

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA  
FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO**



**INCREMENTO DE LA CAPACIDAD DE  
ENFRIAMIENTO DEL REFLUJO SUPERIOR DE LA  
TORRE DE VACIO A FIN DE MAXIMIZAR LA  
CARGA DE PROCESAMIENTO DE LA UNIDAD DE  
DESTILACION AL VACIO (UDV) DE LA REFINERIA  
LA PAMPILLA S.A.**

**TESIS:**

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO PETROQUIMICO**

**FERNANDO ANDRES, GARCIA BLAS**

**PROMOCION 95-0**

**LIMA – 1999**

Algunas personas llegan a nuestras vidas y se alejan en silencio; otras permanecen por un tiempo, dejan huellas en nuestros corazones y no volvemos nunca a ser los mismos.

Dedicado a mi familia, por el gran apoyo que me brindaron durante mis estudios.

Dedicado a la memoria de mi hermano Juan Pedro.



Un agradecimiento muy especial al personal de la Refinería La Pampilla, por las facilidades que me brindaron para el desarrollo de este trabajo.

**INCREMENTO DE LA CAPACIDAD DE  
ENFRIAMIENTO DEL REFLUJO SUPERIOR  
DE LA TORRE DE VACIO A FIN DE  
MAXIMIZAR LA CARGA DE  
PROCESAMIENTO DE LA UNIDAD DE  
DESTILACION AL VACIO DE LA REFINERIA  
LA PAMPILLA S.A**

**INCREMENTO DE LA CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO DEL REFLUJO SUPERIOR DE LA TORRE DE VACIO A FIN DE MAXIMIZAR LA CARGA DE PROCESAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO ( UDV ) DE LA REFINERIA LA PAMPILLA S.A.**

**I. RESUMEN Y GENERALIDADES**

**II. CONCLUSIONES**

**III. DESCRIPCION GENERAL DE LA REFINERIA " LA PAMPILLA " S.A.**

**IV. OPERACIÓN DE DESTILACION PRIMARIA I Y DESTILACION AL VACIO DE LA PAMPILLA.**

4.1. Descripción del Proceso de Destilación Primaria I ( UDP I ).

4.2. Descripción del Proceso de destilación al Vacío ( UDV ).

**V. DESCRIPCION DEL PROBLEMA EXISTENTE EN UDV.**

5.1. Antecedentes

5.2. Análisis del Problema

5.3. Objetivo de la Investigación

**VI.DETERMINACION DE LA FALTA DE CAPACIDAD DE EXTRACCION DE CALOR EN LA CORRIENTE DE REFLUJO DE LVGO PARA CARGA DE PROCESAMIENTO EN UDV 17 MBPD.**

6.1. Bases del Estudio de proceso.

- Primer caso

- Segundo Caso

6.2. Alternativas planteadas para satisfacer la deficiencia de enfriamiento.

## VII. DESARROLLO DE ALTERNATIVAS PLANTEADAS

### 7.1. Diseño de Primera Alternativa

#### Intercambiadores Tipo Casco - Tubo

- Ubicación de los Intercambiadores en el Circuito del Crudo
- Diseño de los Nuevos Intercambiadores ( 11-E71 A/B )
- Reubicación de los Intercambiadores 11E-52 A/B.

### 7.2. Diseño de Segunda Alternativa :

#### Enfriadores Tipo Casco - Tubo

- Diseño de los Nuevos Enfriadores.
- Ubicación en Planta

### 7.3. Alternativa Seleccionada

## VIII. EVALUACION TECNICO ECONOMICAS DE PROPUESTAS PARA EL SUMINISTRO DE LOS 11-E 71 A/B.

8.1. Evaluación Técnica de Propuestas

8.2. Condiciones de Suministro y Costo.

8.3. Evaluación Económica de las Propuestas y Selección.

## IX. INSTALACION DE LOS NUEVOS EQUIPOS

9.1. Obras Civiles

9.2. Obras Metal Mecánicas

9.3. Relación de Materiales

## X. CALCULOS Y RESULTADOS

10.1. Cálculos previos a instalación de los nuevos equipos.

10.2. Estimación de resultados esperados en UDPI y UDV, antes de la instalación de los 11-E71 A/B.

10.3. Resultados obtenidos en UDV, después de puesto en servicio los 11-E 71 A/B.

## XI. EVALUACION ECONOMICA DEL ESTUDIO

## XII. ANEXOS Y BIBLIOGRAFIA.

## CAPITULO No. I

### RESUMEN

El presente trabajo, tuvo por finalidad, realizar un estudio **para lograr el Incremento de la Capacidad de Enfriamiento del Reflujo Superior de la Torre de Vacío a fin de maximizar la carga de procesamiento de la Unidad de Destilación al Vacío ( UDV ) de la Refinería “ La Pampilla “ S.A ( RELAPA S.A )**. Para explicar el contexto en el cual se desarrollo este estudio es necesario detallar los eventos históricos ocurridos en “ La Pampilla “ y que trajeron como consecuencia el desarrollo de este trabajo de tesis.

La Refinería tiene actualmente dos unidades de destilación primaria ( UDP ). Los productos que se obtienen de una UDP, en forma descendente desde el tope de la fraccionadora son : gasolina, nafta, kerosene, diesel, gasóleo atmosférico ( AGO ) y crudo reducido. La UDP I que tiene actualmente una capacidad de procesamiento de 32MBPD entró en operación en 1967. En 1977 entra en operación la segunda unidad de destilación de crudo ( UDP II ), en esta planta no se obtenía el corte de nafta ( hasta setiembre de 1995 ) lo que originaba que la gasolina obtenida en esta unidad era mucho mas pesada que la gasolina obtenida en UDP I, tal como se muestra en el gráfico No.1. Esta gasolina pesada traía consigo dos inconvenientes para su utilización en la preparación de gasolina de 84 y 95 octanos :un bajo octanaje y una baja susceptibilidad al plomo tetraetilo ( TEL ).

Esto origino la necesidad de reprocesar la gasolina pesada en UDP I, con el objetivo principal de separar la fracción pesada junto con la de nafta, el cual era incorporado al “ Pool “ de destilados medios ( kerosene, turbo y diesel ). A partir de abril de 1990, se comenzó a reprocesar gasolina pesada en la fraccionadora de destilación primaria I vía el circuito de reflujo de nafta. Los intercambiadores que formaban parte de este circuito, los 11-E 2 A/B y los 11-E

52 A/B quedaron liberados y recibieron un servicio alternativo. El primero de ellos fue empleado para enfriar el total de la corriente de gasóleo liviano de vacío ( LVGO ) mientras que los otros fueron empleados para enfriar la corriente del diesel producción , ver gráfico No.2.

Esta situación se mantuvo hasta el 26 de Setiembre de 1995, fecha en que entró en operación el nuevo proyecto de “ Obtención de Nafta Pesada en UDP II “, con lo cual se dejó de reprocesar gasolina pesada de UDP II en UDP I. La puesta en marcha de este proyecto origino que los intercambiadores 11-E 2 A/B que venían utilizándose como enfriadores de la corriente de LVGO volvieran a su uso original ( reflujo de nafta vs. crudo ) produciendo un déficit de extracción de calor en el sistema de reflujo de tope de UDV y limitando por ende la carga a la unidad de destilación al vacío y la producción de LVGO, que se deriva esencialmente al diesel 2.

En el cuadro No.1 se muestra el marco operativo a partir de setiembre de 1995 en la Unidad de Vacío, el cual se presento de la siguiente manera :

- Los únicos equipos usados para enfriar la corriente de reflujo de LVGO fueron los 11-E 24 que vienen a ser enfriadores atmosféricos y que eran complementarios a los 11-E 25 A/B/C. Estos últimos fueron los enfriadores originales empleados para enfriar el reflujo de LVGO vs. agua de enfriamiento y que fueron destinados a otro servicio, debido a que la carga procesada en UDV en años anteriores, no requería de mayor enfriamiento en dicho sistema.
- La gravedad API promedio del crudo procesado en UDP I, comenzó ha incrementarse, originando productos de fondo más liviano ( carga a UDV ), que demandaban mayor capacidad de enfriamiento en el reflujo de tope de UDV.

- La carga de procesamiento a UDV se redujo de 17 MBPD hasta un valor entre 13 y 14 MBPD, la que se mantuvo hasta 1997, originando una reducción en el rendimiento de producción de LVGO en aproximadamente 2.5%.
- Debido a las restricciones existentes para maximizar la carga a 17 MBPD cuando la operación lo requería, se **dejo de percibir aproximadamente US\$ 50000 / mes, a consecuencia de la reducción en un 2.5% del rendimiento de LVGO**. Esta estimación se hizo teniendo en cuenta un diferencial de precio entre el LVGO y HVGO de US\$ 4 / Barril.

Este estudio fue desarrollado con el objetivo de incrementar la capacidad de enfriamiento del reflujo superior de la torre de vacío para luego maximizar la carga de procesamiento a UDV. Este reflujo esta formado por la corriente de reflujo de LVGO.

Para alcanzar nuestro objetivo se efectuó un **BALANCE DE ENERGIA** en el **circuito del LVGO** el que nos permitió calcular el requerimiento total de calor a intercambiarse, a partir del cual se determino el **área de transferencia de calor necesario para un buen enfriamiento de la corriente de reflujo de LVGO**, este flujo regula automáticamente el control de la temperatura de tope de la torre de vacío y debe ser la necesaria para evitar perdidas de producto por el tope ( hidrocarburos ). Un deficiente enfriamiento de la corriente de reflujo de LVGO originara que la temperatura de tope se incremente debido a que algunos vapores ligeros condensables ascienden congestionando el tope de la unidad los que pueden ser jalados por el sistema de vacío, causando perdida de este en la Columna.

**Este cálculo energético arrojo como resultado la necesidad de incrementar el área de transferencia para el enfriamiento de la corriente de reflujo de gasóleo ligero**, ya que los enfriadores atmosféricos 11-E 24 no eran suficientes para la extracción de calor de esta corriente de proceso. **Este**

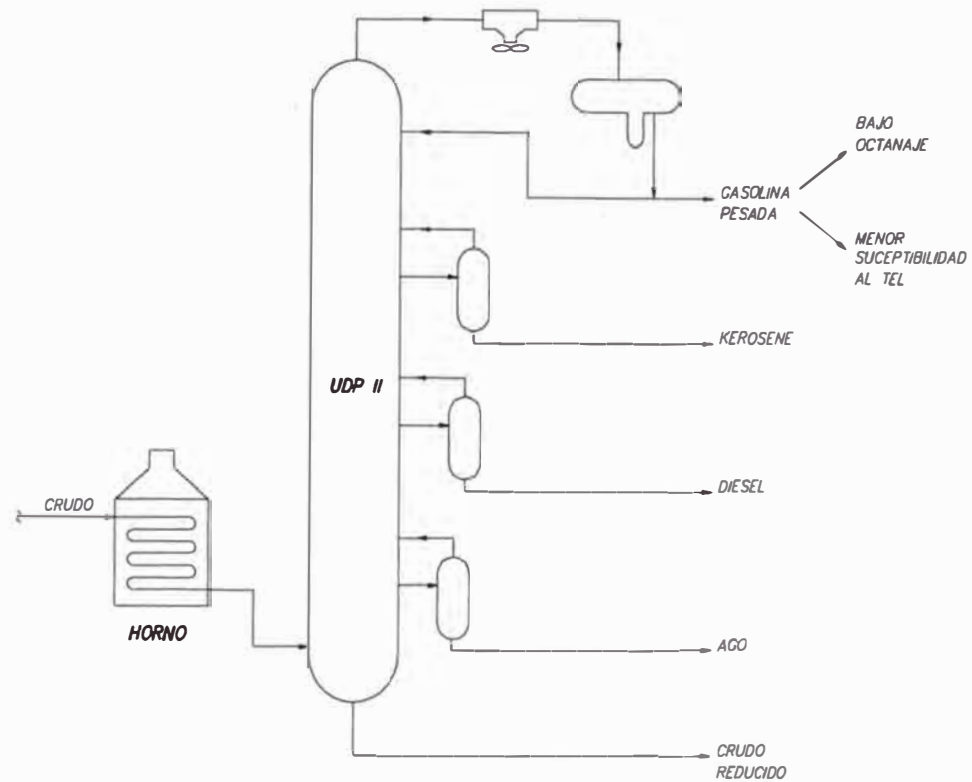
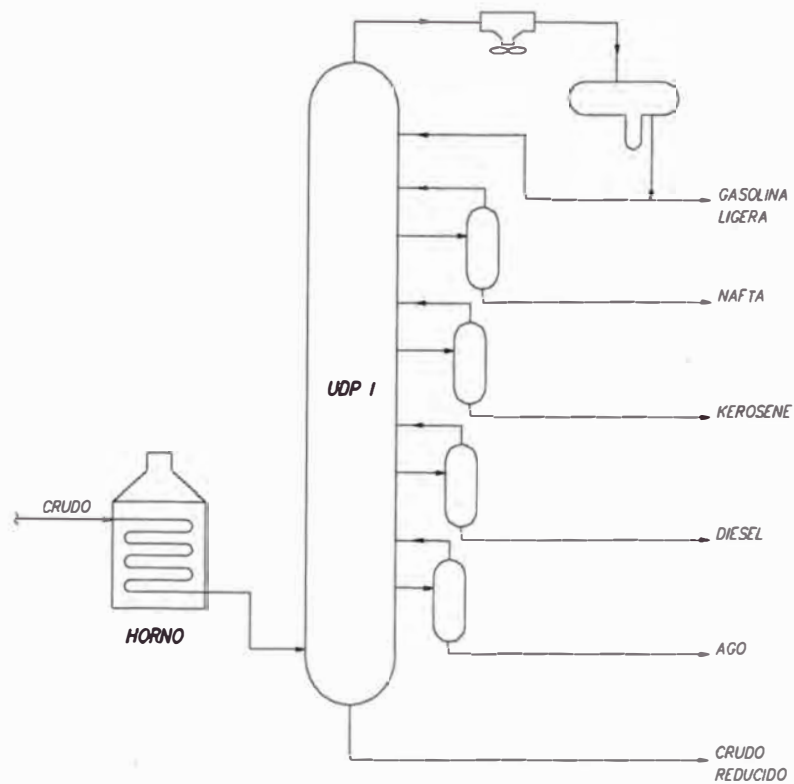


**aumento en el área de transferencia se determinó que podría lograrse instalando dos nuevos intercambiadores de calor en serie 1 - 4, dentro del Circuito No.2 de precalentamiento del crudo ( antes de la desaladora 11D - 80 ).**

En Abril de 1997 entraron en operación estos dos nuevos intercambiadores denominados como **11-E 71 A/B**, los que permitieron incrementar la carga de procesamiento a la unidad de vacío de **13.5 MBPD** hasta una carga promedio de **17 MBPD**, lográndose una mayor producción de LVGO en aproximadamente **2.5%** a costa del gasóleo pesado ( HVGO ). Este incremento de LVGO se derivó esencialmente a la producción de diesel 2, ver cuadro No.2.

**El Beneficio que obtendrá la refinería “ La Pampilla “ S.A al ejecutarse este proyecto será de 1915 MUS\$ ( VAN al 15% ) en un período de 10 años (números de años considerados en el análisis de flujo de caja de este proyecto).**

El gráfico No.3 muestra el desarrollo de este trabajo el cual es el resultado de un ciclo cerrado, que fue desde la identificación del problema en UDV, la evaluación y selección de la alternativa correcta que ayudó a resolver el déficit de enfriamiento de la corriente de LVGO, el diseño detallado de los nuevos intercambiadores, instalación de estos dentro del tren de precalentamiento del crudo, evaluación de proveedores para suministrar estos nuevos equipos, la puesta en operación y evaluación de estos posteriormente. La distribución del período de tiempo empleado para lograr el objetivo de este trabajo se muestra en el cuadro No.3.

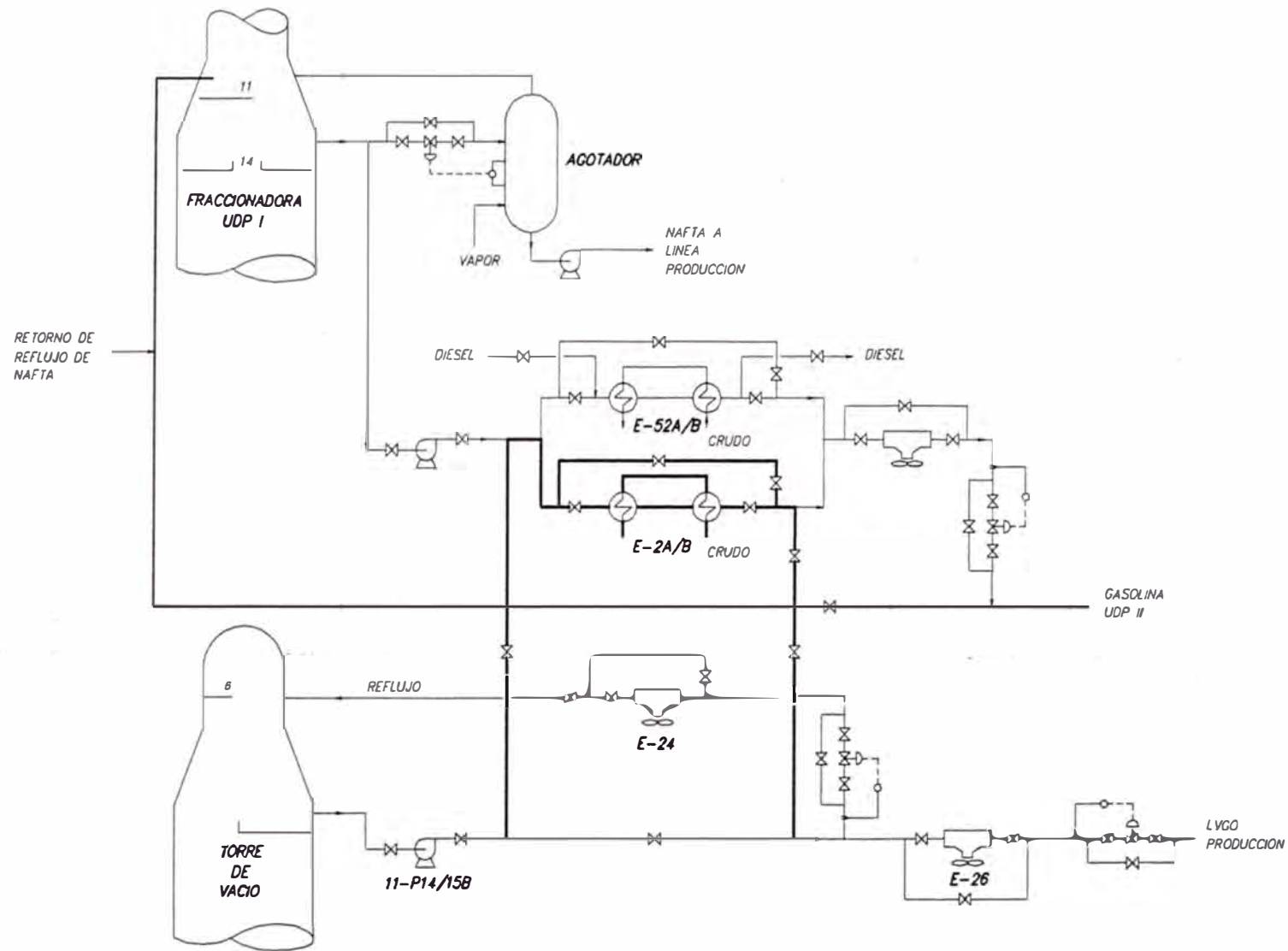


(\*) ANTES DE SEPTIEMBRE DE 1995, LUEGO SE COMENZO A OBTENER NAFTA EN UDP II

REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 1

DESCRIPCION GENERAL DE LAS UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA "LA PAMPILLA" (\*)



CODIGO :

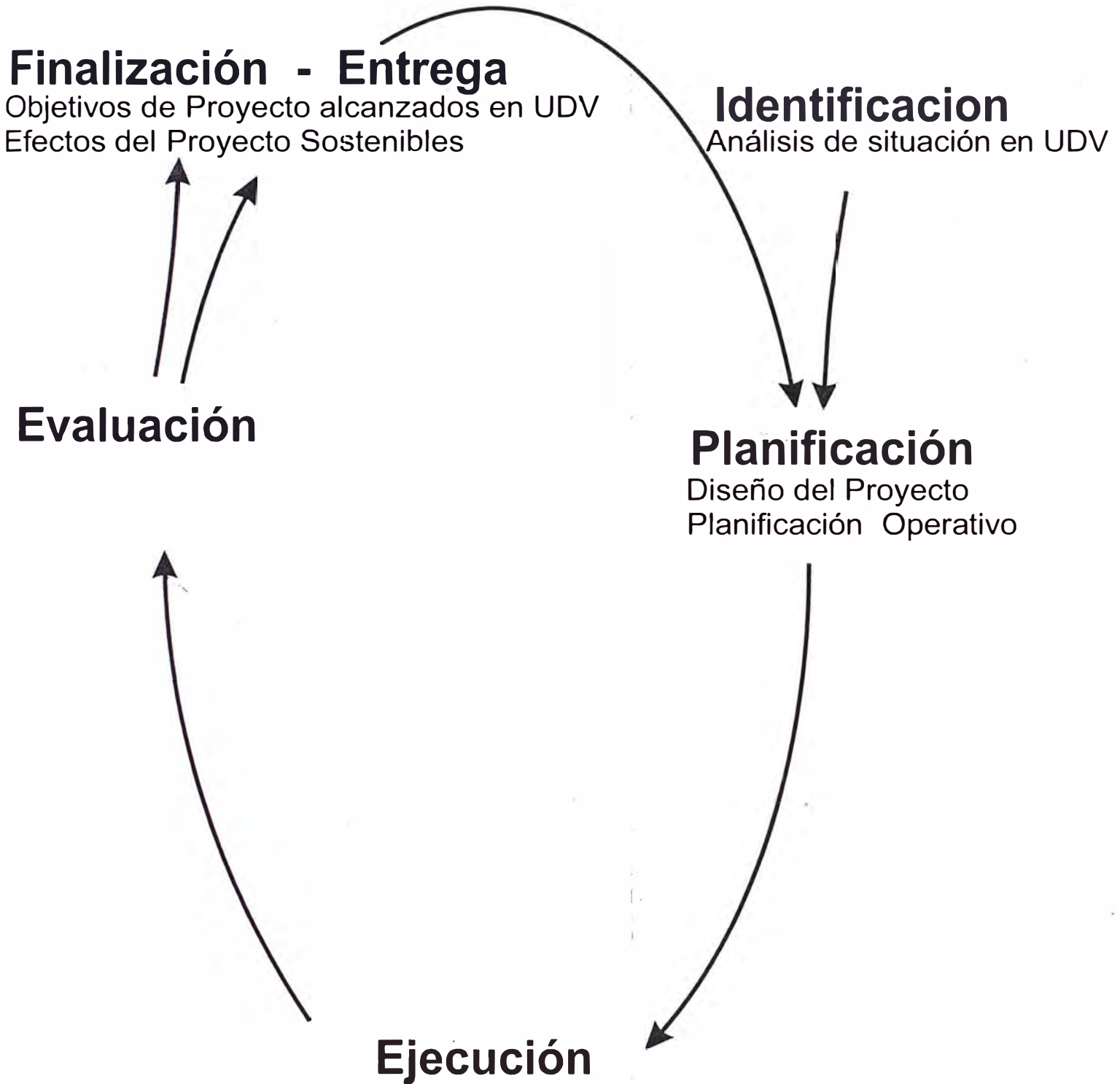


NUEVO  
EXISTENTE

REFINERIA LA PAMPILLA

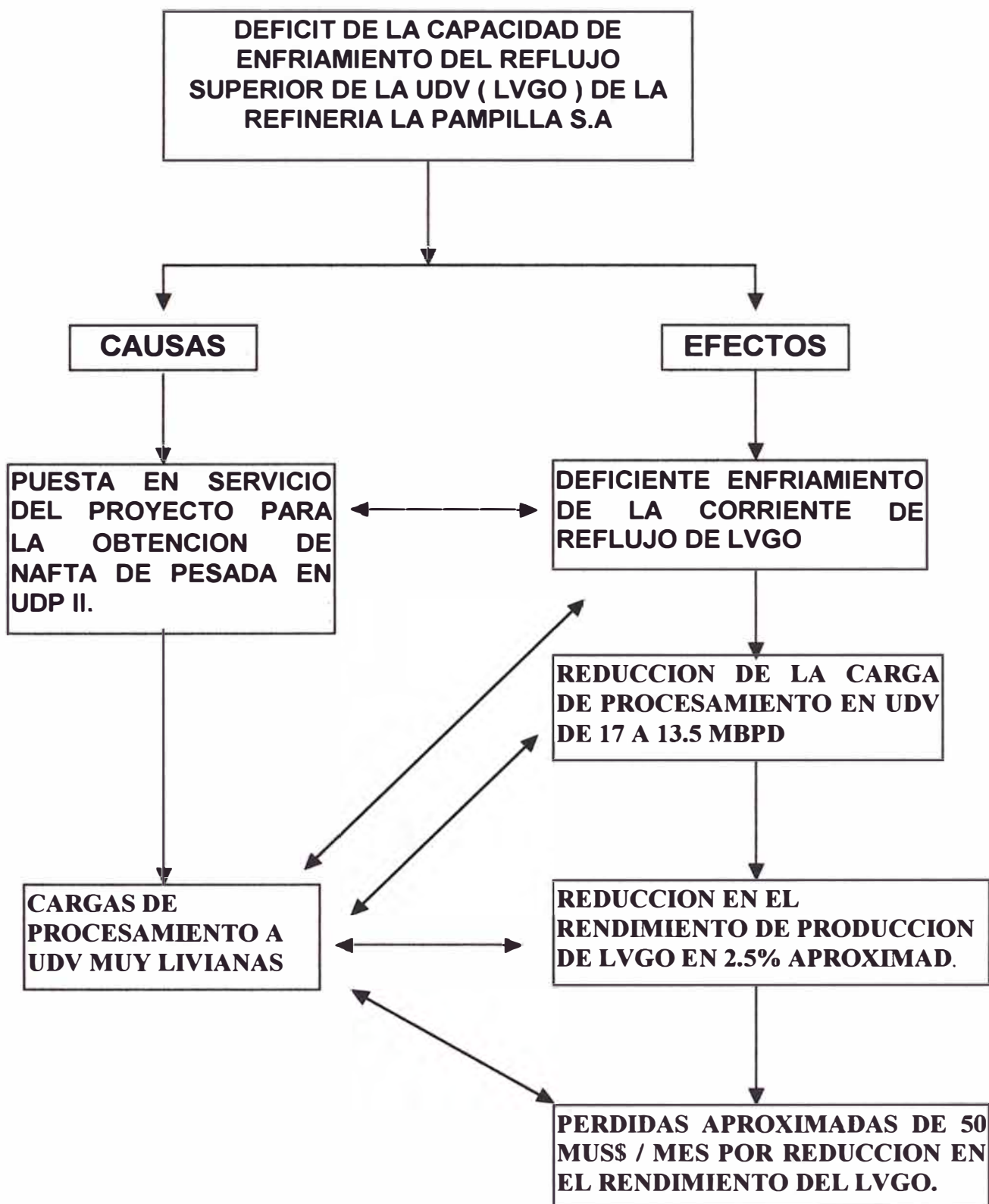
**GRAFICO No.2**  
 CIRCUITO DE REFLUJO DE NAFTA  
 Y ENFRIAMIENTO DE LA CORRIENTE  
 DE LVGO EN LOS 11-E2A/B

# CICLO DEL TRABAJO DE TESIS



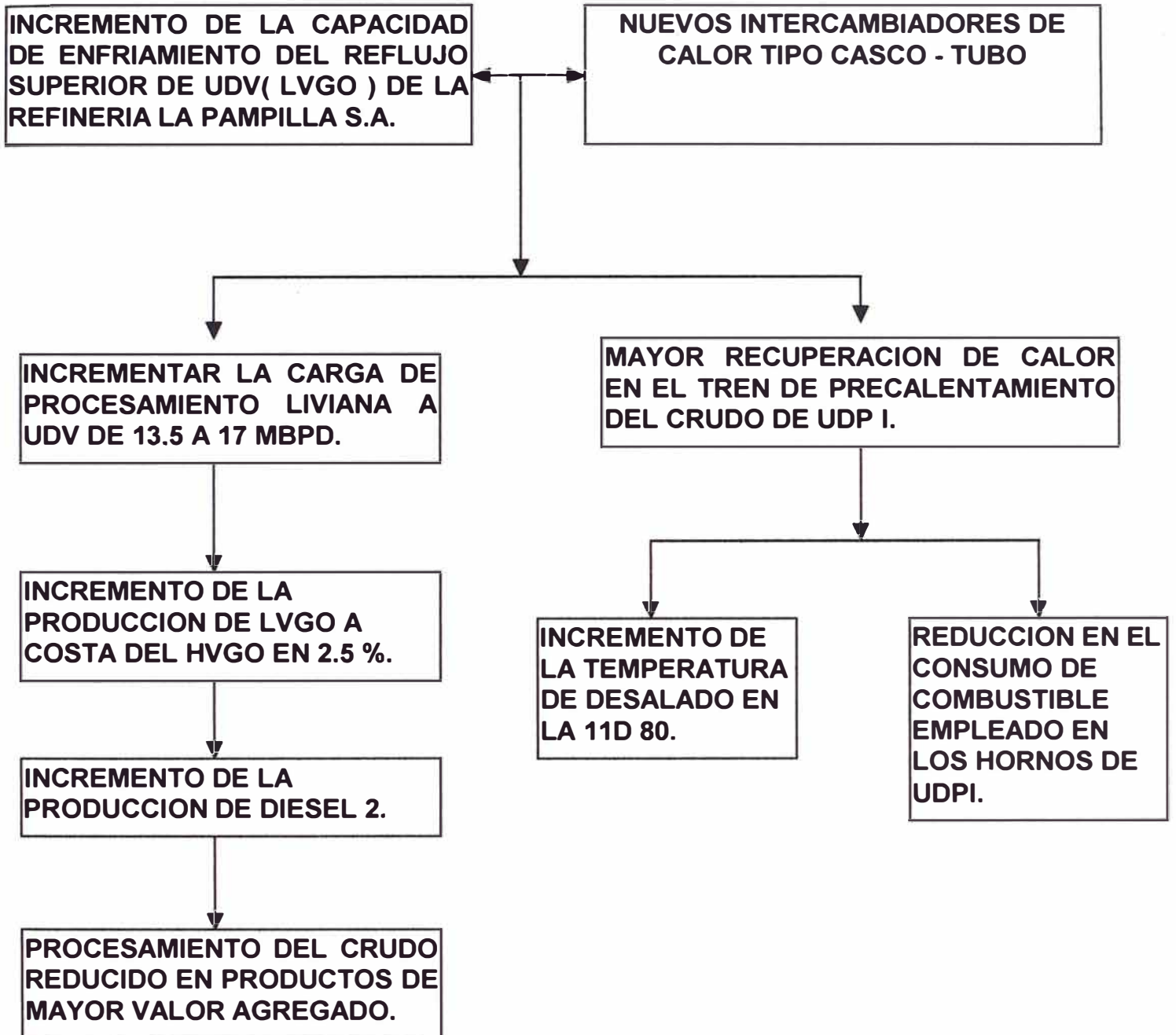
## CUADRO No.1

### PROBLEMA QUE GENERA EL DESARROLLO DE ESTE ESTUDIO RELACION CAUSA - EFECTO

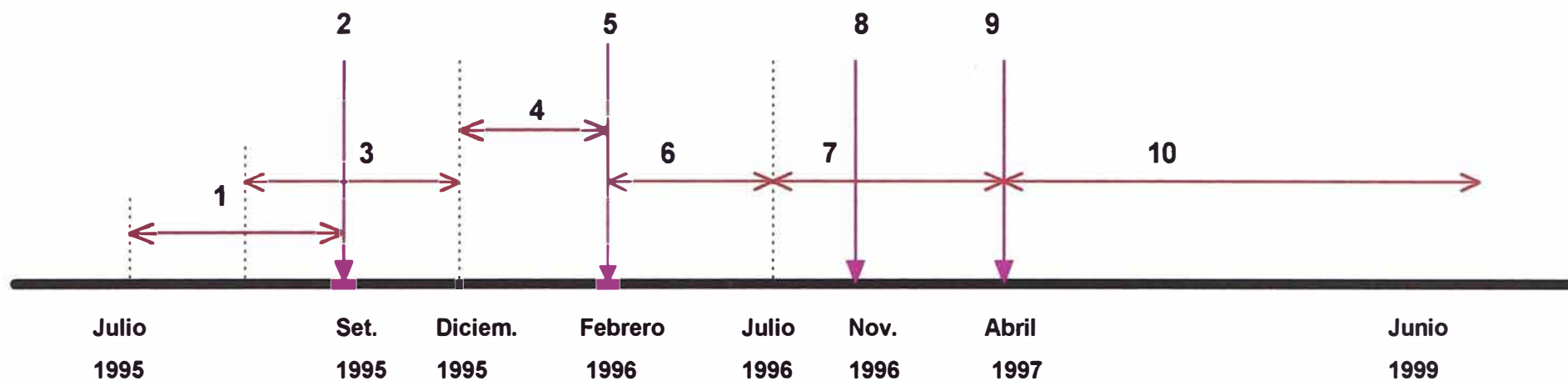


## CUADRO No.2

### OBJETIVOS TRAZADOS Y ALCANZADOS EN EL DESARROLLO DE ESTE ESTUDIO



**CUADRO No.3**  
**ETAPAS DEL DESARROLLO DEL ESTUDIO REALIZADO EN LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO ( UDV )**  
**DE LA REFINERIA “ LA PAMPILLA “ S.A**



**Leyenda :**

- 1 : Identificación del problema operativo a presentarse en UDV. Evaluación y Selección de la solución adecuada.**
- 2 : Inicio de la Operación de Extracción de Nafta Pesada en UDP II.**
- 3 : Diseño detallado, especificación y presupuesto del proyecto. Cálculo de rentabilidad.**
- 4..: Proceso de negociación directa para agilizar la compra de los nuevos intercambiadores. Invitación, recepción y evaluación de propuestas de seis firmas especializadas.**
- 5..: Adquisición de los nuevos intercambiadores 11 - E 71 A/B.**
- 6..: Bases de concurso para la instalación de los nuevos equipos, tuberías y accesorios.**
- 7..: Ejecución de los trabajos de obra civil y metal mecánica para la instalación de los 11 - E 71 A/B.**
- 8..: Llegada de los Nuevos Intercambiadores a RELAPA S.A.**
- 9..: Puesta en Servicio de los Intercambiadores 11-E 71 A/B.**
- 10 : Etapa de Operación de UDV con Cargas de procesamiento de 17 MBPD ( Objetivo Logrado ).**

## GENERALIDADES

Para recuperar el nivel de extracción de calor en el sistema de reflujo de LVGO, se planteo la necesidad de utilizar nuevos intercambiadores de calor. Para esto fue necesario recopilar datos de operación y de laboratorio de la unidad de destilación al vacío desde 1995 hasta 1997, tales como temperatura de proceso de la corriente de LVGO y el crudo, carga de procesamiento, volumen de producción y reflujos, viscosidad del crudo reducido y residual de vacío, gravedad API del crudo procesado en UDP I, con la finalidad de obtener resultados, que nos garanticen lograr con éxito nuestro objetivo. A continuación se describe en forma resumida el contenido de este estudio.

En el capítulo dos se detalla los beneficios que se logro con el desarrollo de este estudio, además de las recomendaciones que deberían tomarse en UDV para mantener una carga de procesamiento sostenida en esta unidad.

En el capítulo tres muestra una descripción general de los diferentes unidades de proceso existentes en la refinería " La Pampilla " S.A y la interrelacion que existe entre ellos. Mediante enfoques teóricos se trata de diferenciar los diversos procesos enfocándose esta explicación en tres aspectos : Para que sirve, principio de operación y descripción breve de cada uno.

En el capítulo cuatro se explica la parte operativa de la unidad de destilación I ( UDP I ) y la unidad de vacío ( UDV ), a fin de mostrar la interrelacion que existe entre ambas. Aquí, se hace una descripción de todo el tren precalentamiento del crudo, explicación que será de mucha utilidad mas adelante. Se detalla además el circuito por donde se alimenta la carga de procesamiento a UDV ( crudo reducido ) desde la UDP I. Por considerarse de interés para este trabajo se a descripto con mas detalle la UDV desde la función que cumple hasta los productos que se obtienen de ella.



En el capítulo cinco se muestra el análisis del problema generado en UDV a partir de setiembre de 1995. En la sección 5.1 se muestra un reporte histórico del incremento de carga a UDV. Además se menciona de que variables dependía esta unidad, en ese instante, para incrementar su carga.

La sección 5.2, hace referencia como la puesta en operación del proyecto del corte de nafta en UDP II, origino el déficit de la extracción de calor en el reflujo de LVGO, originando el incremento de la temperatura de tope de UDV. Además se hace mención de como a partir del segundo semestre de 1995 en UDP I se procesaron petróleo crudo muy liviano ( 28 °API ), lo que provoco la producción de crudo reducido mas ligeros que desde el punto vista de rendimiento producen mayor gasóleo ligero de vacío ( LVGO ) y gasóleo pesado de vacío ( HVGO ). Pero que debido a que no se tenia buena capacidad de enfriamiento en el reflujo de LVGO, se procedió a reducir la carga operativa de esta unidad aproximadamente de 17 a 13.5 MBPD.

En el capitulo seis **se determino la deficiencia de extracción de calor que se producía en la corriente de LVGO para una carga de procesamiento en UDV de 17 MBPD, una vez retornados los 11 - E2 A/B a su servicio de diseño esto es enfriar la corriente de reflujo de nafta ( setiembre 1995 ).** Para determinar este déficit fue necesario comparar la extracción de calor en el circuito de LVGO antes y después de que entre en operación la ejecución del proyecto de obtención de nafta pesada en UDP II, manteniendo en ambos casos las mismas condiciones de proceso de la unidad de vacío. Aquí se detalla además las alternativas que fueron evaluadas para satisfacer la deficiencia de enfriamiento las cuales son explicadas a detalle mas adelante.

El capítulo siete, es uno de los puntos mas importantes del presente trabajo. Aquí se desarrollo cada una de las alternativas planteadas para cubrir el déficit del calor retirado que se produciría en el circuito de reflujo de LVGO, cuando la carga de procesamiento liviana a UDV era alrededor de 17 MBPD. **La Primera Alternativa** planteó el uso de nuevos intercambiadores de calor para el servicio

LVGO vs. Crudo, que permita mejorar el enfriamiento de la corriente de reflujo de LVGO. La ubicación de estos nuevos intercambiadores dentro del circuito de precalentamiento del crudo llevo a evaluar el perfil de temperatura del petróleo ante de su ingreso a las desaladoras( 11-D1 y 11-D80 ), considerando la temperatura de extracción del LVGO (aproximadamente. 240 °F).

La explicación de las variables que determinaron la ubicación de los nuevos intercambiadores se explican en la sección 7.1.1. En la sección 7.1.2, se procedió al diseño básico de los nuevos intercambiadores de Casco y Tubos. Se considero para el diseño el caso más critico en UDV, el cual se genera cuando las cargas procesadas en esta unidad son ligeras, esto debido al procesamiento de crudo liviano en UDP I, los datos empleados para este diseño fueron tomados del primer semestre de 1995 y se muestra mas adelante en el “ Data Sheet “. **Este diseño concluyo que el nuevo intercambiador tendría un arreglo del Tipo 2 - 4, el cual se lograría mediante dos intercambiadores 1 - 4 en serie. Estos nuevos intercambiadores fueron denominados 11-E 71 A/B.** La adición de los 11-E71 A/B, al circuito del crudo, origino que fueran reubicados los intercambiadores existentes 11-E 52 A/B utilizados para el servicio crudo vs. reflujo de nafta ó diesel. Esta inevitable reubicación se realizo con la finalidad de conseguir : mayor temperatura del crudo en el fondo de la torre pre flash y afectar en menor grado el enfriamiento de la corriente de nafta ( ó diesel ). En la sección 7.1.3, se explica la razón de esta reubicación.

En la sección 7.2 se realizo el diseño básico de los Nuevos Enfriadores de Casco y Tubo : Agua de Enfriamiento vs. LVGO, el cual fue planteado como **Segunda Alternativa** para resolver el problema del déficit de enfriamiento de la corriente de LVGO. El procedimiento de diseño empleado es similar al empleado en la sección 7.1.2. En el punto 7.3, se hace una evaluación y selección de la alternativa a emplearse para enfriar la corriente de gasóleo liviano, considerando los costos que representaba cada una de ellas para la refinería, además de las ventajas y desventajas que se lograría en las unidades

de proceso de “ La Pampilla “. Se decidió instalar nuevos intercambiadores de calor tipo casco - tubo para mejorar el grado de enfriamiento de la corriente de reflujo de LVGO.

El tramite posterior que llevó a la adquisición de los nuevos intercambiadores 11-E 71 A/B, se detalla en el capítulo ocho. La evaluación técnica de las propuestas enviadas por los proveedores, se detalla en la sección 8.1. La evaluación económica realizada para cada propuesta se desarrollo en la sección 8.2.

Las condiciones planteadas por cada proveedor para el suministro de estos nuevos equipos, esto es : plazo de entrega y forma de pago, fue tomada en cuenta para tomar la decisión de elegir el proveedor que suministro los nuevos intercambiadores a “ La Pampilla “.

El capítulo nueve, contiene la descripción de los trabajos, que fueron realizados para la instalación de los 11-E 71 A/B, los planos que fueron utilizados se muestran en el anexo No. 6, aquí se detalla : La ubicación de los nuevos equipos a instalar en planta, la cimentación de concreto para los intercambiadores, modificación de drenaje, las nuevas de alimentación y retorno de LVGO y crudo hacia los 11-E 71 A/B. Considerando que la refinería había adquirido dos nuevas bombas de fondo para UDV ( existentes en sus almacenes ), se procedió a desarrollar también toda la cimentación ( obra civil ), que sería necesaria para la futura instalación. Ambas instalaciones, intercambiadores y bombas, responden a un mismo objetivo, el cual es maximizar carga a UDV .

El capítulo diez contiene los cálculos realizados para determinar la caída de presión en la nueva línea de LVGO, el cálculo del NPSH para la nueva bomba eléctrica considerando su futura ubicación así como el tipo y sección transversal del cable eléctrico que utilizara para la instalación de esta bomba. Aquí se muestra además, cuales fueron los resultados operativos estimados en UDV, antes de la instalación de los 11-E71 A/B, así como los obtenidos una vez

puesta en operación estos nuevos equipos, lo que nos permitió hacer una comparación con los datos obtenidos en planta.

En el capítulo once, se detalla la evaluación económica de todo este este proyecto puesto en ejecución. La rentabilidad de este trabajo se determino en base a las variables económicas conocidas como el TIR y el VAN.

En el último capítulo de este trabajo se detalla, los anexos que contiene información complementaria a lo explicados en los capítulos anteriores y que serán de mucha utilidad, además de las referencias bibliográficas empleadas para el desarrollo de este trabajo de tesis.

## CAPITULO II

### CONCLUSIONES

Las ventajas que se lograron con el desarrollo de este estudio fueron

- 1. Se logró el incremento en el rendimiento de la producción de gasóleo liviano de vacío ( LVGO ) de 5.05 a 7.55 % a expensas del gasóleo pesado de vacío ( HVGO ), al lograrse reducir la temperatura de tope de la unidad de vacío de 188°F a 174°F, debido al mayor enfriamiento de la corriente de gasóleo liviano obtenido con la instalación de los 2 nuevos intercambiadores de calor en el circuito de reflujo de LVGO.**
  
- 2. La instalación de los nuevos intercambiadores 11 - E71 A/B logró además los siguientes beneficios adicionales**
  - El incremento de la carga de procesamiento a UDV de 13.5 MBPD a un promedio de 17 MBPD en corto plazo.
  
  - Una mayor recuperación de calor por el lado crudo en todo el tren de precalentamiento, la temperatura de entrada a los hornos se incremento de 417°F a 430°F, lo que permitió un ahorro de combustible del orden de 121 MUS\$ / Año.
  
  - Se logro una mayor temperatura de desalado del Crudo en la desaladora 11D80 de 211°F a 259°F, que redundo en un mejor desalado del Crudo.

## RECOMENDACIONES

A fin de incrementar la capacidad de la Unidad de Vacío hasta 24 MBPD es necesario superar los siguientes cuellos de botella que existen en esta unidad

- Incrementar la capacidad de evacuación de fondos ( residual ) de UDV a 17.3 MBPD, con la instalación de nuevas bombas de mayor capacidad.
- Mejorar el enfriamiento del Residual a Tanques, instalando nuevos intercambiadores para lograr que la temperatura a tanques no supere los 240 °F, logrando incrementar la recuperación de calor en el sistema de fondo.
- Instalación de Rellenos Estructurados en la Columna de Destilación al Vacío para incrementar el fraccionamiento y los rendimientos de los cortes.

## **CAPITULO III.**

### **DESCRIPCION GENERAL DE LA REFINERÍA “LA PAMPILLA “.**

La Refinería “ La Pampilla “ S.A ( RELAPA S.A ), es la más grande que tiene el país desde el punto de vista de procesamiento de crudo, desde su fundación esta a sufrido cambios ya sea en su capacidad de procesamiento, en la instalación de nuevas unidades, la aplicación de nuevas tecnologías y en su organización. Actualmente cuenta con una capacidad de procesamiento de crudo 102 MBPD, en el cuadro No.4 se muestra el incremento de la capacidad de procesamiento desde su arranque. Actualmente esta refinería abastece el 65 % del combustible en Lima y el 45% del mercado nacional. Genera en promedio un 40 % del volumen exportable de combustibles formulados como petróleo industriales No.6 y 500 realizado hacia EE.UU, México, Chile y la Zona del Caribe. Antes de explicar el contenido de este trabajo, se describirá de manera general las unidades de proceso que conforman la refinería, luego con mas detalle la unidad de destilación al vacío, área donde se circunscribe nuestro estudio.

En el gráfico No.4 se muestra un diagrama de bloques en la cual se detalla las plantas existentes en la refinería y la interrelacion entre ellas. Las unidades de proceso que existen actualmente en la refinería son

#### **1. Unidad de Destilación Primaria ó Atmosférica ( UDP )**

La unidad de destilación primaria tiene por finalidad separar del petróleo crudo un cierto número de cortes ó fracciones clasificadas en función de las temperaturas de ebullición de los hidrocarburos. Estos cortes de destilación se

regulan para hacerlos corresponder aproximadamente con su especificación de destilación ASTM.

Las fracciones de petróleo que se extraen en forma continua lo hacen según el rango de temperatura requerido. Los productos que se obtienen en una destilación primaria desde el tope al fondo de la torre son

<b>Fracciones</b>	<b>Rango de Temperatura ( °C )</b>
Gasolina	35 - 150
Nafta	130 - 200
Kerosene	150 - 300
Diesel	180 - 380
Crudo Reducido	+380

Posteriormente algunas de estas fracciones son enviadas directamente a almacenarse como productos finales y otros utilizados como carga a otras unidades de proceso. Actualmente " La Pampilla " cuenta con dos unidades de destilación operativas con una capacidad de procesamiento total de 102 MBPD.

## **2. Unidad de Destilación al Vacío**

La destilación al Vacío es empleada para la redestilación de stocks de destilados a presión, destilados de alta presión ó stocks de soluciones lubricantes. Es también usado para la destilación de crudos reducidos, con el que se consigue la producción de gasóleos y residuales, este el caso de la UDV de refinería " La Pampilla " S:A.

El mecanismo de esta etapa de transformación del crudo consiste en efectuar el vacío ó presión subatmosférica en la zona de expansión de la columna de



fraccionamiento, mediante eyectores de vacío, instalados en el tope de columna, pudiendo ser dos ó tres etapas. Con ello se consigue disminuir la presión de vapor de los hidrocarburos que componen el crudo reducido y esta variable termodinámica esta ligada con su respectiva temperatura de ebullición. Una gran cantidad de productos ligeros tendrán alta presión de vapor y serán separados en la fase vapor, mientras productos más pesados que tienen bajas presiones de vapor, estarán contenidos en la fase líquida.

Niveles de operación de máxima presión de vacío y temperatura en la zona flash, son generalmente mas económico. Así , la destilación al vacío se realiza a una presión muy inferior a la atmosférica entre 20 y 60 mmHg, lo que permite reducir la temperatura de ebullición de las fracciones ligeras a destilar ( gasóleos ).

El producto de fondo de una destilación primaria, el crudo reducido es utilizado como carga en la unidad de destilación al vacío ( UDV ), con la finalidad de recuperar los componentes mas ligeros que están presentes en este corte.

Esta recuperación no seria posible en una UDP, ya que los cortes de la curva TBP estarían por encima de los 650 °F, lo que produciría la descomposición térmica de los hidrocarburos contenidos en el crudo, originando la formación de depositos de carbón en el interior de los tubos del horno.

Con está reducción de la presión en el interior de una columna de vacío, el crudo reducido es fraccionado en tres nuevos cortes:

**Gasóleo Liviano de Vacío, LVGO ( Light Vacuum Gas Oil )**

**Gasóleo Pesado de Vacío, HVGO ( Heavy Vacuum Gas Oil )**

**Residual de Vacío**

Los gasóleos se utilizan parte como carga a la unidad de craqueo catalítico y el resto será enviado al " Pool " de Diesel. El residual será empleado como base para combustibles pesados.

### **3. Unidad de Craqueo Catalítico Fluido ( UFCC )**

Con el objetivo de obtener productos mas valiosos, entre ellos componentes de alto octanaje para la formulación de gasolinas ecológicas, la refinería cuenta con una unidad de este tipo. Este proceso permite obtener productos de mayor valor agregado, como el gas licuado y la gasolina de alto octanaje a partir de residuales mediante el uso de un catalizador que a temperaturas de más de 500 °C convierte los hidrocarburos pesados en productos livianos. También se produce con este proceso aceites pesados, los que son usados en la formulación de los combustibles para los hornos, calderos, etc..

### **4. Unidad de Desulfurización y Reformación Catalítica.**

El proceso que tiene la refinería " La Pampilla " en esta unidad es de patente UOP y se le conoce también como Unifining - Platforming. Aquí parte de la gasolina ó nafta de bajo octanaje son tratados para eliminar la mayor parte de azufre que contienen, para posteriormente este producto desulfurizado se convierta en gasolina de alto octanaje, produciendo simultáneamente hidrógeno, imprescindible para la desulfurización de las naftas. Esto se consigue en presencia de un catalizador de platino a altas temperaturas ( más de 500 °C ). El producto obtenido es el reformado catalítico.

### **5. Unidad de Extracción y/o Endulzamiento de Mercaptanos**

Trata gasolinas y kerosene con el objetivo de mejorar su calidad eliminando los compuestos de azufre ( mercaptanos ), sustancias ácidas y otras impurezas convirtiéndolos en productos aptos para el consumo.

El proceso Merox patentado por UOP para el tratamiento de gasolinas y kerosene es el empleado en la refinería " La Pampilla " S.A. En el Cuadro No.5 se muestra en forma detallada, todas las unidades de proceso que existen y que se encuentran en funcionamiento en la refinería.



CUADRO No.4



## CUADRO DE PRODUCCION DE LA PAMPILLA

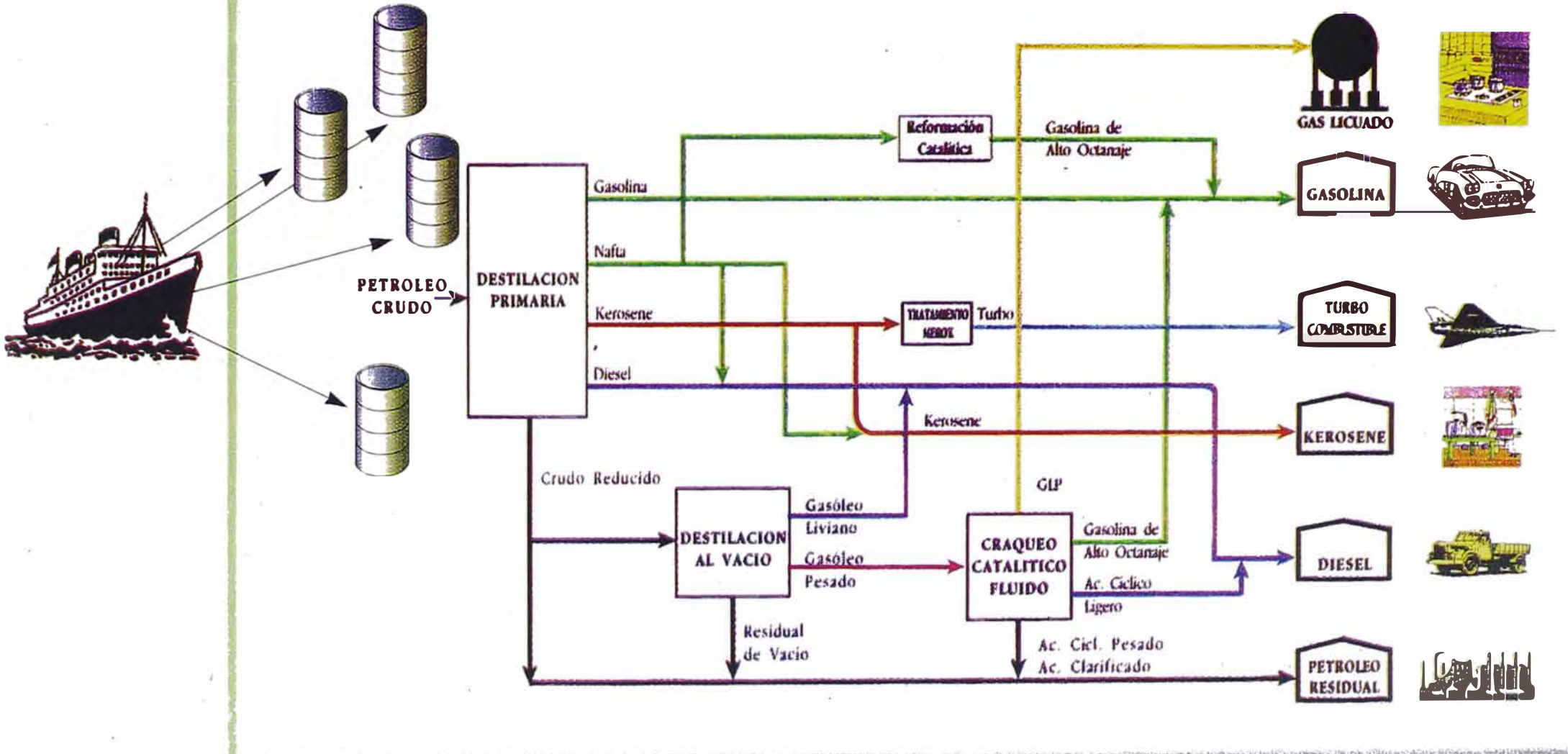
1967	▶ 20 mil barriles diarios
1971	▶ 30 mil barriles diarios
1974	▶ 37 mil barriles diarios
1977	▶ 102 mil barriles diarios



GRAFICO No.4

# REFINERIA LA PAMPILLA

## DIAGRAMA DE PRODUCCION



**CUADRO No.5**  
**CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DE LA PAMPILLA**  
**( en barriles por día )**

<b>Unidad de Destilación Primaria No.1 :</b>	<b>32000</b>
<b>Unidad de Destilación Primaria No.2 :</b>	<b>70000</b>
<b>Unidad de Destilación al Vacío :</b>	<b>18000</b>
<b>Unidad de Craqueo Catalítico :</b>	<b>10000</b>
<b>Unidad Merox No.1 de Kerosene :</b>	<b>3500</b>
<b>Unidad Merox No.2 de Kerosene :</b>	<b>8000</b>
<b>Unidad Merox de Gasolina FCC :</b>	<b>2900</b>
<b>Unidad de Reformación Catalítica :</b>	<b>2000</b>

**Patio de Ventas con despacho a cisternas, suficiente para abastecer toda la demanda de Lima Metropolitana. Terminal Marino con dos amarraderos para buques de hasta un millón de barriles ( 150,000 toneladas ).**

**Referencia :**

**Barril de Petróleo :**

**Unidad de volumen empleada para el Crudo crudo, que tiene su origen en las antiguas barricadas en que se transportaba el mismo. Tiene un valor aproximado de 159 litros.**

## CAPITULO IV

### OPERACION DE DESTILACIÓN PRIMARIA I Y DESTILACION AL VACÍO DE RELAPA S.A.

#### 4.1.DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESTILACION PRIMARIA

##### 4.1.1.Alimentación del Crudo a la Unidad.

Actualmente la refinería viene procesando crudos nacionales e importados, en el cuadro No 6, se muestra los diferentes crudos procesados durante el período de Julio1996 a Julio1998:

#### Tipos de Crudos Procesados en RELAPA S.A

CUADRO No.6

CRUDO	°API
Loreto PP	28.4
Loreto OXY	20.1
Caño Limón	29.5
South Blend	28.2
Lagotreco	28.5
Mesa 30	29.8
R. Sauces	36.5

El crudo se alimenta a la unidad de destilación primaria desde los tanques de almacenamiento con una temperatura de 15 a 30 °C a través de las bombas de carga 11P - 1 A/B/C. El flujo total a la unidad se divide en tres circuitos, controlándose el flujo por cada uno de ellos con las siguientes válvulas automáticas

**Circuito No.1 ..... 11 FRC 96 - 11FRC 98**

**Circuito No.2 ..... 11 FRC 97**

**Circuito No.3 ..... 11 FRC 98**

El flujo de crudo por los circuitos No.1 y No.3 es medido mediante la 11 FRC96, la carga total a la unidad estará determinado entonces por la suma de los flujos de estos tres circuitos

$$\text{Carga Total} = ( 11 \text{ FRC} - 96 ) + ( 11 \text{ FRC} - 97 )$$

En cada circuito el crudo pasa por diversos intercambiadores de calor ( aprovechando el calor de los productos calientes que salen de la unidad ) y por las desaladoras. Estos circuitos se unen luego antes de su ingreso a la torre Pre-Flash. El crudo que se encuentra a una temperatura aproximada de **400 a 450 °F** es introducida a la torre Pre Flash, por la parte superior de esta salen los productos ligeros directamente hacia la zona de vaporización de la fraccionadora y por el fondo de la torre sale el crudo caliente para ser enviado a los hornos para completar su calentamiento. La temperatura de salida del crudo de los hornos es entre 650 a 700 °F, dependiendo del tipo de crudo procesado. En el anexo No.1 se detalla los intercambiadores de calor que existían en cada uno de los circuitos de precalentamiento del crudo hasta el primer trimestre de 1997. La distribución de los flujos por cada circuito del sistema de precalentamiento se hace buscando alcanzar la máxima temperatura del crudo antes de los hornos, optimizando así la recuperación de calor de la unidad.

El cuadro No.7 muestra el incremento de temperatura que sufre el crudo en todo el tren de precalentamiento según los reporte del año 1996, donde se aprecia el grado de recuperación de calor del crudo. En el anexo No.1 ( ver gráfico No.1 ) se muestra el tren de precalentamiento que tenía el Crudo en UDP I antes de la ejecución de este estudio en UDV.



**CUADRO No.7**

**INCREMENTO DE TEMPERATURA DEL CRUDO A LO LARGO DEL TREN  
DE PRECALENTAMIENTO ( \* )**

<b>EQUIPO</b>	<b>TEMPERATURA ( °F )</b>
<b>Entrada al 11E - 1</b>	<b>78</b>
<b>Salida del 11E - 1</b>	<b>87</b>
<b>Salida del 11E - 2</b>	<b>179</b>
<b>Salida del 11E - 3</b>	<b>207</b>
<b>Salida del 11E - 4</b>	<b>282</b>
<b>Salida del 11E - 6</b>	<b>288</b>
<b>Salida del 11E - 7</b>	<b>323</b>
<b>Salida del 11E - 9</b>	<b>346</b>
<b>Salida del 11E - 10</b>	<b>380</b>
<b>Salida del 11E - 11</b>	<b>463</b>
<b>Salida del 11E - 51</b>	<b>133</b>
<b>Salida del 11E - 52</b>	<b>203</b>
<b>Salida del 11E - 5</b>	<b>266</b>
<b>Salida del 11E - 8</b>	<b>398</b>
<b>Salida del 11E-53</b>	<b>295</b>
<b>Salida del 11E - 80</b>	<b>389</b>
<b>Fondos Pre- Flash</b>	<b>422</b>

( \* ) Promedio Anual 1996.

Donde el Incremento de Temperatura que consigue el Crudo antes de su ingresos a los Hornos seria de :

$$\Delta T = 422^{\circ}\text{F} - 78^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = 344^{\circ}\text{F}$$

#### **4.1.2.Fraccionamiento del Crudo**

Los componentes ligeros del crudo que entran en la zona de vaporización de la fraccionadora ( 11C1 ) más los vapores que provienen directamente de la torre Pre-Flash, se elevan en contracorriente con el reflujo interno ( zona de rectificación ), mientras que los componentes pesados caen en contacto con el vapor de agua sobrecalentado ascendente inyectado al fondo de la torre ( zona de agotamiento ). Por la parte superior de la fraccionadora se extraen los vapores de cabeza y por el fondo el crudo reducido; además, se extraen en orden descendente los cortes laterales de nafta, kerosene, diesel y gasóleo primario. Las unidades de destilación primaria, cuenta además con reflujo de tope de gasolina, con los reflujo intermedios de nafta y diesel.

El gráfico No.5 muestra el diagrama de una unidad de destilación primaria. Los productos que se obtienen de esta unidad desde el tope hacia el fondo, se mencionan a continuación y sus rendimientos dependerán de la calidad del crudo procesado.

#### **Gasolina**

Se obtiene a partir de la condensación de los vapores que salen por el tope de la unidad .Estos vapores se condensan en el acumulador de tope, a partir del cual se separa la gasolina, para posteriormente ser enviados a unidad estabilizadora.

#### **Nafta**

Este producto se extrae del plato acumulador de la nafta. Una parte de esta se retornará como reflujo a la torre y el resto saldrá como producto siguiendo los circuitos respectivos. Algunas veces la nafta producción se envía al "Pool" de kerosene y diesel, con la finalidad de incrementar la producción de destilados medios.

## **Kerosene**

Es extraído de su plato acumulador y enviado a su agotador. Posteriormente se procede a su enfriamiento, pasando finalmente por un filtro de sal a fin de eliminar la humedad que pudiera ser arrastrado y posteriormente es enviado a tanques de almacenamiento.

## **Diesel**

Es extraído de su plato acumulador. Una parte de este se retornará como reflujó a la torre y el resto saldrá como producto hacia los tanques de almacenamiento listo para su comercialización.

## **Gasóleo Atmosférico ( AGO )**

Es extraído de la torre y enviado a su agotador. El AGO agotado es retirado por el fondo como producto. Actualmente no se viene extrayendo este corte, pero se aprovecha el circuito de este, para la extracción del diesel.

## **Producto de Fondo**

El crudo reducido sale como producto de fondo de la fraccionadora y es retirado por medio de tres bombas ( 11P-12 A/B/C ) y enviado por los tres ramales siguientes:

### **a. Precalentamiento de Crudo ( Circuito No.3 )**

En este circuito se aprovecha el calor contenido en el crudo reducido, primero en el intercambiador 11-E80, y luego, después de mezclarse con parte de la producción de residual de vacío en el intercambiador 11-E53.

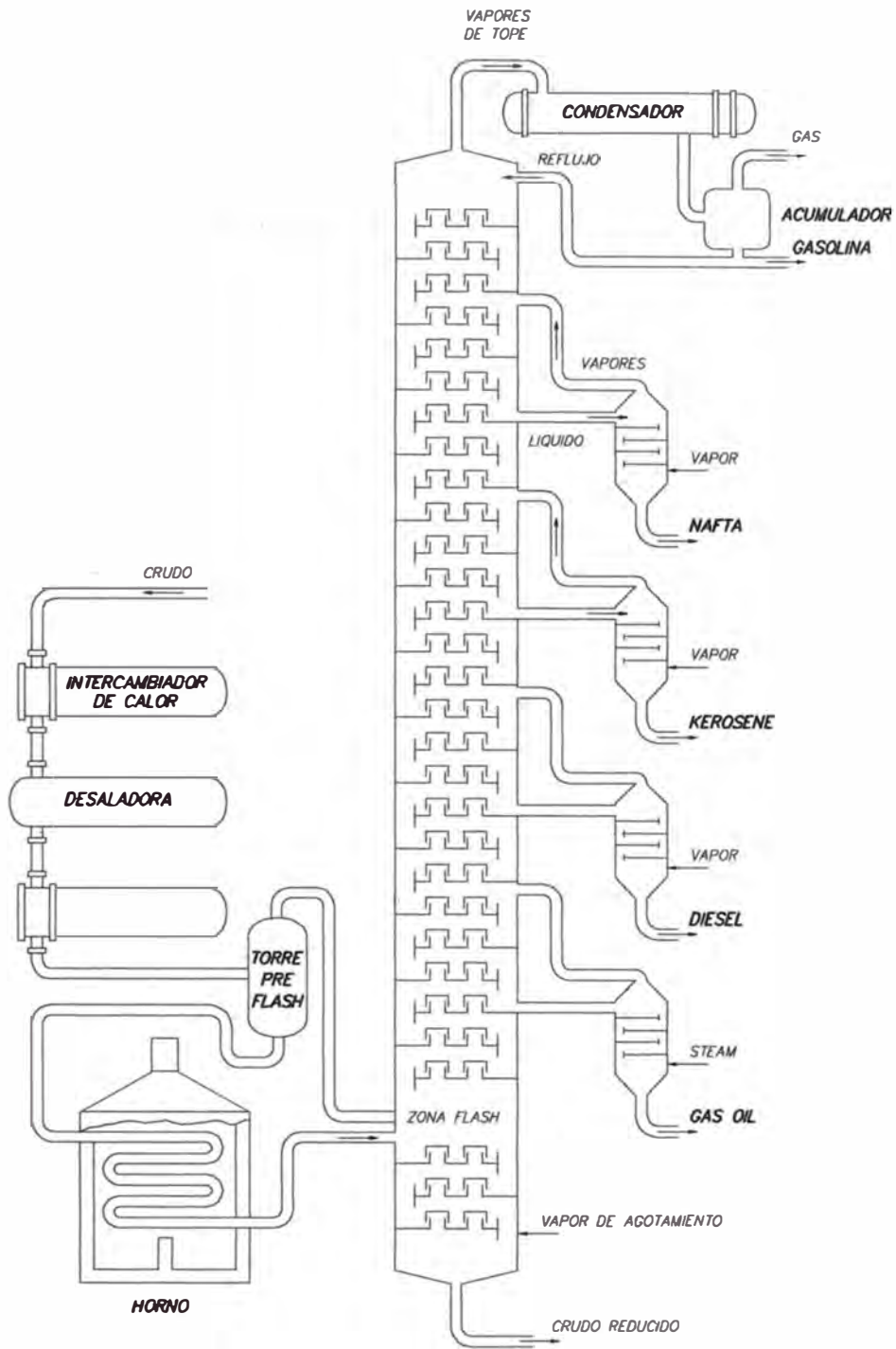
### **b. Circuito de la Caldereta 11-E55 ( Produce vapor de 15 Kg/cm<sup>2</sup> )**

La cantidad de crudo reducido que pasara por este ramal depende de los objetivos que se deseen. Esto es, si el objetivo es máxima carga a UDV y máximo precalentamiento de crudo no habrá excedente de crudo reducido para la generación de vapor y este ramal estará fuera de servicio. Por otro lado, si el objetivo no es máxima carga a vacío se deberá compartir el crudo reducido excedente entre el precalentamiento de crudo y la generación de vapor, de acuerdo a lo que sea más favorable en dicha circunstancia.

### **c. Carga a la Unidad de Destilación al Vacío**

Gran parte del crudo reducido que se obtiene de la UDP, es enviada directamente a UDV ( 11C7 ) por este circuito, con la finalidad de separar los componentes más ligeros de esta fracción pesada. El flujo principal es controlado por la 11 FIC302 que luego se mezcla con el crudo reducido ( mas frío ) que sale del intercambiador con crudo 11-E80. Esta mezcla constituye entonces, la carga a la unidad de vacío la que pasara previamente por los hornos 11-H2A/B controlándose el flujo por cada uno de sus respectivas válvulas de control.

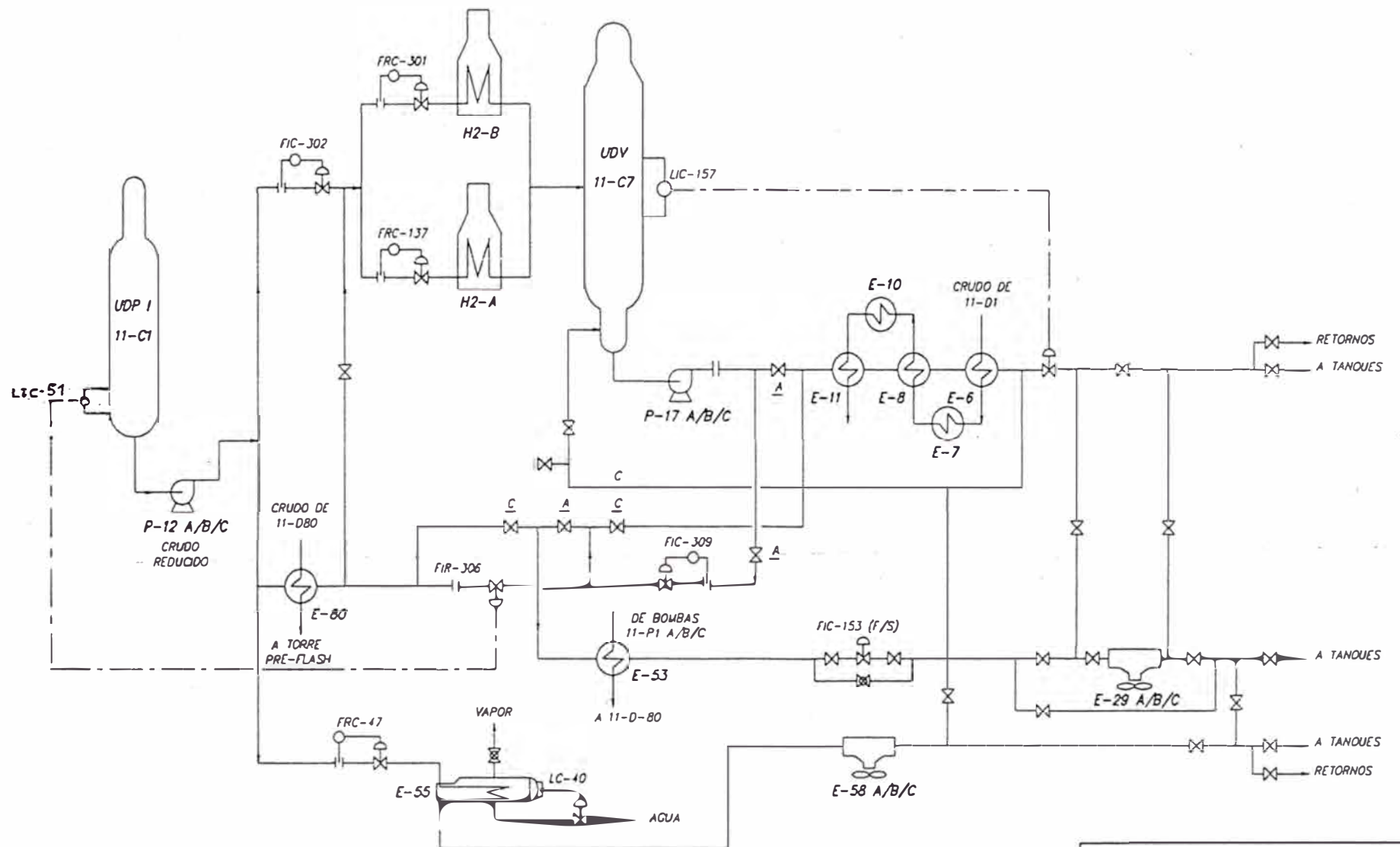
En el gráfico No.6, se muestra el circuito por donde se envía el crudo reducido a la unidad de destilación al vacío para su procesamiento final.



REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 5

UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA



NOTA

- A — VALVULA ABIERTA
- C — VALVULA CERRADA

REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 6

CIRCUITOS DE CRUDO REDUCIDO  
Y RESIDUAL DE VACIO

## **4.2. DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESTILACIÓN AL VACÍO ( UDV )**

### **4.2.1.Finalidad de una UDV**

Esta unidad tiene por función extraer la porción de gasóleos ( hidrocarburos ligeros ) existentes en el crudo reducido, que proviene de los fondos de la torre de destilación primaria ó atmosférica. En la actualidad a tomado importancia el criterio de producción de máxima cantidad de gasóleos, ya que a parte de constituir la carga para las unidades de cráqueo catalítico fluido (UFCC), son frecuentemente adicionados a la producción de diesel ( LVGO ).

Los productos que se obtiene de una unidad de destilación al vacío son los siguientes :

⇒ **Tope de la Torre : Gases Incondensables**

⇒ **Cortes Laterales**

◇ **Gasóleo Liviano de Vacío, LVGO ( light vacuum gas oil )**

◇ **Gasóleo Pesado de Vacío, HVGO ( heavy vacuum gas oil )**

⇒ **Fondos de la Torre : Residual de Vacío**

### **4.2.2. Principio de Operación de UDV**

El principio básico de operación de la UDV, es la disminución de los puntos de ebullición de la carga mediante la reducción de la presión. El crudo reducido de la UDP contiene gasóleos de punto de ebullición entre 500 a 1000°F, que solo a una presión subatmósferica pueden ser separados sin alcanzar temperatura de craqueo térmico.

Se puede concluir que la mejores rendimientos de gasóleos, dependen de la menor presión que pueda mantenerse en la zona flash de la columna y la

máxima temperatura a la salida del horno que no cause craqueo de la carga. La experiencia indica que la temperatura a la que empieza a producirse el craqueo es alrededor de 750 °F, pudiendo ser menor para cargas con Kuop alto, mientras que cargas con Kuop bajo pueden soportar hasta 800 °F sin craquearse. En la industria petrolera, las unidades de destilación al vacío (UDV), trabajan en un rango de presión de 0.5 a 3.0 psia (25 a 250 mmHg abs), produciendo gasóleo por los cortes laterales y bases asfálticas ó residuales como fondos.

#### **4.2.3. Torre de Vacío**

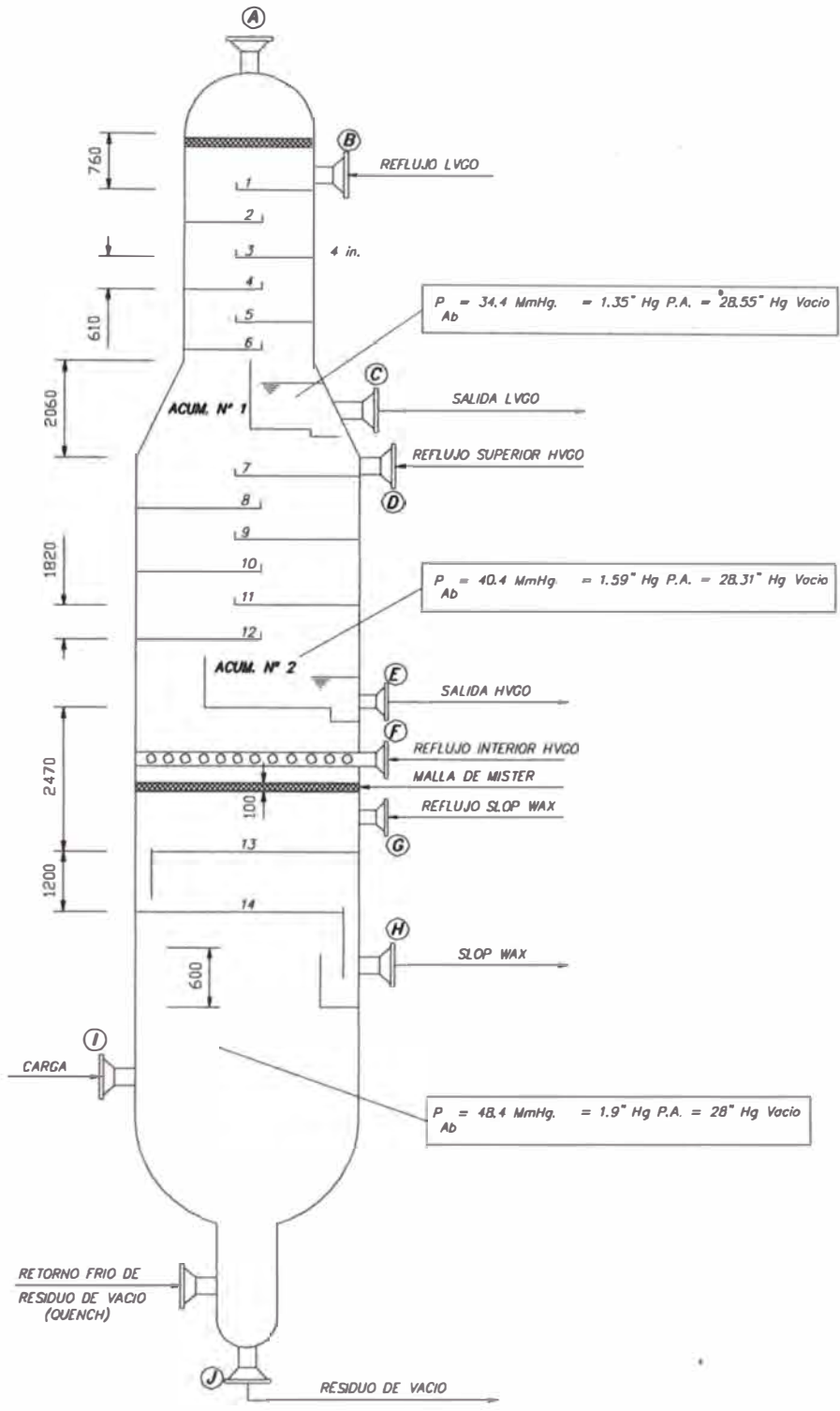
La torre de Vacío de RELAPA S.A, cuenta con 14 platos los cuales dan poca ayuda al fraccionamiento. Están numeradas desde el tope hacia el fondo. Las características de esta torre se mencionan en el cuadro No.8. El gráfico No.7 muestra la actual torre.

#### **4.2.4.Descripción del Proceso**

El crudo reducido proveniente de uno de los circuitos de fondos de la unidad de destilación primaria se alimenta a los hornos 11-H2A/B, donde es calentado aproximadamente hasta 740 - 770°F ( esto depende de calidad del crudo reducido ).

El crudo reducido calentado es introducido a la torre de vacío directamente a la zona flash donde se produce la separación de fases : vapor y líquido. El vapor pasa por los condensadores de contacto ( compuesto de planchas perforadas ) donde es condensado, estos están situados por encima de la malla demister y están divididos en dos secciones, la de gasóleo pesado donde se condensa este producto y la de gasóleo ligero que se encuentra en la parte superior de la columna, tal como se muestra en la gráfico No.7.





REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 7

DETALLES DE DISEÑO DE COLUMNA DE VACIO DE LA REFINERIA "LA PAMPILLA"

## CUADRO No.8

### CARACTERISTICAS DE LA TORRE DE VACIO

MARCA	No.	TAMAÑO	SERVICIO
A	1	2"	Vapores de Tope
B	1	4"	Reflujo de LVGO
C	1	6"	Salida de LVGO
D	1	6"	Reflujo de HVGO
E	1	8"	Salida de HVGO
F	1	1.5"	Reflujo a la Malla
G	1	2"	Entrada de Slop Wax
H	1	3"	Salida de Slop Wax
I	1	10"	Entrada de C.Reducido
J	1	8"	Salida de Fondos

Espacio entre Platos :

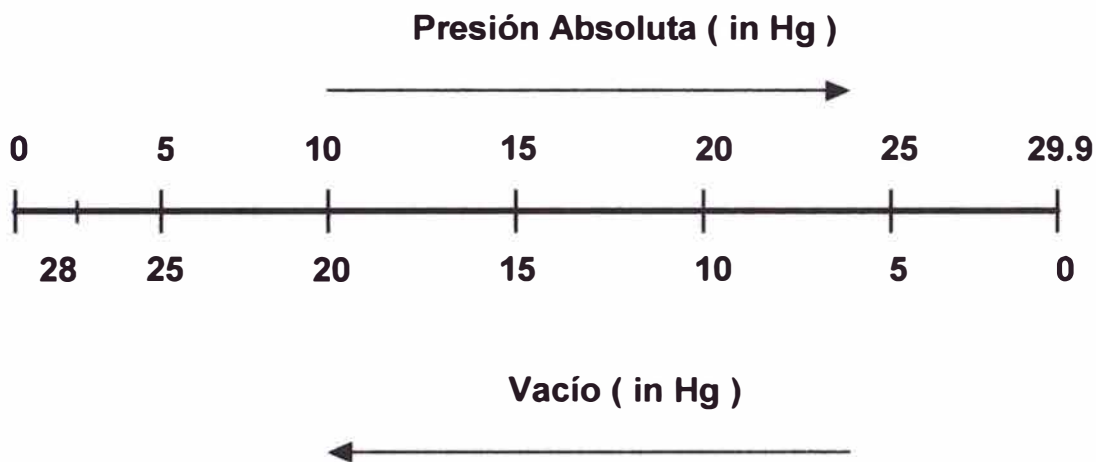
- Del 1 al 6 : 610 mm
- Del 7 al 12 : 1820 mm
- Del 13 al 14 : 1200 mm

El líquido separado en la zona de vaporización de la torre es extraído directamente del fondo de la misma después de ser rápidamente enfriado entre 630 - 650°F con el residual de vacío enfriado en los intercambiadores de crudo, que actúa como “ **quench de enfriamiento** ”.

Si bien el objetivo de UDV de la refinería “ La Pampilla ”S.A, es obtener gasóleos para que sirvan de carga a FCC, solamente el gasóleo pesado de vacío ( HVGO ) es utilizado para tal fin, mientras que el gasóleo liviano de vacío ( LVGO ) es enviado al “ pool ” de diesel debido a sus especificaciones semejantes que tienen estos cortes, aumentando así la producción de diesel.

### Sistema de Vacío

El vacío existente dentro de la columna, viene a ser producto de la reducción de la presión absoluta, a mayor “ vacío “, menor presión absoluta existirá, tal como se muestra en la escala siguiente :



La presión de operación no puede variarse ya que depende de la capacidad de los eyectores, pero debe mantenerse constante con la ayuda de un sistema controlador de presión. Cuanto mejor sea el vacío, mejor serán las producciones de destilados ( LVGO y HVGO ) para una misma temperatura en la zona flash. Para el control de la presión de la torre de UDV se cuenta con un

sistema de inyección de vapor a los gases de salida de la torre, antes de su ingreso a los inyectores de vacío. Las presiones de vacío que se obtiene en los dos eyectores son

Eyector 1ra. Etapa ..... 28 - 29 " Hg.

Eyector 2da. Etapa ..... 24 - 25 " Hg.

#### **4.2.5. Productos Obtenidos**

Los productos que se obtienen en esta unidad son

#### **GASÓLEO LIGERO DE VACÍO ( LVGO )**

Es extraído del plato de LVGO, ubicado entre los platos No.6 y 7, a una temperatura aproximada de 250°F, mediante las bombas 11-P14 ó su relevo la 11-P15B. En las descargas de estas bombas se reparte en dos ramales, una de reflujo a la torre y otra como producto. A continuación se describen dichos circuitos:

##### **1. Reflujo de LVGO**

Es retornado a la torre como reflujo al plato No.1, previo enfriamiento en el enfriador atmosférico 11-E24. **Este reflujo es importante porque permite regular la temperatura de tope de la torre.** La temperatura recomendada para el tope es de 150 a 170°F.

##### **2. LVGO Producción**

Este producto no requiere de ningún tratamiento especial, por lo que luego de pasar por el enfriador atmosférico 11-E26 se envía a tanques. Aunque el LVGO según diseño formaba parte de la carga a la unidad de FCC, actualmente con

los objetivos de maximización de destilados medios se le considera para incrementar la producción del diesel. Esto es posible, por tener el LVGO características semejantes al diesel, pero debe tenerse cuidado en su apariencia, sobre todo el color.

## **GASÓLEO PESADO DE VACÍO ( HVGO )**

Es extraído del plato acumulador de HVGO, ubicado entre el plato No.12 y la malla, a una temperatura de 460 - 495°F, con la bomba 11-P15A/B. En la descarga de estas bombas el HVGO se reparte en cuatro ramales, cuyos circuitos se describen a continuación :

### **1. Reflujo a la Malla**

Consiste en una parte de HVGO que es retornado a la torre entre el plato colector de HVGO y la malla sin pasar por ningún equipo. Cumple con el propósito de limpieza de la malla demister de la zona intermedia.

### **2. Otra parte de HVGO**

Retorna a la torre también sin pasar por ningún equipo, utilizando el circuito de retorno de Slop Wax ( Actualmente no se extrae de la torre ).

### **3. Carga a FCC**

Este ramal constituye parte de la producción de HVGO, pero en lugar de seguir su circuito normal con enfriamiento y posterior almacenamiento en el tanque 21 ( gasóleo para FCC ) se envía directamente desde la bomba 11-P15A/B hacia la unidad de FCC como parte de la carga al riser. Esto se hace con la finalidad de aprovechar la alta temperatura con la que sale el HVGO de la ( aproximadamente. 480°F ), de tal manera que se logre un incremento en la temperatura de la carga combinada. Del total de la carga que se utiliza en FCC,

aproximadamente el 50% corresponde al HVGO caliente ( de este ramal ) y el otro 50% al HVGO del tanque 21.

#### **4. Un cuarto ramal**

Que es por donde pasa la mayor parte del HVGO que se extrae de la torre, pasa por los intercambiadores 11-E8 ( circuito No.2 del crudo ) y el 11-E4 ( circuito No.1 del crudo ), dividiéndose luego en dos partes: **reflujo propiamente dicho y producción.**

#### **PRODUCTO DE FONDO ( RESIDUAL DE VACÍO )**

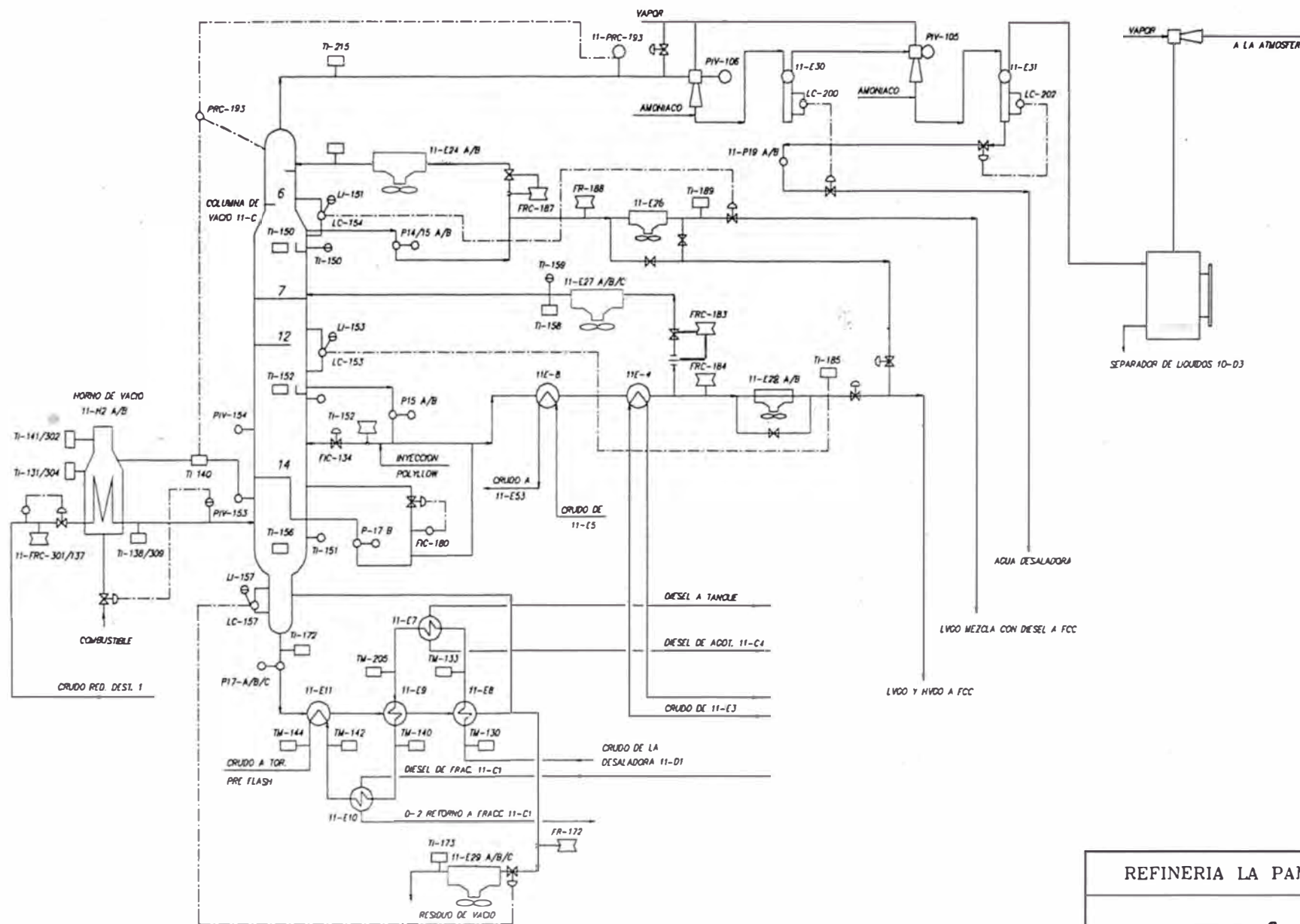
El residual de vacío es extraído por el fondo de la torre con las bombas 11-P17A/B/C, las cuales envían el producto por dos ramales :

1. Una parte sale bajo el control de la FIC-309 y se mezcla con parte del crudo reducido de la unidad primaria. La mezcla pasa luego por el intercambiador 11-E53 ( circuito No.3 del crudo ) y por el enfriador atmosférico 11-E29A/B/C, para finalmente ir a tanques de almacenamiento.
2. El otro ramal ( que constituye la mayor parte ) pasa por los intercambiadores 11-E11, 11-E9 y 11-E6 del circuito del crudo No.1, y su flujo esta regulado por el control de nivel de la torre de vacío.

Adicionalmente se cuenta con una línea a la salida del intercambiador 11-E6 que regresa al fondo de la torre y que es utilizada como "quenich de enfriamiento ",para enfriar el residual de fondo de la torre, y mantener una temperatura de 600-630°F. A esta línea también pega otra que sale del circuito del crudo reducido ( salida de los 11-E56A/B/C ) y que tiene la misma finalidad.

El gráfico No.8, muestra la unidad de destilación al vacío de la refinería " La Pampilla "S.A, antes de mejorar el enfriamiento en el sistema de tope de esta.

En el anexo No.1 se muestra el rendimiento de cada fracción de petróleo el cual depende del tipo de crudo que se procesa en UDPI.



REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 8

UNIDAD DESTILACION AL VACIO



## CAPITULO No. V

### DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA OPERATIVO EN UDV.

#### 5.1. Antecedentes

La unidad de destilación al vacío ( UDV ) de Refinería “ La Pampilla “ S.A fue instalada en 1967 y a la actualidad a sufrido modificaciones en la carga de procesamiento, tal como se detalla a continuación :

AÑO	CARGA	COMENTARIO
1967	9600	Carga de diseño
1971	12600	Nueva Bomba de Fondo ( 11P-17C )
1989	15000	Nuevo Horno de Proceso ( 11H - 2B )
1991	17000	Nueva válvula automática de control de Nivel de Fondos ( mayor capacidad )

La unidad de destilación al vacío está integrada a la unidad de destilación primaria I ( UDP I ) y procesa entre el 80 - 100% del volumen de crudo reducido producido por esta última. Cuando arranco la planta la UDV procesaba cargas entre 9 a 12 MBPD y debido al poco requerimiento de enfriamiento del reflujo de LVGO tres de los intercambiadores originales de LVGO - agua de enfriamiento de éste circuito ( 11-E25 A/B/C ) se destinaron de manera definitiva a otro uso ( enfriamiento de kerosene y diesel ) quedando solo un enfriador atmosférico ( 11-E24 ) para el enfriamiento exclusivo del reflujo de LVGO. Cuando la UDV incremento su carga de 12 a 15 MBPD, al entrar en servicio un segundo horno en paralelo al existente, se noto limitaciones en la capacidad de enfriamiento del reflujo de tope ( LVGO ) particularmente cuando la carga a dicha unidad es crudo reducido de baja viscosidad (menor de 300cSt a 50 °C ), provenientes de crudos livianos.

La liberación de los 11E-2 A/B ( Crudo vs. Reflujo de Nafta ) al iniciarse el reprocesamiento de la gasolina de UDPII en UDPI y su posterior uso para el enfriamiento de la corriente de LVGO, permitió el incremento de la carga a UDV hasta 17 MBPD y aumentar la producción de LVGO. En el anexo No.2 se dan algunos alcances sobre el reprocesamiento de la gasolina pesada en UDPI. Cuando en 1995 entra en servicio el proyecto del nuevo corte de nafta en UDP II los dos intercambiadores 11E-2 A/B retornaron a su servicio original, provocando que la carga a UDV se vea reducida hasta 13.5 MBPD cuando se procesan crudos de una gravedad API de 26 o superior ó si las cargas a UDV eran superiores a 15 MBPD la producción de LVGO se veía restringida a 750 BPD por la deficiente extracción de calor en el reflujo de LVGO.

## 5.2. Análisis del Problema

En 1995 cuando entró en servicio el proyecto del nuevo corte de nafta de UDP II, los intercambiadores 11-E2 A/B retoman su servicio de diseño ,enfriar el reflujo de nafta, esto origino que la corriente del reflujo de gasóleo ligero de vacío ( LVGO ) se enfríe solamente en los ventiladores atmosféricos 11-E24 y 11-E26 ( reflujo y producción respectivamente ), saliendo este más caliente ( aprox. 195 °F ) por reducción del área de transferencia de calor en este circuito y afectando la carga de procesamiento en UDV, así como el fraccionamiento en el tope de la unidad.

Debido a la deficiencia del enfriamiento en la corriente del reflujo de LVGO, la temperatura de tope de UDV comenzó a incrementar a partir de setiembre de 1995, tal como se muestra en el cuadro No.9. Esta situación se hizo critica, si se tiene en cuenta que durante el segundo semestre de 1995 el °API promedio del crudo procesado en UDP I se incrementó tal como se muestra en el mismo cuadro, lo que origino crudos reducidos más livianos **que desde el punto de vista de rendimiento tenían mayor capacidad de producir LVGO y HVGO, siempre y cuando se contara con capacidad de enfriamiento en los reflujo.**

El deficiente enfriamiento no permitió maximizar la recuperación de gasóleo ligero ( corte que se deriva al diesel ). Esta fracción no recuperada se iba con el HVGO como carga a FCC. **Este déficit en la extracción de calor del reflujo de LVGO obliga a reducir la carga de procesamiento de crudo reducido en la unidad de vacío aproximadamente de 17 a 13.5 MBPD con la finalidad de mantener el control de la temperatura de tope de UDV.**

El crudo reducido que se produce en la UDPI tiene usualmente una viscosidad más baja ( 100 - 500 cSt a 50 °C ) que el crudo reducido en la UDPII ( 2000 - 5000 cSt a 50 °C ) debido al pobre fraccionamiento en la zona de la fraccionadora de UDPI que abarca los cortes de AGO y Diesel. **Cuando se maximiza la producción de diesel, tanto la temperatura del 90% V de la destilación y el color alcanzan el valor máximo permisible de la especificación,** sin embargo el crudo reducido aún tiene una viscosidad baja. Está situación es mas acentuada cuando se procesan crudos más livianos que 26 °API, ver cuadro No. 10.

La unidad de vacío además de cumplir con el objetivo de suministrar la carga de HVGO a la Unidad de FCC **recupera la fracción más liviana del crudo reducido como LVGO** que se deriva a la producción de diesel, optimizando así la extracción de diesel del crudo que no se completó en la fraccionadora de la UDPI. En el cuadro No.11 se muestra los análisis típicos del LVGO y del Diesel 2 de UDPI, producidos con crudo caño limón, en la cual se puede observar que el primero muestra mejor calidad en cuanto a °API, destilación ASTM y viscosidad e indica que es posible maximizar la producción de LVGO a expensas del HVGO. Las limitaciones mencionadas ( con crudos de 26 o más grados API y cargas a UDV superiores a 15 MBPD ) se hacen evidentes por la falta de enfriamiento suficiente en el reflujo de tope de la torre de vacío, al verse restringida la producción de LVGO a 750 BPD como máximo. Una mayor extracción originaria el incremento de la temperatura de tope y la pérdida del vacío. A partir de este punto, un incremento de carga a UDV generaría sólo un

aumento de la producción del HVGO, más no del LVGO. Cuando existe excedente de HVGO, éste se deriva a residuales. **La reducción de la carga en UDV de 17 a 13.5 MBPD origino una reducción en el rendimiento del LVGO ( diesel ) a costa del HVGO en un 2.5 % del volumen de la carga a la unidad**, tal como se muestra en el cuadro No.12. Las características físicas del crudo reducido que se tubo en cuenta para determinar la perdida del LVGO se muestra en el anexo No.3. El estudio realizado determinó que el circuito de LVGO era deficitario en área de transferencia de calor para enfriar adecuadamente esta corriente de proceso, lo que no permitía mantener cargas operativas en UDV de 17 MBPD.

### **CONTROL DE LA TEMPERATURA DEL TOPE DE UDV**

El control de la temperatura de tope de la torre de vacío se regula automáticamente con la temperatura del reflujo de LVGO. Un deficiente enfriamiento de la corriente de reflujo de LVGO originara que la temperatura de tope se incremente debido a que algunos vapores ligeros condensables ascienden congestionando el tope de la unidad, los que pueden ser jalados por el sistema de vacío causando perdida de este en la columna.

Este problema fue más critico cuando se procesaban crudos reducidos muy liviano en UDV ya que tenían mayor capacidad de producir gasóleos livianos ( LVGO ). Hasta el primer trimestre de 1997 la carga a UDV estuvo limitada alrededor de 13.5 MBPD, debido a la deficiencia en el control de la temperatura de tope. Una mayor carga de procesamiento implicaba la elevación de esta temperatura y traiga consigo los siguientes problemas

- Mayor carga a los Eyectores de UDV, por lo tanto menos vacío a consecuencia de los mayores flujos de vapores en la línea de Tope.
- Pobre fraccionamiento en el corte de LVGO y HVGO y por lo tanto reducción del rendimiento de LVGO.

### **5.3.Objetivo del Estudio**

El objetivo principal de este trabajo fue evaluar el sistema de enfriamiento del Reflujo Superior de la Unidad de Destilación al Vacío de Refinería “ La Pampilla “ S.A para determinar las necesidades de área de transferencia de calor con el propósito de mejorar la capacidad de enfriamiento del Reflujo de LVGO y permita así maximizar la carga de procesamiento a esta unidad, logrando una mejor producción de gasóleos principalmente de LVGO, corte que se deriva a la producción de diesel, incrementando la producción de destilados medios.

**CUADRO No.9**

<b>MES</b>	<b>API</b>	<b>Tope UDV ( °F )</b>	<b>Viscosidad R.V, cstk</b>	<b>Viscosidad C.R, cstk</b>	<b>Carga UDV ( BPD )</b>	<b>Prod. LVGO ( BPD )</b>	<b>Prod. HVGO ( BPD )</b>	<b>Ref. LVGO ( BPD )</b>	<b>Ref. HVGO ( BPD )</b>
<b>Enero95</b>	24.2	159	34131	1957	16729	891	2620	14799	9843
<b>Febrero95</b>	22.6	159	52911	3084	16294	1106	1718	14344	9839
<b>Marzo95</b>	22.3	163	53504	3553	16836	1092	1804	13793	9528
<b>Abril95</b>	23.8	172	30924	1929	17165	1101	2911	14143	10454
<b>Mayo95</b>	26.3	150	17890	2315	17086	641	3119	12630	7188
<b>Junio95</b>	26.0	161	4931	843	13418	523	4992	13147	7540
<b>Julio95</b>	29.0	124	2116	322	13722	824	4901	13663	8783
<b>Agosto95</b>	28.0	142	2476	336	15561	795	4769	14022	9454
<b>Setiem.95</b>	28.0	181	2001	262	15422	777	7295	16158	9467
<b>Octubre95</b>	28.0	178	2971	283	14795	720	5497	15326	9150
<b>Noviem.95</b>	28.7	180	4318	234	13024	703	5190	14153	8678
<b>Diciem.95</b>	30.2	187	5238	160	13533	745	4992	13275	7652
<b>Enero96</b>	28.0	198	8052	374	13338	707	4643	14532	8246
<b>Febrero96</b>	28.5	196	3829	507	14807	725	5324	15486	8289
<b>Marzo96</b>	29.0	188	2085	207	13180	720	5360	14643	9222
<b>Abril96</b>	28.0	194	1873	229	13210	713	4542	14545	7842
<b>Mayo96</b>	28.0	192	1399	162	15013	640	7057	14355	9380
<b>Promedio</b>	27.0	179	13568	986	14890	778	4543	14295	8856

### CUADRO No.10

#### 90% DESTILACIÓN ASTM DEL DIESEL Y VISCOSIDADES DEL CRUDO REDUCIDO PARA CRUDOS PROCESADOS EN UDP I

	CAÑO LIMON	MEZA 30	VASCONIA
	29.5 API	29.8 API	29.6 API
90% DEST. ASTM ( °C ) ( ESPECIFICACION MAX. 357 °C )	357	356	377
VISCOSIDAD C. REDUCIDO ( cSt a 50 °C )	193	158	177

### CUADRO No.11

#### CALIDADES DE DIESEL DE UDPI Y LVGO CON CRUDO CAÑO LIMON

	DIESEL	LVGO
GRAVEDAD API	34.0	37.8
VISCOSIDAD A 37.8 cSt	6.52	2.17
DESTILACION ASTM		
P. INICIAL	250	197
5%	265	212
10%	276	219
20%	288	229
50%	313	251
90%	<b>357</b>	<b>297</b>
95%	373	339
P. FINAL	382	359

## CUADRO No.12

### COMPARACION DEL RENDIMIENTO DE LVGO

#### VOLUMEN DE PRODUCCION EN UDV ( BPD )

Período ( * )	Con los 11E-2 A/B	Sin los 11E-2 A/B
Fecha	05/04/95	20/09/95
Carga Procesada	15458	14590
Producción LVGO	1167	737
Producción HVGO	6500	6500
Producción Residual	7791	7353

#### DATOS DE PROCESO EN UDP I y UDV

Fecha	05/04/95	20/09/95
°API	27.8	27.8
Viscosidad C. Reducido ( cSt a 50 °C )	435	442
Viscosidad R. de Vacío ( cSt a 50 °C )	3417	2175
Temp. de Tope a UDV ( °F )	170	188

#### RENDIMIENTO VOLUMETRICO ( % )

Fecha	05/04/95	20/09/95	( Δ% )
LVGO	7.55	5.05	<b>2.5</b>
HVG	42.05	44.55	2.5
RESIDUAL	50.40	50.40	0.0

( \* ): El Período esta referido al uso ó no de los 11E-2 A/B en el circuito del LVGO.  
( antes ó después de la Ejecución del Proyecto de Corte de Nafta en UDP II  
ocurrido en Setiembre de 1995 ).



## CAPITULO No.VI

### DETERMINACION DE LA FALTA DE CAPACIDAD DE EXTRACCION DE CALOR EN LA CORRIENTE DE REFLUJO DE LVGO PARA CARGA DE PROCESAMIENTO EN UDV DE 17 MBPD.

#### 6.1. BASES DEL ESTUDIO DE PROCESO

En este capítulo se analizaron técnicamente cuales fueron los requerimientos de proceso que necesitaba la unidad de destilación al vacío para incrementar su carga de 13.5 MBPD hasta 17 MBPD. El análisis realizado en el circuito de LVGO comprendió : Balance de Materia y Energía, Calculo del Déficit de Calor Extraído, Determinación del Area de Transferencia del Calor requerido, etc.

Para realizar lo explicado con anterioridad, se divide este capítulo en dos partes. **En la primera parte** se calculo el total de calor intercambiado en el circuito del Gasóleo Liviano ( LVGO ) para una carga de procesamiento de 17MBPD, cuando los intercambiadores 11-E2 A/B eran empleados para enfriar la corriente de LVGO. Para una temperatura de Tope en UDV de 175 °F se determino el calor intercambiado en los enfriadores atmosféricos 11-E2 A/B, 11-E24 y 11-E26.

**En la segunda parte** se analizo los requerimiento de retiro de calor que necesitaría el circuito de LVGO ( reflujo y producción ) para mantener una carga de procesamiento en UDV de 17 MBPD ( después que los 11-E2 A/B retornaron a su servicio original ). En ambos, las características de la carga procesada en UDV será la misma.

### 6.1.1. PRIMERA PARTE

El gráfico No.9 será de utilidad para la explicación de esta parte. El desarrollo del mismo comprendió :

- Calculo del calor retirado en los 11-E2 A/B.
- Calculo del calor retirado en los 11-E24.
- Calculo del calor retirado en los 11-E26.

#### a. Calor Retirado en los Intercambiadores 11 - E2 A/B ( Q1 ).

Realizando un balance de masa en la zona ( I ) del gráfico No.9, tenemos :

$$m_1 = m_2 + m_3$$

reemplazando datos en la ecuación anterior :

$$m_1 = 16187 \text{ lb / Hr} + 158549 \text{ lb / Hr}$$

$$m_1 = 174736 \text{ lb / Hr}$$

Para determinar el calor intercambiado en los 11E - 2 A/B, por la corriente de gasóleo liviano ( LVGO ), utilizaremos los siguientes datos de proceso :

Corriente de Proceso	: LVGO
Flujo Masico ( W )	174736.5 lb / hr
Temperatura de Ingreso ( T1 )	240 °F
Temperatura de Salida ( T2 )	198 °F
Calor Especifico ( C.E )	0.52965 Btu / lb * °F

De la ecuación de transferencia de calor, tenemos :

$$Q_1 = W * C.E * ( T_1 - T_2 )$$

reemplazando datos

$$Q1 = 174736 * 0.52965 * ( 240 - 198 )$$

$$Q1 = 3887055 \text{ Btu / hr.}$$

**b. Calor Retirado en el Enfriador Atmosférico 11 - E24 ( Q2 )**

Realizando un balance de energía en la zona ( I ) del gráfico No.9, tenemos :

$$m1 * H1 = m2 * H2 + m3 * H3 + Q1 + Q2$$

Los valores de entalpías ( H ) y flujos masicos ( m ) de cada corriente se muestra en gráfico mencionado. Reemplazando estos datos en la ecuación anterior tenemos :

$$174736 * 112.12 = 16187 * 92.62 + 158549 * 78 + 3887055 + Q2$$

El calor liberado en el 11- E24, será :

$$Q2 = 1838284 \text{ Btu / hr}$$

**c. Calor Retirado en el Enfriador Atmosférico 11 - E26 ( Q3 )**

Realizando un Balance de Energía en la zona ( II ), tenemos :

$$m2 * H2 = Q3 + m4 * H4$$

reemplazando los datos, tenemos :

$$16187 * 92.62 = Q3 + 16187 * 69.36$$

El calor retirado en el enfriador atmosférico E26, será :

$$Q3 = 376510 \text{ Btu / hr}$$

En el cuadro No.13, se muestra las especificaciones de diseño de los enfriadores atmosféricos E24 y E26, para una carga original de procesamiento en UDV de 9600 BPD. Como se puede observar los calores calculados que se liberan en ambos enfriadores son superiores a los de diseño, esto debido a la mayor carga de procesamiento en UDV.

### 6.1.2. SEGUNDA PARTE

El retorno de los 11-E2 A/B a su servicio original ( reflujo de nafta vs. crudo ), produjo un déficit en la extracción de calor de la corriente de reflujo de LVGO. Se pensó en la necesidad de instalar nuevos equipos de transferencia de calor en esta parte del circuito para cubrir la diferencia del calor que no se venia retirando de la corriente de LVGO, de manera que se logrará un buen control de la temperatura de tope de la Unidad de Vacío.

Aquí fue necesario determinar la falta de capacidad de extracción de calor en la corriente de LVGO que se generaría cuando la UDV procese una carga promedio de 17 MBPD. **Este calculo permitió conocer mas adelante el área de transferencia de calor de estos nuevos equipos a usar.**

Para determinar el calor liberado ( Btu / hr ) por la corriente de LVGO en estos nuevos equipos ( este calor liberado cubre el déficit de calor que se venia dando en UDV ), se tuvo en cuenta las siguientes consideraciones :

- Se mantendrán casi todas las condiciones de operación de la primera parte, esto es : temperaturas de proceso, rendimientos volumétricos, flujos másicos y calores intercambiados en los enfriadores atmosféricos. Solo será

necesario recalcular las temperatura de ingreso y salida del LVGO en el enfriador 11-E26.

- Al mantener las condiciones de operación de la primera parte, podremos evaluar cual seria el déficit de calor extraído del circuito de LVGO para una determinada temperatura de tope deseada.
- Se utilizaran los calores intercambiados en los enfriadores 11-E 24 / 26 que fueron calculados en el caso anterior, por considerarse que responden a las condiciones reales de proceso.
- El déficit de calor extraído en el circuito de LVGO será cubierto por nuevos equipos de transferencia de calor, los que mantendrán la misma ubicación que tenían los 11-E2 A/B dentro de este circuito.

El gráfico No.10, muestra las nuevas condiciones de proceso que se lograra en el circuito superior de la torre de vacío. El desarrollo de esta segunda parte comprendió

- Calculo de la temperatura de ingreso del reflujo de LVGO al 11-E24. Aquí fue necesario fijar la temperatura de tope en UDV que se quería lograr.
- Calculo del déficit de calor extraído en la corriente de LVGO.
- Calculo de la temperatura de salida del LVGO del 11-E26.

#### **a. Calculo de la Temperatura de Ingreso del Reflujo de LVGO al 11-E24**

Los datos de proceso a emplearse son

$$\begin{aligned} T_t &= \text{Temperatura de Tope de UDV ( asumida )} &= & 162 \text{ } ^\circ\text{F} \\ Q_2 &= \text{Calor Intercambiado en 11-E 24} &= & 1838284 \text{ Btu / hr} \end{aligned}$$

$W3 = \text{Flujo Masico del Reflujo de LVGO} = 158549 \text{ lb / hr}$   
 $T = \text{Temperatura de Ingreso del LVGO} = \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $C.E = \text{Calor Especifico del LVGO} = \text{ } \text{Btu / lb } ^\circ\text{F}$

El calor intercambiado el enfriador atmosférico 11-E24, será :

$$Q2 = W * C.E * (T - Tt)$$

de la ecuación anterior obtenemos :

$$T = Tt + Q2 / (W * C.E) \text{ ***** } ( \alpha )$$

Formar de Evaluar, T :

1. Asumimos " T " y con la temperatura promedio,  $( Tt + T ) / 2$ , calculamos el calor especifico del reflujo de LVGO.
2. Con el calor especifico calculado, se vuelve a calcular " T " en la ecuación  $\alpha$ , hasta que las dos ultimas temperaturas sean iguales.

De las iteraciones realizadas, tenemos :

Tt ( °F )	162	162
T ( °F ) asumida	190	<b>185</b>
Tp ( °F )	176	173.5
C.E ( BTU / lb * °F )	0.5049	0.5039
T ( °F ) calculada	<b>185</b>	<b>185</b>

De donde, la temperatura de Ingreso del Reflujo de LVGO al enfriador atmosférico 11-E24 es de 185 °F.

**b. Calculo del Déficit de Calor Extraído en el Circuito del LVGO ( Q1 ).**

Realizando un balance de masa en la zona ( I ) del gráfico No.10, tenemos :

$$m_1 = m_2 + m_3$$

reemplazando datos

$$m_1 = 16187 \text{ lb / hr} + 158549 \text{ lb / hr}$$

$$m_1 = 174736 \text{ lb / hr}$$

El Balance de Energía en la misma zona, será

$$m_1 * H_1 = m_2 * H_2 + m_3 * H_3 + Q$$

donde :

**Q** : El Total de Calor a Intercambiarse en la zona I.

reemplazando los flujos masicos y entalpias ( ver gráfico No.10 ), en la ecuación anterior, tenemos :

$$174736 * 112.12 = 16187 * 84.79 + 158549 * 71.80 + Q$$

El total de calor a intercambiarse, será :

$$Q = 6835086 \text{ Btu / hr}$$

Pero sabemos que

$$Q = \text{Calor Intercambiado en 11-E24 ( Q2 )} \\ + \text{ Déficit de Calor Extraído ( Q1 )}$$

De donde :

$$\text{Déficit de Calor Extraído ( Q1 )} = ( 6835086 - 1838284 ) \text{ Btu / lb} \\ = 4996802 \text{ Btu / lb}$$

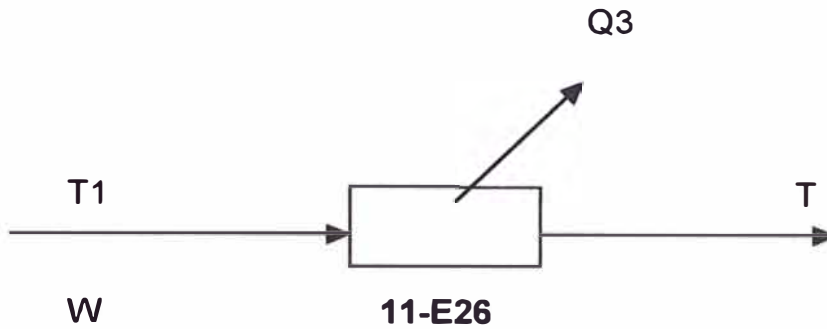
Este déficit en la extracción del calor que se dará en el circuito del LVGO, cuando la carga de procesamiento a UDV sea de 17 MBPD, deberá ser asumida por nuevos equipos de transferencia de calor que serán instalados en esta parte del circuito del LVGO.

### **c. Calculo de la Temperatura de Salida del LVGO Producción del Enfriador Atmosférico 11-E 26**

Los datos de Proceso a utilizar son

T	=	Temp. de salida del LVGO Producción	=	°F
T1	=	Temp. de Ingreso del LVGO	=	185 °F
W	=	Flujo masico del LVGO	=	16187 lb / hr
Q3	=	Calor Intercambiado en el 11-E26	=	376510 Btu / hr
C.E	=	Calor Especifico	=	Btu / lb * °F





Por la ecuación de transferencia de calor, tenemos :

$$Q3 = W * C.E * (T1 - T)$$

despejando, obtenemos :

$$T = T1 - Q3 / (W * C.E) \text{ ***** } (\beta)$$

Para evaluar la temperatura " T ", se procede de igual forma como se calculo la temperatura de ingreso del reflujo de LVGO al 11-E24. De las iteraciones realizadas, tenemos :

T1 ( °F )	185	185
T ( °F ) asumida	145	<b>138</b>
Tp ( °F )	165	162
C.E ( BTU / lb * °F )	0.4970	0.4950
T ( °F ) calculada	<b>138</b>	<b>138</b>

La temperatura de salida del LVGO del enfriador atmosférico 11-E26 será 138 °F.

## **6.2. ALTERNATIVAS PLANTEADAS PARA CUBRIR EL DEFICIT DE CALOR**

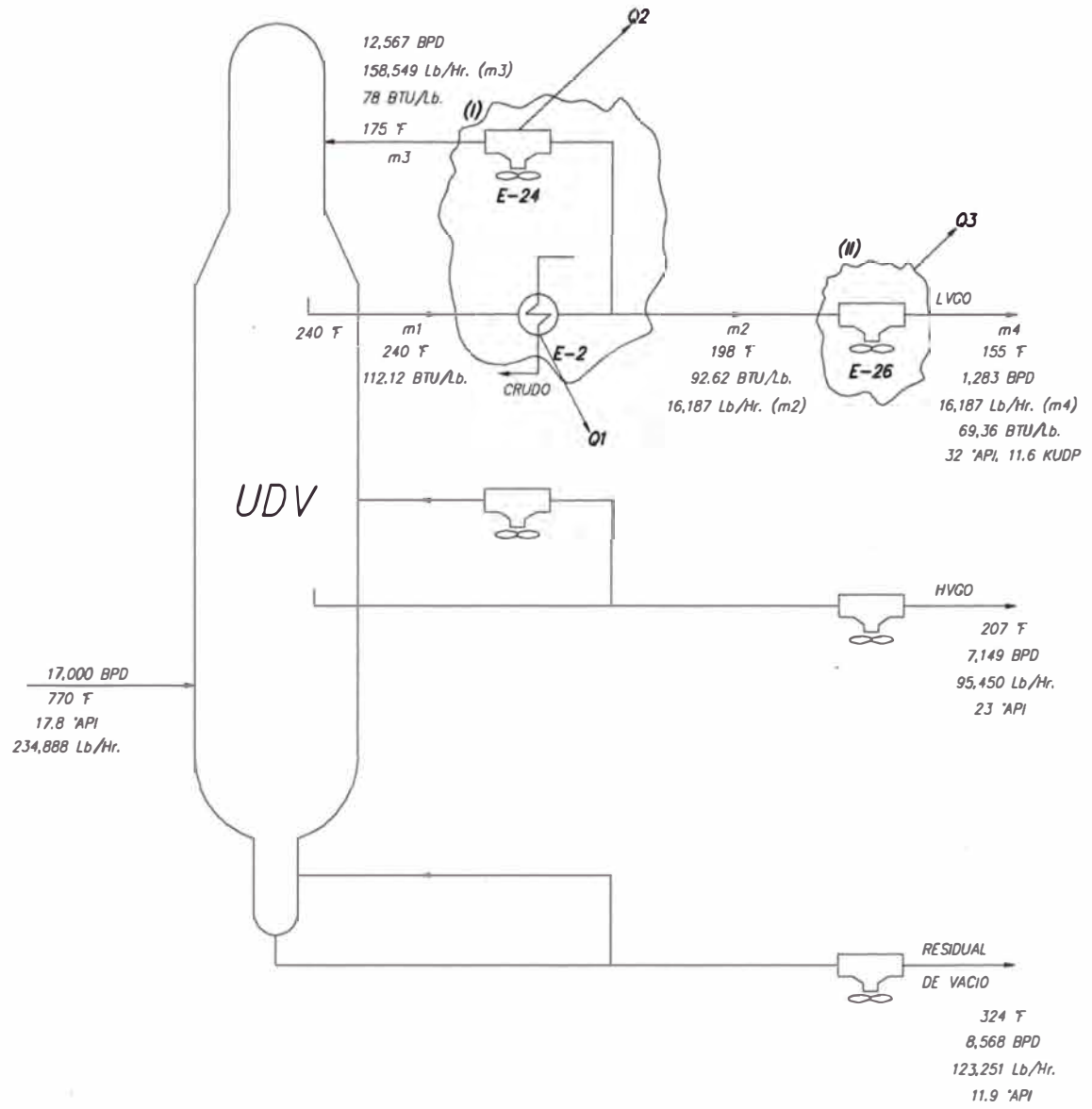
Para satisfacer las necesidades de remoción de calor que se debería de extraer de la corriente de LVGO para una carga de procesamiento de 17MBPD en UDV, se plantearon dos alternativas para mejorar el sistema de enfriamiento de la corriente de Reflujo de LVGO. Estas fueron :

### **PRIMERA ALTERNATIVA**

Instalar nuevos intercambiadores de calor tipo casco y tubo para el servicio LVGO vs. Crudo.

### **SEGUNDA ALTERNATIVA**

Instalar nuevos enfriadores tipo casco y tubo, empleando agua de enfriamiento para remover parte del calor sensible de la corriente de LVGO, tal como fue su diseño original.

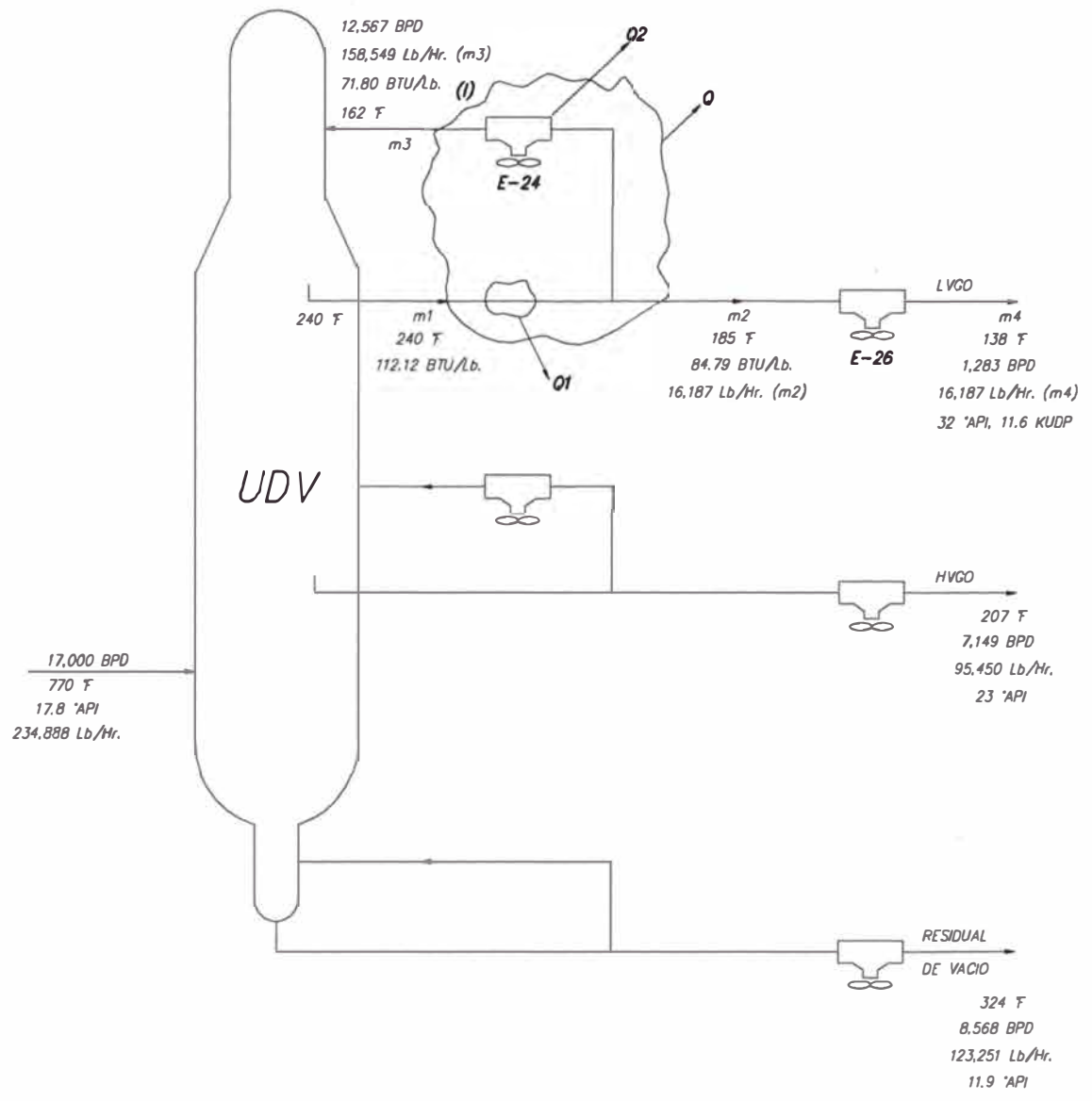


REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 9  
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA EN EL  
 CIRCUITO DEL LVGO CON LOS 11-E2A/B

**CUADRO No.13****ESPECIFICACION DE LOS ENFRIADORES ATMOSFERICOS E24 Y E26**

<b>EQUIPO</b>	<b>E24</b>	<b>E26</b>
SERVICIO	ENFRIADOR DEL SISTEMA DE REFLUJO DE TOPE DE UDV	ENFRIADOR DEL SISTEMA DE LVGO PRODUCCION
FLUIDO CALIENTE	REFLUJO DE GASOLEO LIGERO DE VACIO ( LVGO )	PRODUCCION DE GASOLEO DE VACIO ( LVGO )
CALOR INTERCAMBIADO ( BTU / Hr )	1428405	264802
TEMP.INGRESO ( °F )	205	220
TEMP.SALIDA ( °F )	160	175
FLUJO MASICO ( lb / Hr )	62869	11431
PRESION DISEÑO ( psig )	150	150
TEMP.DISEÑO ( °F )	235	235
CAIDA DE PRESION PERMISIBL E ( psi )	10	10



REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 10  
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA EN EL  
 CIRCUITO DEL LVGO SIN LOS 11-E2A/B

## **CAPITULO No.VII**

### **DESARROLLO DE ALTERNATIVAS PLANTEADAS**

Se procedió hacer el desarrollo de cada una de las alternativas en base a los requerimientos energéticos que necesitara la Unidad de Vacío cuando se procesen cargas de 17 MBPD, lo que permitió realizar una evaluación técnico - económica de ambas alternativas y seleccionar la más adecuada.

#### **7.1. DISEÑO DE PRIMERA ALTERNATIVA :**

**Uso de Nuevos Intercambiadores Tipo Casco y Tubo para el Servicio LVGO vs. Crudo.**

##### **7.1.1. Determinación de la ubicación de nuevos intercambiadores dentro del tren de precalentamiento del crudo.**

Considerando que la temperatura de ingreso del LVGO a los nuevos intercambiadores corresponde aproximadamente a la temperatura del plato de extracción de LVGO alrededor de 250 °F, la temperatura que debería tener el crudo al ingresar a estos nuevos intercambiadores debería ser menor a los 250 °F. Temperaturas en ese rango por el lado del Crudo solo se consiguen antes de que ingrese el petróleo a las desaladoras 11D80 y 11D1 donde las temperaturas de diseño de estas son de 250 a 260 °F.

El cuadro No.14, muestra un reporte histórico sobre las temperatura de ingreso del crudo a estos equipos, aquí se observa que la temperatura de desalado en el 11-D1 es igual ó mayor a la diseño en algunos casos. En cambio la temperatura de entrada del crudo a la desaladora 11-D80 estaba por debajo del límite, lo que posibilitaba incrementar esta temperatura, precalentando más el crudo proveniente de los circuitos No.2 ó No.3.

La temperatura de entrada de la mezcla Crudo - Agua a la desaladora, tiene un efecto sobre la conductividad de la mezcla y el voltaje requerido para una buena operación de desalado. Un incremento elevado de la temperatura del crudo origina que la conductividad del fluido entre los electrodos aumente y el voltaje disminuya ocasionando que la desemulsificación se efectúe deficientemente. Teniendo en cuenta que la temperatura de salida del crudo de los intercambiadores de los circuitos No.1 y No.3 y el nivel térmico de la corriente de LVGO, el nuevo intercambiador sólo podía ser ubicado en el circuito No.2.

Los casos considerados para ubicar los nuevos intercambiadores fueron

1. Ubicarlos después del 11-E52 A/B y antes de desaladora 11-D80.
2. Ubicarlos después del 11-E51 y sacar el 11-E52 A/B de esta parte del circuito.
3. Ubicarlos antes del 11-E51 y sacar el 11-E52 A/B de esta parte del circuito.

El procedimiento empleado para determinar la temperatura de salida que tendrá el crudo y el LVGO en los nuevos intercambiadores se muestra en el anexo No.4. La temperatura que tendrá el crudo a su ingreso a la 11-D80, una vez instalados los intercambiadores, será la temperatura de mezcla de los crudos provenientes de los circuitos No.2 y No.3.

Se considero conveniente, trabajar con datos de planta del período Enero95 a Mayo96, con el objetivo de determinar cuales serían las mejoras que se obtendrían con cada caso, comparando estos resultados con los registrados en planta en los respectivos meses. En el gráfico No.11, se muestra los casos evaluadas para la ubicación de estos intercambiadores, el análisis de cada una de ellos se muestra en forma resumida en el cuadro No.15. El análisis detallado para cada uno de los casos se muestra en los cuadros No. 16, 17, 18.

## Ubicación seleccionada

Los datos reportados en las tablas anteriores, se muestran representados en los gráficos No.12 y 13. De estos gráficos se puede observar que el segundo caso nos garantizaba un mejor enfriamiento de la corriente de LVGO además de una mayor temperatura de desalado del crudo en la 11-D80 superior a la registrada en planta y sin afectar el grado de enfriamiento de la corriente de kerosene.

### 7.1.2. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR

Lo datos de proceso que se tuvieron en cuenta para el diseño corresponde al Data Sheet mostrado en el cuadro No.19. Se procedió a diseñar el intercambiador, considerando dos posibilidades para sentido de los fluidos de proceso, tal como se muestra en el cuadro siguiente :

INTERCAMBIADOR	POSIBILIDADES	
	No.1	No.2
LADO	LVGO	CRUDO
CASCO	CRUDO	LVGO
TUBOS	CRUDO	LVGO

Ambas posibilidades permitieron analizar el efecto del sentido de las corrientes de proceso sobre el diseño de los intercambiadores. El detalle de como se procedió hacer el diseño base del intercambiador de calor ( con cada una de las posibilidades ), se muestra en el anexo No.5. Según las corridas realizadas en hoja de cálculo, **se determino que para ambas posibilidades, el nuevo intercambiador tendría un arreglo del 2-4, el cual podría lograrse mediante dos intercambiadores 1-4 en serie.**



Las características generales de cada uno de los dos intercambiadores se detalla en el cuadro siguiente :

Superficie ( ft*ft ) / casco		2701	
LADO CASCO		LADO TUBOS	
DI ( pulg )	33	No de Tubos	688
Espacio entre Deflectores ( pulg )	13	Longitud ( ft )	20
No. de Deflectores	17	DE ( pulg )	0.75
Pasos	1	Pasos	4

**Pero es con la posibilidad No.2 que se consiguen mejores coeficientes de película, tanto en el lado casco, como en el lado tubos, tal como se muestra en el cuadro No.20.**

Por consiguiente el sentido de los fluidos de proceso será según la posibilidad No.2, en el anexo No.5 se muestra todas las pruebas realizadas. **Estos dos nuevos intercambiadores fueron denominados los 11-E 71 A/B.**

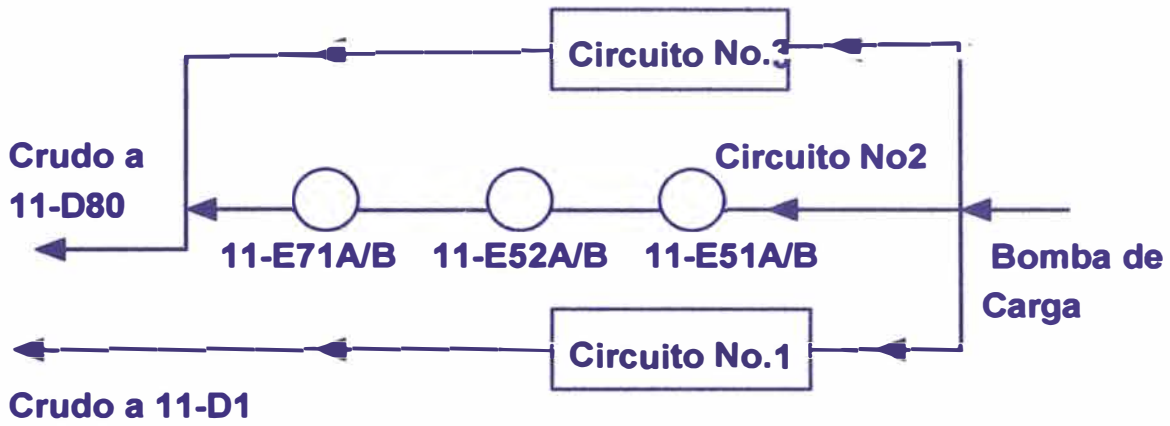
### **7.1.3. REUBICACION DE LOS INTERCAMBIADORES 11-E 52 A/B.**

La instalación de los nuevos intercambiadores 11-E71A/B en el circuito No.2 del crudo antes de su ingreso a la desaladora 11-D80 y después del 11-E51 planteo la necesidad de reubicar el 11-E52A/B. La reubicación de estos equipos se justifica de dos maneras :

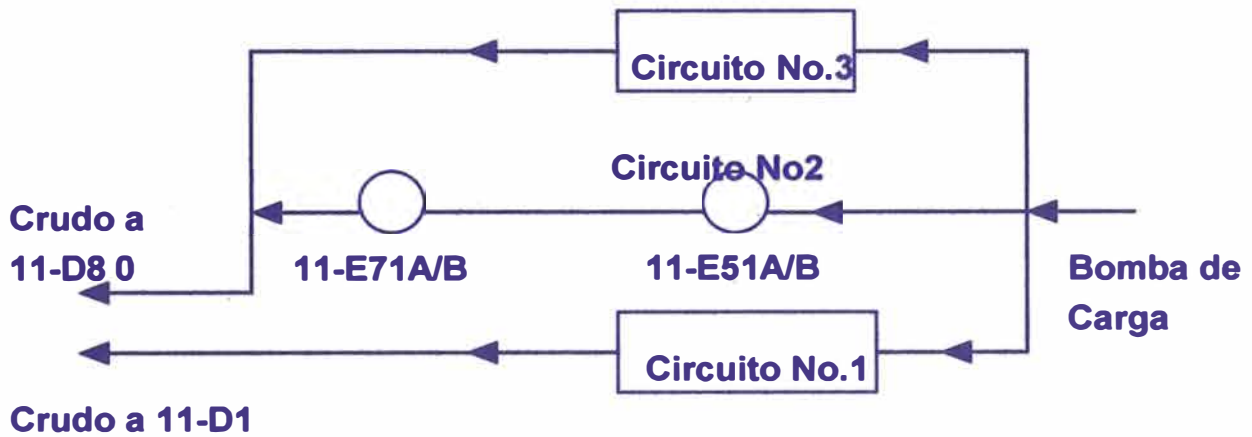
- En caso sea necesario utilizar el 11-E52A/B, para enfriar la nafta, la temperatura de entrada de la nafta sería aproximadamente de 310°F (1), mientras que la del kerosene que ingresa al 11-E51 sería de 241°F (2). Si la temperatura de salida del crudo de la 11-D80 se espera que sea cercana a los 240°F, al reubicar el 11-E52A/B después de la desaladora 11-D80, el

# CASOS CONSIDERADOS PARA LA UBICACIÓN DE LOS NUEVOS INTERCAMBIADORES 11-E 71 A/B.

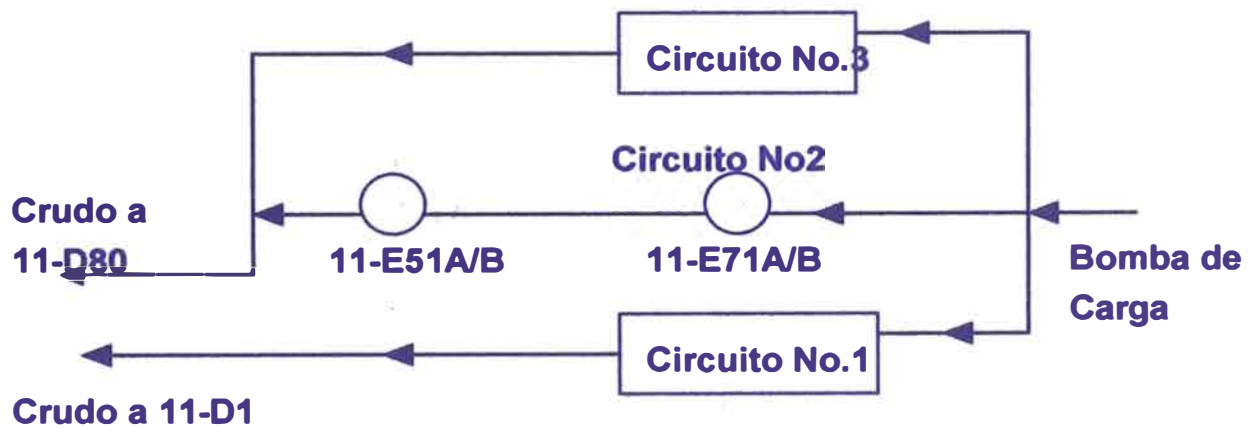
## 1ra. Caso



## 2da. Caso.



## 3ra. Caso.



**CUADRO No.14**

MES	TEMPERATURA EN EQUIPOS ( °F )			
	11 - D1 *	11 - D80 *	11 - E52 **	11 - E 53 **
Enero95	240	204	158	268
Febrero95	235	206	157	281
Marzo95	232	210	158	295
Abril95	248	202	163	268
Mayo95	236	213	160	316
Junio95	265	231	213	264
Julio95	276	223	195	287
Agosto95	274	244	203	312
Setiembre95	261	230	220	238
Octubre95	264	221	204	235
Noviem.95	283	218	224	212
Diciem.95	281	205	208	202
Enero96	289	214	205	226
Febrero96	290	215	201	233
Marzo96	280	207	194	223
Abril96	256	199	198	200
Mayo96	248	197	199	195
Promedio	262	214	192	250

donde :

\* : Corresponde a temperatura de entrada del Crudo.

\*\* : Corresponde a temperatura de salida del Crudo.

**CUADRO No.15**

**Cuadro Comparativo de los Casos Evaluados para la Ubicación del Nuevos Intercambiadores**

<b>CASO</b>	<b>VENTAJA</b>	<b>DESVENTAJA</b>
<b>Primero</b>	1. Mayor temperatura del crudo a su ingreso a la desaladora	1. Pobre enfriamiento de la corriente de LVGO
<b>Segundo</b>	1. Aumento de la temp. del crudo a su ingreso a la desaladora.	
	2. Buen enfriamiento de la corriente de LVGO.	
<b>Tercero</b>	1. Menor temperatura del crudo a su ingreso a la desaladora.	1. Pobre enfriamiento de la corriente de kerosene.
	2. Mayor enfriamiento de de la corriente de LVGO.	

**Cuadro Comparativo de los Casos Evaluados para la Reubicación de los 11E-52 A/B.**

<b>CASO</b>	<b>VENTAJA</b>	<b>DESVENTAJA</b>
<b>Primero</b>	1. Incremento de la temp. del crudo en el fondo de torre Pre-Flash.	1. Menor enfriamiento de la corriente de diesel.
<b>Segunda</b>	1. Incremento de la temp. del crudo en el fondo de torre Pre-Flash.	1. Pobre enfriamiento de la corriente de diesel.

## CUADRO No.16

### PRIMER CASO

MES	TEMPERATURAS EN UDPI Y UDV ( °F )					
	t1	t2	T1	T2	t'm	tm
Enero95	158	230	251	215	204	246
Febrero95	157	221	248	215	206	244
Marzo95	158	229	251	213	210	254
Abril95	163	232	256	220	202	245
Mayo95	160	213	231	205	213	247
Junio95	213	233	236	229	231	244
Julio95	195	218	223	212	223	240
Agosto95	203	224	230	222	244	257
Setiem.95	220	245	251	245	230	241
Octubre95	204	247	257	248	221	240
Noviem.95	224	259	263	252	218	235
Diciem.95	208	258	266	250	205	232
Enero96	205	238	267	250	214	233
Febrero96	201	238	269	251	215	236
Marzo96	199	235	260	243	207	231
Abril96	198	237	265	247	199	221
Mayo96	199	234	267	227	197	244
Promedio	192	235	252	232	214	241

Donde :

- t1 : Temp. de entrada del crudo a los nuevos intercambiadores
- t2 : Temp. de salida del crudo de los nuevos intercambiadores
- T1 : Temp. de entrada del LVGO a los nuevos intercambiadores
- T2 : Temp. de salida del LVGO de los nuevos intercambiadores
- t'm : Temperatura de entrada del crudo a la 11-D80, registrada en planta.
- tm : Temp. de entrada del crudo a la 11-D80, una vez instalado los nuevos intercambiadores.

**CUADRO No.17****SEGUNDO CASO**

MES	TEMPERATURAS EN UDPI Y UDV ( °F )					
	t1	t2	T1	T2	t'm	tm
Enero95	117	210	251	205	204	234
Febrero95	120	203	248	206	206	238
Marzo95	123	212	251	204	210	243
Abril95	116	217	256	204	202	236
Mayo95	120	195	231	195	213	235
Junio95	126	209	236	208	231	240
Julio95	110	203	223	180	223	239
Agosto95	118	197	230	201	244	245
Setiem.95	126	228	251	227	230	239
Octubre95	133	240	257	235	221	237
Noviem.95	139	232	263	235	218	232
Diciem.95	134	234	266	235	205	235
Enero96	137	255	267	230	214	243
Febrero96	129	254	269	230	215	245
Marzo96	138	231	260	229	207	240
Abril96	143	233	265	231	199	236
Mayo96	131	233	267	221	197	233
Promedio	127	233	252	216	211	238

Donde :

- t1 : Temp. de salida del crudo del 11-E52 A/B.
- t2 : Temp. de salida del crudo de los nuevos intercambiadores.
- T1 : Temp. de entrada del LVGO a los nuevos intercambiadores
- T2 : Temp. estimada de salida del LVGO de los nuevos intercam.
- t'm : Temp. de entrada del crudo a la 11-D80, registrada en planta
- tm : Temperatura estimada de entrada del crudo a la 11-D80, una vez instalado los nuevos intercambiadores.



**CUADRO No.18  
TERCER CASO**

MES	TEMPERATURAS EN UDPI Y UDV ( °F )								
	t1	t2	T'1	T1	T2	T'2	T''2	t'm	tm
Ene.95	82	191	251	198	249	212	177	204	233
Febr.95	83	189	248	195	253	210	174	206	236
Marz.95	84	192	251	195	252	215	177	210	242
Abril95	80	201	256	195	250	217	171	202	233
Mayo95	76	186	231	182	235	205	174	213	239
Junio95	74	206	236	192	218	225	181	231	236
Julio95	70	176	223	175	210	210	209	223	233
Agos.95	70	186	230	188	229	207	175	244	244
Set.95	71	215	251	218	220	218	175	230	229
Oct.95	71	230	257	225	232	220	154	221	229
Nov.95	75	217	263	221	253	224	180	218	217
Dic.95	75	223	266	221	243	226	175	205	214
Ene.96	77	244	267	215	253	262	184	214	235
Febr.96	78	212	269	218	264	230	178	215	228
Marz.96	79	227	260	210	242	238	187	207	230
Abril96	75	238	265	210	241	248	192	199	226
Mayo96	75	246	267	212	254	258	193	197	218
Prom.	76	211	252	204	241	225	180	214	231

Donde :

- t1 : Temp. de entrada del crudo a los nuevos intercambiadores.
- t2 : Temp. de salida del crudo de los nuevos intercambiadores.
- T'1 : Temp. de entrada del LVGO a los nuevos intercambiadores.
- T1 : Temperatura de salida del LVGO de los nuevos intercam.
- T2 : Temperatura de entrada del kerosene al 11-E51.
- T'2 : Temperatura de salida del kerosene del 11-E51, una vez instalado los nuevos intercambiadores.
- T''2 : Temperatura del kerosene registrada en planta.
- t'm : Temperatura de entrada del crudo a la 11-D80, registrada en planta.
- tm : Temperatura estimada de entrada del crudo a la 11-D80, una vez instalado los nuevos intercambiadores.

GRAFICO No.12

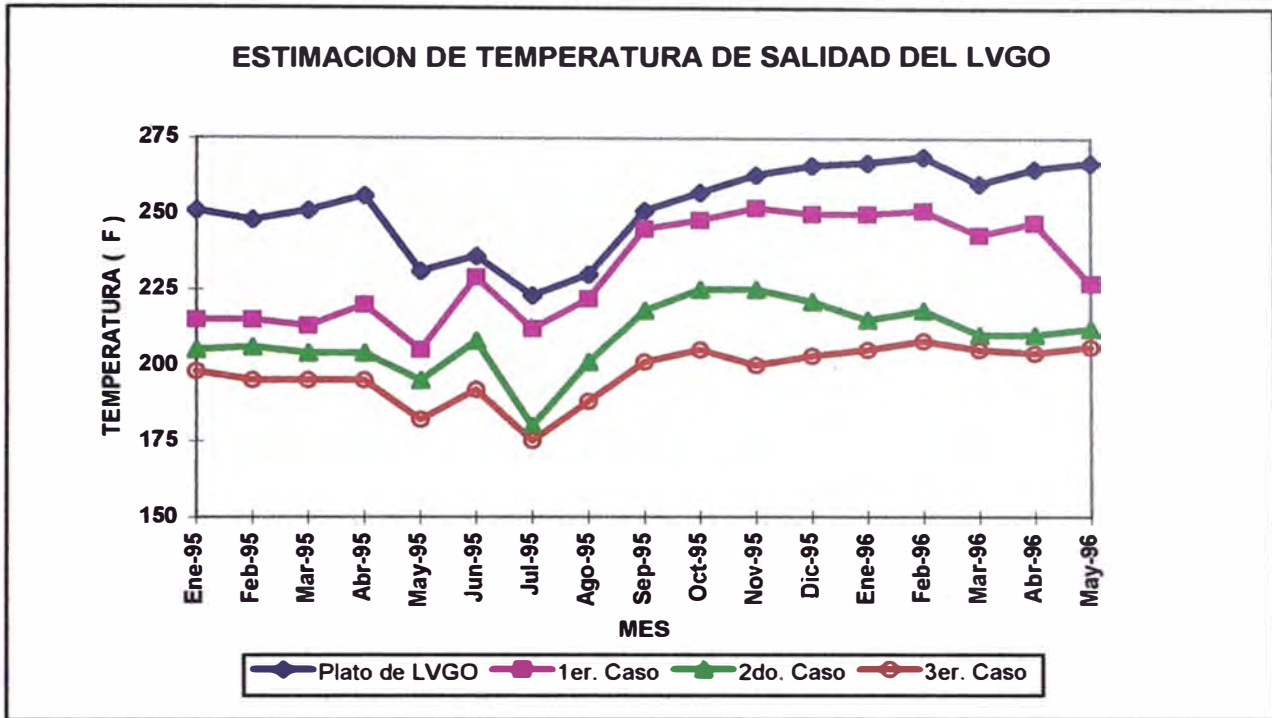
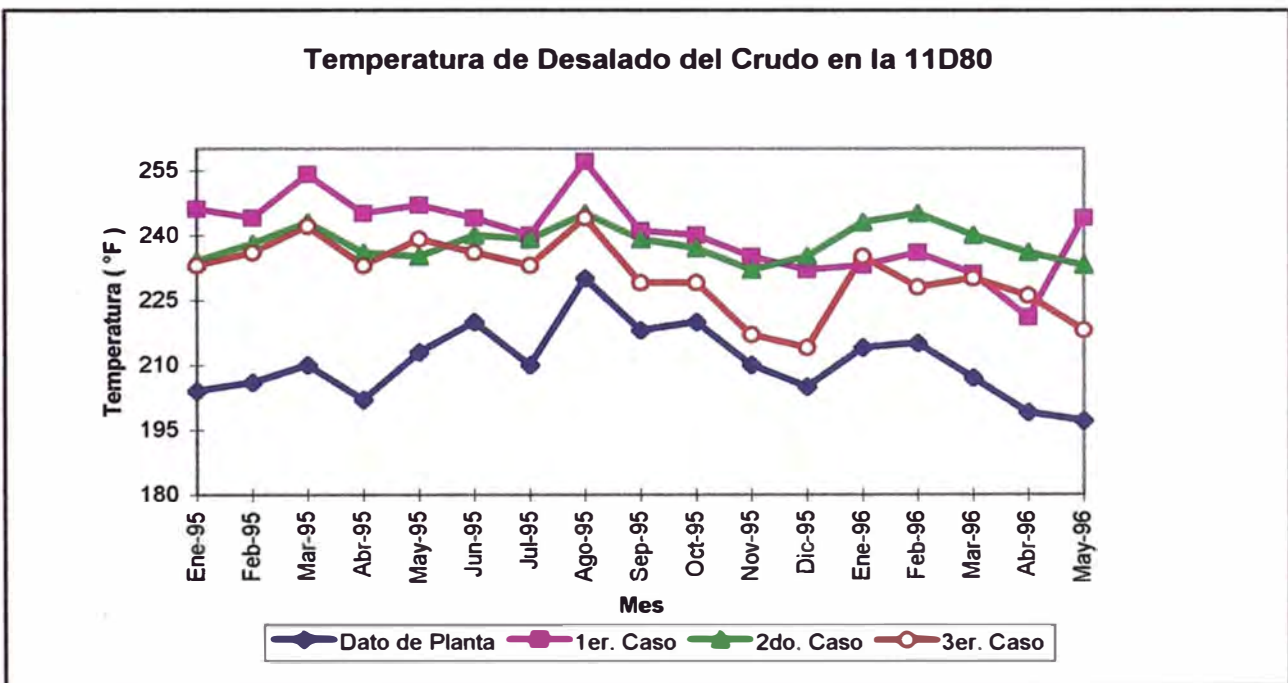


Grafico No.13





CUADRO No.19

LA PAMPILLA REFINERY - TOPPING UNIT No.1

HEAT EXCHANGER DATA SHEET

1	FLOW PLAN SYMBOL	11 - E 71 A/B			
2	SERVICE	LVGO REFLUX / CRUDE OIL			
3					
4	TEMA TYPE / CLASS	A - E - S / " R " , ASME VIII ( DIV 1 )			
5	POSITION	HORIZONTAL			
6	TOTAL SURFACE SQ.FT	5402			
7	No. OF SHELL / STACKING ARRANGEMENT				
8	SURFACE POR SHELL SQ.FT	2701			
	DUTY REQUIREMENTS				
9	TOTAL HEAT TRANSFERRED BTU/HR	4996800			
10	LOG. MEAN TEMP. DIFFERENCE ( EFFECTIVE ) F	39.6			
11	HEAT TRANS. COEF. ( DUTY & CLEAM )	27.5 / 28.5			
	PROCESS REQUIREMENTS	TUBE SIDE		SHELL SIDE	
12	FLUID CIRCULATED	LVGO		CRUDE OIL	
13	FLOW No. OF PARALLEL CIRCUITS				
14	No. DE SHELL EN SERIES	2			
15	FOULING FACTOR	0.001		0.002	
16	TOTAL FLUID ENTERING LB / HR	174740		101603	
17	VAPOR ( EX STEAM & INERTS ) LB / HR				
18	MOL. WT & COMPRESS. FACTOR				
19	LIQUID LB / HR	174740		101630	
20	GRAVITY API at 60 F	32.0		24.0	
21	VISCOSITY ( INLET & OUTLET ) cst	1.60	2.0	32.0	6.6
22	STEAM LB / HR				
23	INERTS ( NON - HYDROCARBON ) LB / HR				
24	MOL. WT. & COMPRESS. FACTOR				
25	VAPOR COND. OR LIQUID VAP. LB / HR				
26	MOL WT. & COMPRESS FACTOR				
27	GRAVITY API at 60 F				
28	STEAM COND. OR WATER VAP. LB / HR				
29	TEMPERATURA ( INLET & OUTLET ) F	239	185	117	219
30	MAXIMUM FRICTION PRESSURE DROP ( CLEAN / DIRTY ) PSI	5.5	10	3.1	10
31	NORMAL OUTLET PRESSURE PSIG	120		150	
	DESIGN & CONSTRUCTION				
32	DESIGN PRESSURE & TEMPERATURE PSIG at F	195 AT 302		195 AT 300	
33	NOZZLES - SIZE ( INLET & OUTLET ) IN	6"	6"	6"	6"
34	PRESSURE RATING & FACING PSIG	150 , RF		150 , RF	
35	TUBE SHEET DESING TEMPERATURE F				
36	TUBE SIZE - OD, WALL THICK, LENGTH IN, IN, FT	3/4"	BWG 14	20 FT	
37	TUBE PITCH & LAYOUT ( SQUARE OR TRIANGULAR )	1" , ROTATED SQUARE			
38	NUMBER OF TUBE PASSES				
39	BAFFLE PITCH, IN , % CUT - POSITION OF CUT	11"	25%	HORIZONTAL	
40	TYPE OF CLEANING MAINTENANCE				
	MATERIALS & CORROSION ALLOWANCE				
41	SHELL AND COVER	CS ASTM A 516 Gr 60			
42	CHANNELL AND COVER OR HEADER	CS ASTM A 516 Gr 60			
43	TUBE SHEETS	CS ASTM A 516 Gr 60			
44	FLOATING HEAD	CS ASTM A 516 Gr 60			
45	BAFLES, SUPPORT, PLATES, ETC.	CS ASTM A 516 Gr 60			
46	TUBES	CS ASTM A 179			
47					
48					
49	NOTES:				
50	CORROSION ALLOWANCE SHELL 1/8"				
51	CORROSION ALLOWANCE TUBES 1/8"				
52					
53	TEMA : EDICION 1988				
54					
55					

**CUADRO No.20**

**CARACTERISTICAS BASICAS DEL INTERCAMBIADOR SELECCIONADO**

Corrida No.8 ( POSIBILIDAD No.1 )

**RESULTADOS OBTENIDOS**

LVGO		Coeficiente de Película	CRUDO
<b>128.50</b>			<b>36.10</b>
Uc		<b>27.14</b>	
Ud ( Cálculado )		<b>27.47</b>	
Ud ( Asumido )		<b>28.00</b>	
Rd calculado		<b>0.00012</b>	
Rd requerido		<b>0.0030</b>	
CASCO		LADO	TUBOS
<b>3.65</b>		delta P calculado	<b>3.12</b>
<b>10.00</b>		delta P permitido	<b>10.00</b>

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	<b>33</b>	No. de tubos	<b>688</b>
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	<b>13</b>	Longitud ( ft )	<b>20</b>
Pasos	<b>1</b>	DE ( pulg )	<b>0.75</b>
No. Deflectores	<b>17</b>	BWG	<b>14</b>
		Tipo de arreglo	<b>cuadro, 1"</b>
		Pasos	<b>4</b>

Corrida No.3 ( POSIBILIDAD No.2 )

**RESULTADOS OBTENIDOS**

CRUDO		Coeficiente de Película	LVGO
<b>72.60</b>			<b>162.73</b>
Uc		<b>50.20</b>	
Ud ( Cálculado )		<b>27.47</b>	
Ud ( Asumido )		<b>28.00</b>	
Rd calculado		<b>0.0165</b>	
Rd requerido		<b>0.0030</b>	
CASCO		LADO	TUBOS
<b>1.56</b>		delta P calculado	<b>7.20</b>
<b>10.00</b>		delta P permitido	<b>10.00</b>

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	CRUDO	Fluido	LVGO
DI ( pulg )	<b>33</b>	No. de tubos	<b>640</b>
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	<b>13</b>	Longitud ( ft )	<b>20</b>
Pasos	<b>1</b>	DE ( pulg )	<b>0.75</b>
No. Deflectores	<b>17</b>	BWG	<b>14</b>
		Tipo de arreglo	<b>cuadro, 1"</b>
		Pasos	<b>4</b>

crudo podrá recuperar parte del calor sensible de la nafta, lo cual no ocurriría si reubicáramos el 11-E51 después de desaladora 11-D80, debido a que la temperatura de entrada del kerosene será casi igual a la salida del crudo de la desaladora.

- A partir de 1995, los 11-E52A/B ha sido utilizado para enfriar el diesel, cuando se maximiza la producción de este destilado medio. Esto es posible debido a que actualmente el reflujo de nafta puede ser enfriado en el 11-E2A/B y en los enfriadores atmosféricos 11-E54A/B. La alternativa de enfriar el diesel en el 11-E52A/B podía lograrse debido a que la temperatura de ingreso del diesel a este intercambiador fue de 313°F (3), mientras que la temperatura de ingreso del crudo fue de 127°F (4), según los reportes de planta utilizados.

La reubicación de los 11-E52A/B, después de la 11-D80, permitirá seguir enfriando este producto con crudo, aunque el enfriamiento del diesel no sea igual, esto es, debido a que el crudo ingresara un poco mas caliente.

( 1 ) ..... Temperatura promedio anual del plato de nafta ( 1996 ).

( 2 ) ..... Temperatura promedio anual de ingreso del kerosene al 11-E51 ( 1996 ).

( 3 ) ..... Temperatura promedio anual de ingreso del diesel al 11-E52 A/B ( 1996 ).

( 4 ) ..... Temperatura promedio anual de ingreso del crudo al 11-E52 A/B ( 1996 ).

Los casos planteados para reubicar los 11E-52A/B fueron :

1. En el circuito No.3 : Antes del 11E-80 y después del 11D-80.

2. En el circuito No.2 : Antes del 11E-5 y después del 11D-80.

El gráfico No.14 muestra los casos considerados para la reubicacion de los intercambiadores 11E-52A/B, dentro del tren de precalentamiento. En el cuadro

No.15, se muestra en forma resumida el análisis de estas dos alternativas. El análisis detallado para cada caso se muestra en los cuadros No.21 y 22.

### **Reubicacion Seleccionada**

Los gráficos No.15 y 16, muestran la representación de la tablas anteriores, se puede concluir que el primer caso nos garantiza que el enfriamiento de la corriente del diesel disminuirá en menor grado.

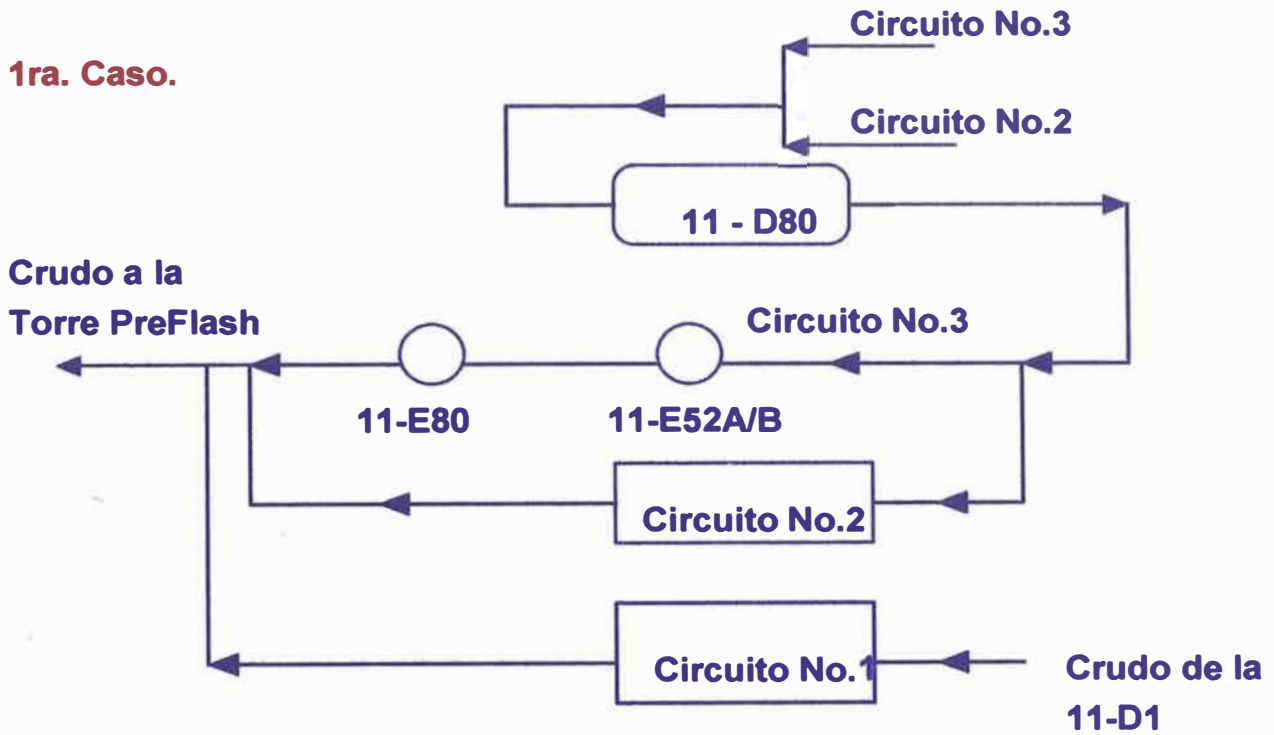
Como se puede observar la temperatura de salida que tendría el diesel al reubicarse los 11-E52A/B, es mayor con respecto a la registrada en planta, esto debido a que la temperatura de salida esta limitada por la temperatura de entrada del crudo cuanto mayor sea esta, menor será el enfriamiento del diesel ( la temperatura de entrada del crudo al 11-E52 A/B será mucho mayor, debido a su reubicación después de la desaladora 11-D80 ). La temperatura de enfriamiento del diesel es posible mejorarla, regulando el flujo de crudo que circula por este circuito. La secuencia del tren de precalentamiento del crudo una vez instalados los 11-E71 A/B y reubicados los 11-E52 A/B se muestra en el anexo No.1 ( ver gráfico No. 2 ).

La instalación de los 11-E71 A/B y la reubicacion de los 11-E52 A/B dentro del tren de precalentamiento permitiría una mayor recuperación de calor por el lado crudo, lo que se reflejaría en un incremento de la temperatura de fondo de la torre pre flash. Este incremento es casi el mismo para las dos casos evaluados, tal como se muestra en el cuadro No.23. Pero se selecciono el primer caso porque nos aseguraba que el enfriamiento de la corriente de diesel se vería afectado en menor grado.

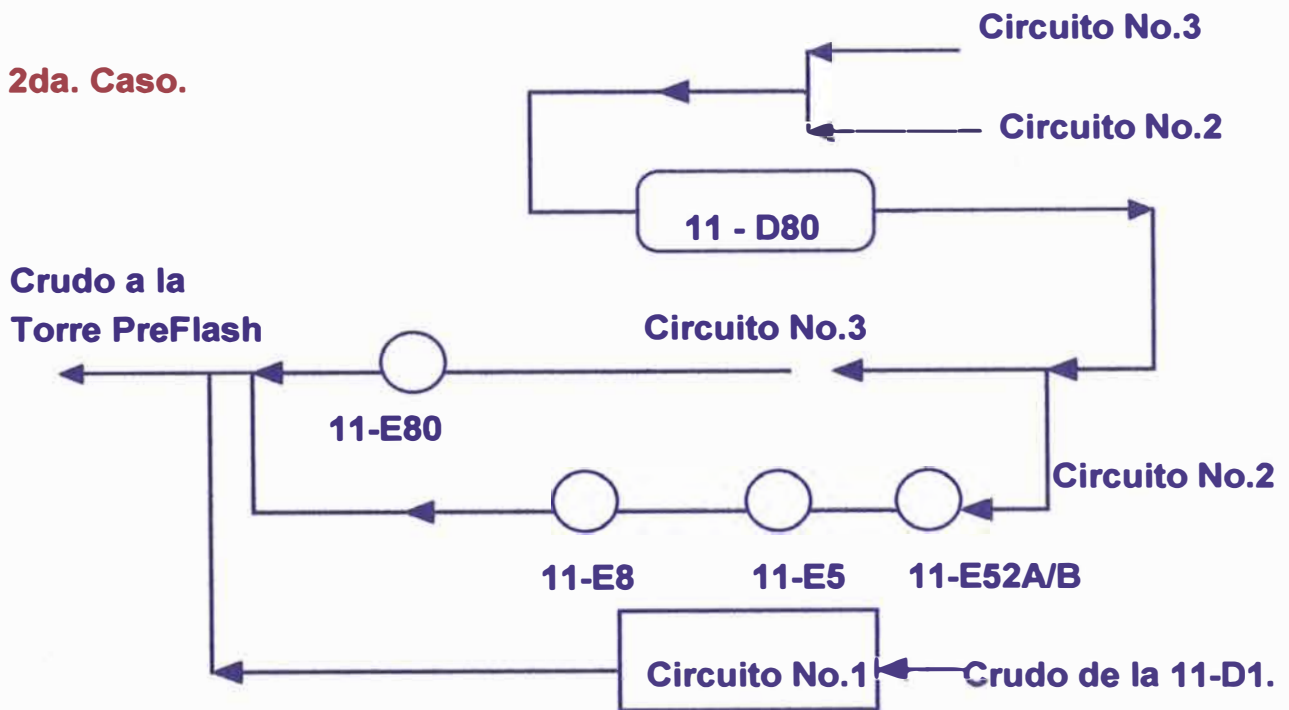


## CASOS PLANTEADOS PARA LA REUBICACION DE LOS 11-E 52 A/B.

### 1ra. Caso.



### 2da. Caso.



**CUADRO No.21**  
**TEMPERATURA DE SALIDA DEL DIESEL DEL 11-E16.**

MES	TEMPERATURAS ( °F )					
	T	T1	T2	t	t1	t2
Enero95	153	251	250	92	160	159
Febrero95	152	245	248	88	151	154
Marzo95	152	252	255	87	157	160
Abril95	150	250	260	89	159	169
Mayo95	142	245	252	83	156	163
Junio95	182	268	295	83	139	166
Julio95	164	274	285	86	166	177
Agosto95	172	272	280	87	157	165
Setiem.95	189	260	270	89	140	150
Octubre95	175	255	260	111	161	176
Noviem.95	191	250	260	91	120	140
Diciem.95	178	254	265	89	135	156
Enero96	172	250	258	82	130	158
Febrero96	185	259	264	95	134	154
Marzo96	179	245	257	88	124	142
Abril96	168	244	256	84	130	145
Mayo96	169	251	267	80	132	149
Promedio	169	254	264	88	145	160

Donde :

- T : Temperatura de salida del diesel del 11-E52A/B, registrada en planta
- T1 : Temperatura de salida del diesel, que se obtendría con el caso No.1.
- T2 : Temperatura de salida del diesel que se obtendría con el caso No.2.
- t : Temperatura de salida del diesel del 11-E16 rumbo a tanques, registrada en planta.
- t1 : Temperatura de salida del diesel del 11-E16, que se obtendría con el caso No.1.
- t2 : Temperatura de salida del diesel del 11-E16, que se obtendría con el caso No.2.

**CUADRO No.22**  
**TEMPERATURA DE SALIDA DEL DIESEL DEL 11-E18.**

MES	TEMPERATURAS ( °F )					
	T	T1	T2	t	t1	t2
Enero95	245	262	285	184	198	224
Febrero95	244	263	285	193	203	234
Marzo95	233	275	280	174	196	221
Abril95	218	268	300	182	202	234
Mayo95	247	274	300	134	161	187
Junio95	222	307	350	150	195	238
Julio95	275	305	338	163	193	226
Agosto95	278	313	337	172	196	231
Setiem.95	295	295	315	197	197	217
Octubre95	246	281	304	159	188	217
Noviem.95	281	305	334	179	197	232
Diciem.95	257	293	314	155	191	212
Enero96	246	319	327	150	213	231
Febrero96	258	317	331	180	215	253
Marzo96	240	300	322	148	200	230
Abril96	230	302	326	135	201	232
Mayo96	252	305	326	131	184	205
Promedio	251	293	316	164	196	222

Donde :

- T : Temperatura de salida del diesel del 11-E52A/B, registrada en planta
- T1 : Temperatura de salida del diesel, que se obtendría con el caso No.1.
- T2 : Temperatura de salida del diesel que se obtendría con el caso No.2.
- t : Temperatura de salida del diesel del 11-E18 rumbo a tanques, registrada en planta.
- t1 : Temperatura de salida del diesel del 11-E18, que se obtendría con el caso No.1.
- t2 : Temperatura de salida del diesel del 11-E18, que se obtendría con el caso No.2.

Grafico No.15

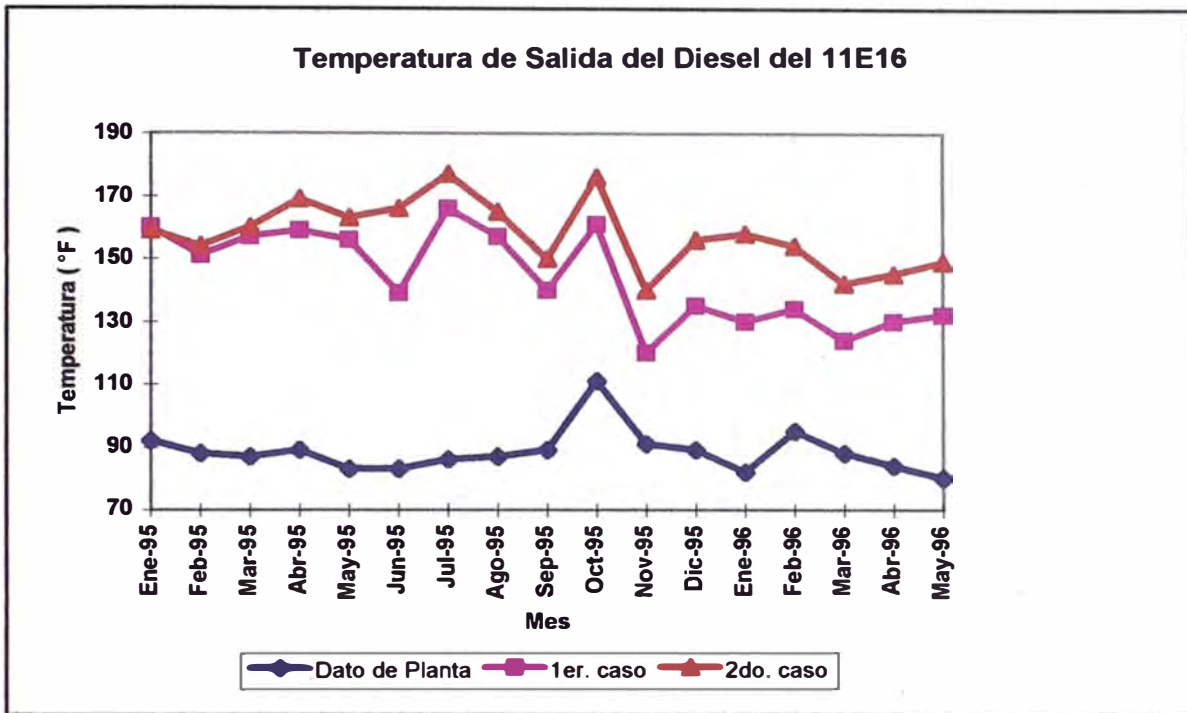
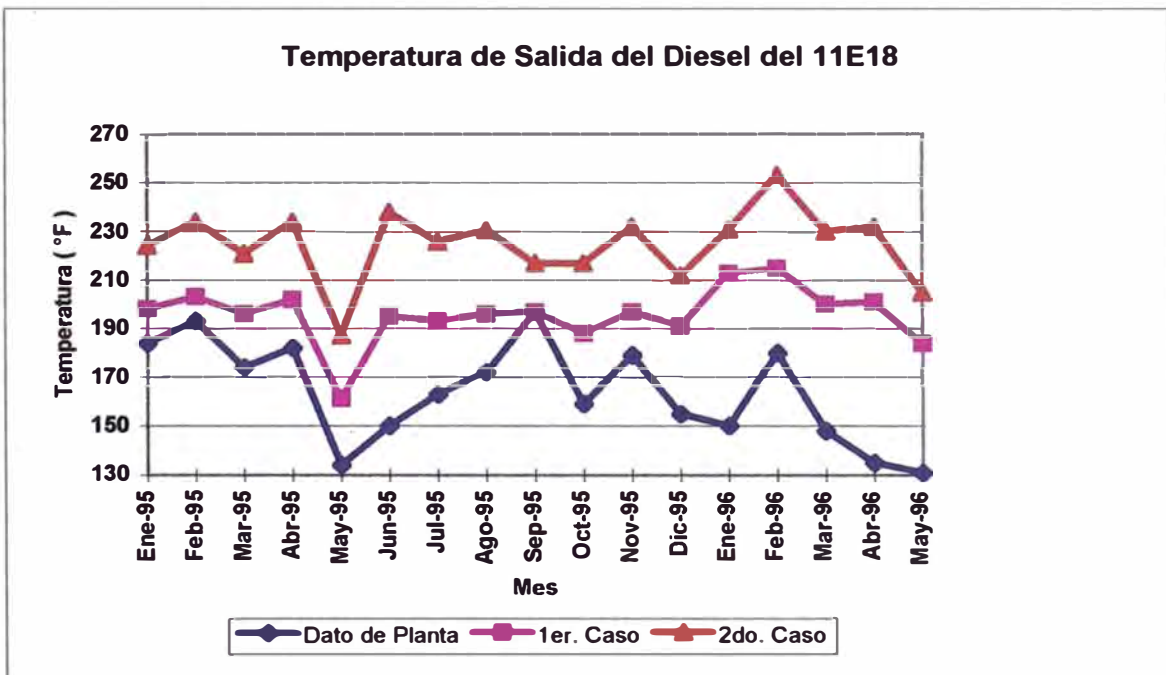


Grafico No.16





**CUADRO No.23**

**TEMPERATURA DE FONDO DE LA TORRE PREFLASH**

<b>MES</b>	<b>T ( °F )</b>	<b>T1 ( °F )</b>	<b>T2 ( °F )</b>
<b>Enero95</b>	398	417	415
<b>Febrero95</b>	393	418	412
<b>Marzo95</b>	396	414	413
<b>Abril95</b>	407	418	424
<b>Mayo95</b>	419	420	437
<b>Junio95</b>	463	473	463
<b>Julio95</b>	452	466	462
<b>Agosto95</b>	448	462	460
<b>Setiem.95</b>	426	445	439
<b>Octubre95</b>	417	438	436
<b>Noviem.95</b>	425	453	445
<b>Diciem.95</b>	413	445	448
<b>Enero96</b>	416	451	444
<b>Febrero96</b>	428	452	442
<b>Marzo96</b>	419	425	440
<b>Abril96</b>	410	424	415
<b>Mayo96</b>	402	422	409
<b>Promedio</b>	420	<b>438</b>	<b>436</b>

donde :

- T : Datos de planta de UDPI
- T1 : Datos a obtener con el caso No.1
- T2 : Datos a obtener con el caso No.2

## 7.2. SEGUNDA ALTERNATIVA

### Uso de Nuevos Enfriadores Tipo Casco y Tubo para el Servicio LVGO vs. Agua de Enfriamiento.

El enfriamiento del LVGO empleando agua de enfriamiento era posible, considerando el diseño original que tuvo la UDV ( con los 11E - 25 A/B/C ). La reutilización de estos enfriadores no era posible ya que actualmente forman parte del circuito de producción del kerosene. Para proceder al diseño de estos nuevos enfriadores fue necesario calcular algunos datos de proceso de la corriente de agua de enfriamiento, los que se detallan a continuación :

#### 1. Estimación del Costo Anual del Agua de Refrigeración

El costo anual total del intercambiador a la planta, será la suma del costo del tratamiento químico al agua y los cargos fijos, que incluyen mantenimiento y depreciación. Si " Ct " es el costo anual del agua, entonces :

$$Ct = ( \text{Costo del agua/lb} ) * ( \text{lb/h} ) * ( \text{horas anuales} ) + ( \text{Cargos Fijos Anuales/ ft}^2\text{ft} ) * ( \text{ft}^2\text{ft} ) \dots\dots\dots ( 1 )$$

Sustituyendo los términos de balance de calor, en la ecuación anterior :

$$W = Q / c ( t_2 - t_1 )$$

$$A = Q / U * ( \text{MLDT} )$$

en la ecuación No.1, se tendrá :

$$Ct = Q * \theta * C_w / ( c * ( t_2 - t_1 ) ) + C_f * Q / ( U * ( \text{MLDT} ) )$$

donde :

A = Area de transferencia del intercambiador ( ft <sup>2</sup> )

Q = Calor Intercambiado ( Btu / hr )

W = Flujo masico del agua ( lb / hr )

t1 = Temperatura de ingreso del agua en el intercambiador ( °F )

t2 = Temperatura de salida del agua en el intercambiador ( °F )

c.. = calor especifico del agua ( Btu / lb \* °F )

θ = Horas de Operación Anuales

Cw = ( Costo de agua ) / Libra

Cf = Cargo Fijo Anual / ( ft\*ft )

U = Coeficiente Global de Transferencia de Calor.

Además se sabe que :  $LMDT = ( \Delta t_2 - \Delta t_1 ) / \ln ( \Delta t_2 / \Delta t_1 )$

Manteniendo todos los factores constantes, excepto la temperatura del agua a la salida ( t2 ) :

$$Ct = Q * \theta * Cw / ( c * ( t_2 - t_1 ) + Cf * Q / ( U * ( ( T_1 - t_2 - \Delta t_1 ) / ( \ln ( T_1 - t_2 ) / \Delta t_1 ) ) ) )$$

Las condiciones optimas ocurrirán cuando el costo total anual sea un mínimo , esto es, cuando :  $( \delta Ct / \delta t_2 ) = 0$  .

Diferenciando e igualando las respectivas partes, se tiene :

$$(( U * \theta * Cw ) / ( Cf * c )) * (( T_1 - t_2 - \Delta t_1 ) / ( t_2 - t_1 )) = \ln ( ( T_1 - t_2 ) / \Delta t_1 ) - ( 1 - ( 1 / ( ( T_1 - t_2 ) / \Delta t_1 ) ) ) . \dots\dots\dots ( 2 )$$

## 2. Cálculo de la Temperatura Óptima del Agua de Salida. ( t2 )

Los datos de proceso a ser empleados serán

T1 = Temperatura de entrada del LVGO	= 239 °F
T2 = Temperatura de salida del LVGO	= 185 °F
t1 = Temperatura de ingreso del agua	= 65 °F
θ = Horas de Operación Anuales	= 8760 hrs
U = Coeficiente Global de Transferencia de Calor	= 15
Cw = ( Costo de agua ) / Libra	= US\$ 0.095 / Ton.

Para los cargos anuales, suponemos un 20% de reparación y mantenimiento y el 10% depreciación. A un costo unitario aproximado de US\$ 24 / ( ft \*ft ), el cargo fijo anual será :

$$Cf = ( 0.20 + 0.10 ) \times 24 = \text{US\$ } 7.2$$

El calor específico del agua se toma como la unidad , entonces :

$$(( U \cdot \theta \cdot Cw ) / ( Cf \cdot c )) = (( 15 \times 8760 ) / ( 7.2 \times 1 )) \times ( 0.95 / 2200 ) = 7.88$$

$$( T1 - t2 ) / \Delta t1 = ( 239 - 185 ) / ( 185 - 65 ) = 0.45$$

de donde :

$$\Delta t2 = 0.4 \times 120 = 48 \text{ °F}$$

$$T1 - t2 = 48 \text{ °F}$$

de donde:

$$t2 = ( T1 - 48 ) = 191 \text{ °F}$$

### **3. Determinación del Flujo de Agua de Enfriamiento ( w )**

Datos a usar :

#### **Corriente de Proceso : LVGO ( Fluido Caliente )**

W = Flujo másico	= 174736 lb / hr
T1 = Temperatura de Ingreso del LVGO	= 239 °F
T2 = Temperatura de Salida del LVGO	= 185 °F
C = Calor específico del LVGO	= 0.5296 Btu / lb °F

#### **Corriente de Proceso : Agua de Enfriamiento ( Fluido Frío )**

t1 = Temperatura de Ingreso	= 65 °F
t2 = Temperatura de Salida	= 191

A partir del balance de calor, se tiene :

$$w * c * ( t2 - t1 ) = W * C * ( T2 - T1 )$$

de donde :

$$w = W * C * ( T2 - T1 ) / ( c * ( t2 - t1 ) )$$

reemplazando datos

$$w = 39660 \text{ lb / hr} = 18 \text{ m}^3 / \text{hr} = 432 \text{ TN / día}$$

El consumo anual de agua será de 157680 Ton / Año.

Los datos de proceso de la Corriente de LVGO son los mismos que fueron empleados en el punto 7.1.

### 7.2.1. DISEÑO BASICO

Los datos de proceso que se tuvieron en cuenta para el diseño de estos nuevos enfriadores, se muestra en el cuadro No.24. Se considero una sola posibilidad para el sentido de los fluidos de proceso en el interior de estos equipos , tal como se muestra:

LADO	FLUIDO DE PROCESO
Casco	LVGO
Tubos	Agua de Enfriamiento

El agua circulara por el interior de los tubos , debido a que tiene mayor posibilidad de producir corrosión interna así como formación de depósitos. El procedimiento realizado para determinar el área de transferencia de calor necesario que deberán tener estos nuevos enfriadores, así como el tipo de arreglo, es el mismo que se muestra en el anexo No.5.

De la evaluación realizada se determino que para cubrir el déficit de calor, los nuevos enfriadores deberán tener un arreglo 2 - 4, los que se podrá lograra con dos enfriadores en serie 1 - 4. Las características básicas de cada uno de estos enfriadores se muestra en el cuadro siguiente.

#### Características Básicas de los Nuevos Enfriadores.

Area / Casco ( ft*ft )	2355.6
Número de Cascos	2
Número de Pasos por los tubos	4
Diámetro Interno del Casco ( pug )	31
Longitud de los tubos ( ft )	20
DE , BWG , Paso	0.75", 14, 1"

CUADRO No.24

DATA SHEET DE ENFRIADORES TUBULARES

1	FLOW PLAN SYMBOL				
2	SERVICE		LVGO / Agua de Enfriamiento		
3					
4	TEMA TYPE / CLASS		A - E - S / " R " , ASME VIII ( DIV 1 )		
5	POSITION		HORIZONTAL		
6	TOTAL SURFACE	SQ.FT	4711.2		
7	No. OF SHELL / STACKING ARRANGEMENT		2 / 1		
8	SURFACE POR SHELL	SQ.FT	2366.6		
9	DUTY REQUIREMENTS				
9	TOTAL HEAT TRANSFERRED	BTU/HR	4996800		
10	LOG. MEAN TEMP. DIFFERENCE ( EFFECTIVE )	F			
11	HEAT TRANS. COEF. ( DUTY & CLEAM )				
	PROCESS REQUIREMENTS		SHEEL SIDE		TUBE SIDE
12	FLUID CIRCULATED		LVGO		Agua de Enfriamiento
13	FLOW No. OF PARALLEL CIRCUITS				
14	No. DE SHELL EN SERIES				
15	FOULING FACTOR		0.001		0.002
16	TOTAL FLUID ENTERING	LB / HR	174740		39660
17	VAPOR ( EX STEAM & INERTS )	LB / HR			
18	MOL. WT. & COMPRESS. FACTOR				
19	LIQUID	LB / HR	174740		39680
20	GRAVITY	API at 60 F	32.0		24
21	VISCOSITY ( INLET & OUTLET )	cst	1.60	2.0	2.4   0.44
22	STEAM	LB / HR			
23	INERTS ( NON - HYDROCARBON )	LB / HR			
24	MOL. WT. & COMPRESS. FACTOR				
25	VAPOR COND. OR LIQUID VAP.	LB / HR			
26	MOL WT. & COMPRESS FACTOR				
27	GRAVITY	API at 60 F			
28	STEAM COND. OR WATER VAP.	LB / HR			
29	TEMPERATURA ( INLET & OUTLET )	F	239	185	65   191
30	MAXIMUN FRICTION PRESSURE DROP ( CLEAN / DIRTY )	PSI	6.5	10	3.8   10
31	NORMAL OUTLET PRESSURE	PSIG	120		150
	DESIGN & CONSTRUCTION				
32	DESIGN PRESSURE & TEMPERATURE	PSIG at F	195 AT 302		195 AT 300
33	NOZZLES - SIZE ( INLET & OUTLET )	IN	6"	6"	6"   6"
34	PRESSURE RATING & FACING	PSIG	150 , RF		150 , RF
35	TUBE SHEET DESING TEMPERATURE	F			
36	TUBE SIZE - OD, WALL THICK, LENGTH	IN, IN, FT	3/4"	BWG 14	20 FT
37	TUBE PITCH & LAYOUT ( SQUARE OR TRIANGULAR )		1" , ROTATED SQUARE		
38	NUMBER OF TUBE PASSES				
39	BAFFLE PITCH, IN , % CUT - POSITION OF CUT		11"	25%	HORIZONTAL
40	TYPE OF CLEANING MAINTENANCE				
	MATERIALS & CORROSION ALLOWANCE				
41	SHELL AND COVER		CS ASTM A 516 Gr 60		
42	CHANNELL AND COVER OR HEADER		CS ASTM A 516 Gr 60		
43	TUBE SHEETS		CS ASTM A 516 Gr 60		
44	FLOATING HEAD		CS ASTM A 516 Gr 60		
45	BAFLES, SUPPORT, PLATES, ETC.		CS ASTM A 516 Gr 60		
46	TUBES		CS ASTM A 179		
47					
48					
49	NOTES:				
50	CORROSION ALLOWANCE SHELL 1/8"				
51	CORROSION ALLOWANCE TUBES 1/8"				
52					
53	TEMA : EDICION 1988				
54					
55					



### 7.3. ALTERNATIVA SELECCIONADA

Conocido el área de transferencia que necesitara cada alternativa para enfriar adecuadamente la corriente de LVGO, se procedió a evaluar el costo total que representa cada alternativa, esto es : costo de adquisición, costo de instalación y otros.

#### 7.3.1. Costo total de Nuevos Intercambiadores

De acuerdo a los datos de proceso que se muestran en el Data Sheet del Intercambiador ( ver cuadro No.19 ), el arreglo a utilizar en el circuito de gasóleo ligero para mejorar el enfriamiento del reflujo de LVGO sería del tipo 2-4, el que se lograría mediante dos intercambiadores 1-4 en serie.

El diseño básico de estos intercambiadores se muestra a detalle en el anexo No.5 y la evaluación económica de este estudio se detalla en el Capitulo No.8.

#### Costo de Adquisición

Las características técnicas de cada uno de estos intercambiadores, se muestra en el cuadro siguiente.

**El costo total C&F Callao de los dos Intercambiadores fue de 129.4 MUS\$.**  
( Ver cuadro No. 27 ).

Superficie ( ft*ft ) / Coraza		2701	
LADO CASCO		LADO TUBOS	
DI ( in )	33	# de Tubos	688
Esp. Deflectores ( in )	13	Longitud ( ft )	20
# de Deflectores	17	DE ( in ), BWG	0.75, 14
Pasos	1	Pasos	4
		Tipo de Arreglo	cuadro, 1"



### Costo de Instalación

Para efecto de cálculo se considero que el costo de instalación representaría un 20 % del costo de adquisición de los nuevos intercambiadores. De donde el costo de instalación será de **25.88 MUS\$**

### **7.3.2. Costo Total de Nuevos Enfriadores**

#### Costo de Adquisición

Para mejorar el enfriamiento del Reflujo de LVGO estos nuevos enfriadores tendrán un arreglo del tipo 2 - 4, el que se puede lograr mediante dos enfriadores en serie 1-4.

Las características técnicas de cada uno de estos enfriadores será :

Superficie ( ft*ft ) / Casco		2355.6	
LADO CASCO		LADO TUBOS	
DI ( in )	31	# de Tubos	600
Esp. Deflectores ( in )	13	Longitud ( ft )	20
# de Deflectores	17	DE ( in ) , BWG	0.75 , 14
Pasos	1	Pasos	4
		Tipo de Arreglo	cuadro , 1"

Para determinar el costo de los dos enfriadores se considero un precio de US\$24 / ft<sup>2</sup>, de donde el **costo total C&F Callao, de los dos enfriadores seria de 113.1 MUS\$.**

### Costo de Instalación

Este costo representa el 20% del Costo de Adquisición de los Enfriadores. De donde el costo de instalación será 22.62 MUS\$.

### Costo de Tratamiento del Agua de Enfriamiento

El agua de enfriamiento para las unidades de UDP I y UDV, se alimenta desde la torre Marley, una vez que esta a cumplido su función que es remover parte del calor sensible de las corrientes de proceso caliente, retorna a la misma torre ( con mayor temperatura ) para volver a ser enfriada y utilizada en forma sucesiva en las unidades de proceso mencionadas. En cada ciclo parte de esta agua se pierde por evaporación así como producto químico empleado en el tratamiento de este , debido al aumento de la temperatura de retorno . De datos de planta se a determinado que las perdidas por evaporación corresponden aproximadamente a un 10 % del volumen de agua de enfriamiento empleado.

Según la relación de Costos de Producción de los Servicios Industriales de la Refinería ( Período 1996 ), el costo unitario del agua de enfriamiento era :

Costo Unitario = ( US\$ 0.95 / Ton )

de donde el costo anual del agua a utilizar, sería :

Costo Anual = ( US\$ 0.95 / Ton ) x 0.1 x 157680 Ton / Año

Costo Anual = 15 MUS\$ / Año

### **7.3.3. Selección**

Para seleccionar la alternativa adecuada, se evaluó el costo que representa cada una de ellas, así como las ventajas y desventajas que se lograrían en “ La Pampilla “.

El cuadro No.25 muestra en forma comparativa las dos alternativas planteadas, aquí se puede observar que con ambas alternativas se logra enfriar la corriente de LVGO. La inversión para la primera alternativa es ligeramente mayor que la segunda, pero el beneficio que se lograría en el ahorro de combustible en los hornos de UDP I empleando intercambiadores de calor para enfriar la corriente de LVGO hace que se seleccione la primera alternativa por los ventajas operativas que se esperan conseguir en la unidad de destilación primaria I.

En el anexo No.6, se muestra el procedimiento que permitió determinar el ahorro en el consumo de combustible en los hornos 11H - 1 A/B de la UDP I.

**CUADRO No.25**

**COMPARACION DE ALTERNATIVAS PLANTEADAS PARA LA SELECCIÓN DE LOS NUEVOS EQUIPOS.**

<b>ALTERNATIVAS</b>	<b>PRIMERA: INTERCAMBIADOR CASCO Y TUBOS ( CRUDO VS.LVGO )</b>	<b>SEGUNDA : ENFRIADOR DE CASCO Y TUBOS ( AGUA VS. LVGO ).</b>
<b>VENTAJAS</b>	1.Recuperación de mayor calor hacia el Crudo y consecuente ahorro de combustible en los hornos 11-H1A/B.	1.Menor área de transferencia.
<b>DESVENTAJAS</b>	1.Mayor área de transferencia de calor 2.Menor grado de enfriamiento de la corriente de Diesel Producción.	1.Costo del tratamiento del agua de enfriamiento a usar. 2.Problemas de incrustación en los tubos a causa de un deficiente tratamiento del agua 3.Perdida de calor del Sistema.
<b>1. INVERSION</b>		
<b>Adquisición de Equipos ( MUS\$ )</b>	<b>129.40</b>	<b>113.10</b>
<b>Instalación de Equipos ( MUS\$ )</b>	<b>25.88</b>	<b>22.62</b>
<b>Costos Operativos Anuales ( MUS\$ ).</b>	-----	<b>15.0</b>
<b>2. BENEFICIOS</b>		
<b>Ahorro de Energía ( MUS\$ / Año )</b>	<b>121</b>	-----

## **CAPITULO No.VIII**

### **EVALUACION TECNICO ECONOMICA DE PROPUESTAS PARA EL SUMINISTRO DE LOS 11E-71 A/B.**

A fin de agilizar la compra inmediata de los dos intercambiadores ( Tipo Casco-Tubo ) para el servicio de reflujo de LVGO - Crudo, el Departamento Técnico de la Refinería solicito autorización para proceder a la adquisición bajo la modalidad de Negociación Directa ( Febrero96 ).

Se procedió a solicitar propuestas a seis firmas especializadas, cinco de ellas recomendadas por UOP y la sexta por ser la había construido y suministrado el último intercambiador de este tipo en la Unidad de destilación Primaria I. Estas fueron :

- 1. Hunt ( Inglaterra )**
- 2. Krueger ( USA )**
- 3. Imeg Técnica ( Argentina )**
- 4. Cobrasma ( Brasil )**
- 5. Ketema ( Brasil )**
- 6. ITT Standard (USA )**

En el cuadro adjunto, se detalla la lista de proveedores.

## **LISTA DE PROVEEDORES DE INTERCAMBIADORES DE CALOR**

- 1. ITT Standard**  
Standard Parkway, Buffalo, NY 14240 - USA  
( In NY, 716-897-2800 )
  
- 2. KETEMA**  
Heat Transfer Division  
Grand Prairirie, TX 75051 - USA.  
( 214 ) 647 -2626  
Fax : ( 214 ) 641 - 1518.
  
- 3. KRUEGER ENGINEERING & MFG. CO, INC**  
Kemco  
Box 11308  
Houston, TX 77050 - 4599 USA  
Fax : 713 - 442 - 6668
  
- 4. JOHNSON HUNT - INGLATERRA**  
Representante en el Perú  
SSG Suministros y Servicios Generales E.I.R. Ltda.  
Fax : 452-7318
  
- 5. IMEG TECNICA ARGENTINA**  
Representante en el Perú  
Oscar Gonzales Ugaz  
Parque Hernán Velarde No. 38  
Santa Beatriz - Lima 1, Perú.
  
- 6. COBRASMA ( \* )**  
Representante en el Perú  
Tecni Trade S.A  
Tel. 461 - 7802  
Fax : 461 - 1715.

**( \* ) A la lista recomendada por UOP se añadió COBRASMA ( Brasil ) por ser la firma que suministro el último intercambiador de casco y tubo adquirido en UDP.**

## **8.1. Evaluación Técnica de Propuestas.**

A cada una de estas firmas se le alcanzo la información adicional para este concurso como fueron

- Bases Técnicas
- Data Sheet ó hoja de datos para el diseño
- Detalle de las dimensiones y construcción
- Detalle de la ubicación que tendrán dentro de la planta
- Especificaciones generales de intercambiadores de calor tipo casco - tubo.

En el cuadro No.26, se detalla comparativamente las propuestas técnicas, tomando en cuenta las bases de diseño alcanzadas a cada proveedor.

De las seis firmas invitadas sólo tres presentaron propuestas Hunt, Imeg Técnica y Krueger, una de ellas, Cobrasma se disculpo de no poder participar por la alta carga de trabajo de sus plantas y las otras dos, Ketema e ITT no cotizaron, ni dieron respuesta a la invitación.

## **8.2. Condiciones de Suministro y Costo. Evaluación Económica.**

Las firmas que presentaron propuestas cotizaron por dos alternativas. La segunda alternativa que considera una presión de diseño mayor por el lado del reflujo de LVGO, fue solicitada teniendo en cuenta la posibilidad de una futura modificación de las condiciones de presión ante un previsible incremento de la carga a UDV. Ambas alternativas de cada firma, satisficieron los requerimientos técnicos.

Para seleccionar la propuesta adecuada, se realizó la evaluación económica de cada una de ellas, considerando los plazos de entrega. El beneficio generado para cada caso, fue calculado teniendo en cuenta el período de tiempo de operación, desde la puesta en servicio hasta la fecha de entrega de la propuesta más tardía. Este tiempo de operación para cada propuesta se muestra en el gráfico No.17. La relación empleada para el cálculo del beneficio ( B ) generada por cada alternativa fue :

$$B = Q \times \text{US\$} \times ( \% \text{ REND.} / 100 ) \times t - 1.2 \times P$$

donde :

- Q : Carga de procesamiento en UDV ( BPD ).
- US\$ : Diferencia de precio entre el LVGO y el HVGO.
- %REND : Diferencia de rendimiento de LVGO.
- t : Tiempo de proyección en operación de cada alternativa, considerando plazo de entrega mas tardío.
- P : Costo total C&F Callao, de cada alternativa, MUS\$.

Con el beneficio calculado se determinó también, en que tiempo se espera retorne la inversión empleada para la adquisición é instalación de los nuevos intercambiadores.

Cabe indicar, que esta evaluación económica realizada para seleccionar la propuesta mas adecuada, fue considerando una carga operativa de 17 MBPD y que del año solamente 290 días se procesaría crudo liviano en la unidad de UDP I, el cual nos garantizaría un rendimiento adicional del 2.5 % en la producción de LVGO. Esto tiempo empleado permitió ser mas realista en la evaluación, considerando que no todo el año se puede procesar crudo liviano. Además el costo de la instalación de estos intercambiadores se consideró que representa un 20% del costo de adquisición de ellos.



### **8.3. Selección de Propuesta**

El cuadro No.27, se observa que la propuesta " B " de la firma Imeg Técnica es la opción técnico - económica más favorable, aún cuando está es ligeramente más alta que la propuesta " A " de esta misma firma. Se selecciono la propuesta " B ", porque permitiría mayor flexibilidad operativa, ante una futura expansión de la Unidad de Vacío.

La adquisición de estos nuevos intercambiadores se realizo durante el segundo semestre de 1996, llegando a planta en Noviembre de ese mismo año. Los planos de los nuevos 11-E71 A/B, se muestra en el anexo No.7.

CUADRO No. 26

EVALUACION DE PROPUESTAS - ENFRIADOR DE REFLUJO DE LGO 11- E 71 A/B.

CARACTERISTICAS TECNICAS

	Requerido	HUNT	KRUEGER	IMEG TEC.	COBRASMA	KETEMA	ITT			
Design codes	TEMA " R " y ASME VIII DivI	TEMA " R " y ASME VIII DivI	TEMA " R " y ASME VIII DivI	TEMA " R " y ASME VIII DivI	Con carta 00511-264-404, del 18 de Feb. 1996, informo que no participaria porque su planta estaria trabajando a su máxima capacidad hasta Junio 1996.	No cotizo	No Cotizo			
Type	AJS	AJS	AJS	AJS						
Number of tubes	688	688	688	688						
Tube O.D ( pug )	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"						
BWG	14	14	14	14						
Tube lenght ( ft )	20	20	20	20						
Shell ins. diameter ( pug )	Indicar	33.85 "	34	35						
Bundle weight ( kg )	Indicar	4500	Indicar	5266						
Heat exch. weighth ( kg )	Indicar	N.I	N.I	N.I						
Pitch	1"	1"	1"	1"						
Heat exch. surface ( ft2 )										
Per sheel	2701	2701	2608	2701						
Total	5402	5402	5397	5402						
<b>HOT FLUID : LVGO</b>										
Side	Shell	Shell	Shell	Shell						
Design Pressure ( psig )	115 a 302	115 a 302	115 a 302	N.I						
Normal Out press ( psig )	120	120	120	120						
Temperature ( F ):										
Inlet	239	239	239	239						
Outlet	185	185	185	185						
Inlet nozzle	6"	6"	6"	6"						
Outlet nozzle	6"	6"	6"	6"						
Number of passes / shell	2	2	2	2						
Total flow ( lb/hr )	174740	174740	174740	174740						
Pressure drop ( psig )	max. 10	max. 10	max. 10	max. 10						
<b>COLD FLUID : Crude Oil</b>										
Side	Tubes	Tubes	Tubes	Tubes						
Design Pressure ( psig )	195 a 300	195 a 300	195 a 300	195 a 300						
Normal Out press ( psig )	150	150	150	130						
Temperature ( F ):										
Inlet	117	117	117	117						
Outlet	219	219	219	219						
Inlet nozzle	6"	6"	6"	6"						
Outlet nozzle	6"	6"	6"	6"						
Number of passes / shell	4	4	4	4						
Total flow ( lb/hr )	101630	101630	101630	101630						
Pressure drop ( psig )	max. 10	max. 10	max. 10	max. 10						
Heat trans. Coefficient. U										
Btu / hr - ft2 - F										
Clean	28.5	28.5	28.69	35.68						
Dirty	27.5	27.5	12.97	29.18						
<b>MATERIALS</b>										
Shell	ASTM A 516,Gr 60	ASTM A 516,Gr 60	ASTM A 516,Gr 60	ASTM A 516,Gr 60						
Nozzles	ASTM A 105	ASTM A 105	ASTM A 105	ASTM A 105						
Shell cover	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60						
Channel and cover	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60						
Floating Head	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60						
TubeSheets	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60	ASTM A516, Gr 60						
Tubes	ASTM A 179	ASTM A 179	ASTM A 179	ASTM A 179						
Baffles , tie rods, spacers	ASTM 516, Gr 60	ASTM 516, Gr 60	ASTM 516, Gr 60	ASTM 516, Gr 60						

N.I : NO INDICADO

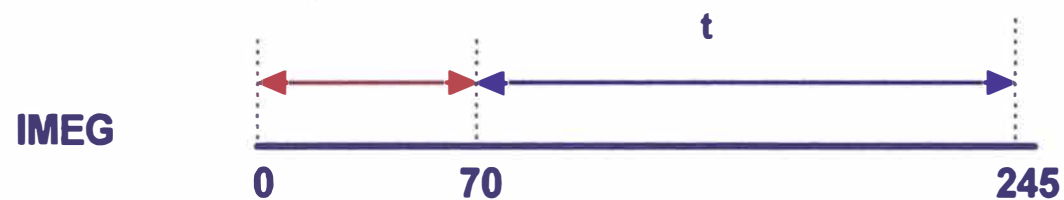
CONCLUSION :

Las propuestas presentadas, por las firmas Hunt, Imeg Técnica y Krueger califican técnicamente.

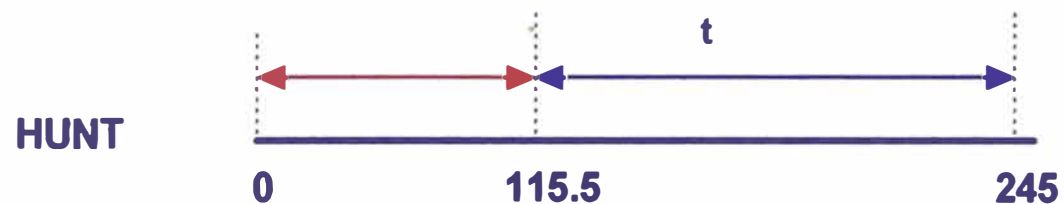
RECOMENDACIÓN :

Proceder a realizar la evaluación económica de las propuestas de las firmas que califican técnicamente.

## TIEMPO DE PROYECCION DE OPERACIÓN DE LAS PROPUESTAS ( t ).



$$t = 245 - ( 10 \times 7 ) = 175 \text{ días}$$



$$t = 245 - ( 16.5 \times 7 ) = 129.5 \text{ días}$$



$$t = 0 \text{ días}$$

Leyenda :



..... Tiempo de puesta en servicio ( días )



..... Tiempo de Proyección en operación ( días ).

CUADRO No.27

EVALUACION DE PROPUESTAS - ENFRIADOR DE REFLUJO DE LVGO 11-E71 A/B

CONDICIONES DE SUMINISTRO Y COSTO

	HUNT		IMEG TECNICA		KRUEGER		
<b>TIEMPO DE ENTREGA</b>	16 a 17 semanas de emitida la orden de compra		60 a 75 dias ( 9 a 11 semanas ) desde la recepcion de orden de compra.		32 a 38 semanas desde de la recepci3n de la orden de compra.		
<b>FECHA ESTIMADA EXFABRICA</b>	27 Mayo al 3 de Junio 1996		8 al 15 de Abril 1996		19 Agosto al 23 de Set. 1996		
<b>INPECCION</b>	No incluye		No incluye		No incluye		
<b>OTROS</b>	No incluye aislamiento Incluye un set de anillos de prueba		No incluye aislamiento Incluye un set de anillos de prueba		No incluye aislamiento Incluye un set de anillos		
<b>COSTO</b>	Alternativa " A "		Alternativa " B "		Alternativa " A "		Alternativa " B "( d )
	( a )	( d )	( a )	( d )	( A )	( B )	( d )
	libra esterlina	US\$	US\$	US\$	US\$	US\$	US\$
Intercambiador Superior	43,861.00	66,405.75	66,405.75	58,900.00	58,900.00	57,637.00	No cotizo.
Intercambiador Inferior	44990.00	68,115.06	68,115.06	58,900.00	58,900.00	57,637.00	
Subtotal 1	88,851.00	134,520.82	134,520.82	117,800.00	117,800.00	115,274.00	
Adic. por P dis 195 psig, lado LVGO.	0.00 ( e )	0.00	0.00	0.00	3,000.00	0.00	
Export pack	2,000.00	3,028.01	3,028.01	3,800.00	3,800.00		
Otros. ( Anillos de prueba )						3,432.00	
Subtotal 2 FOB	90,851.00	137,548.83	137,548.83	121,600.00	124,600.00	118,706.00	
Flete	2,500.00	3,785.01	3,785.01	4,800.00	4,800.00	8,320.00	
<b>Total C &amp; F Callao ( P )</b>	<b>93,351.00</b>	<b>141,333.84</b>	<b>141,333.84</b>	<b>126,400.00</b>	<b>129,400.00</b>	<b>127,026.00</b>	
<b>FORMA DE PAGO</b>	50% en un periodo de 6 semanas luego de emitida la orden de compra. 50% al completarse en la fabricaci3n, en fabrica. Sin carta de cr3dito.		30% con la orden de compra. 70% contra documentos de embarque. carta de cr3dito por el 70%.		10% despu3s de aprobaci3n de planos. 50% al inicio de la fabricaci3n. 40% cuando los equipos esten listos para envio. Carta de cr3dito irrevocable.		
<b>EVALUACION ECONOMICA</b>							
<b>Bases</b>							
Carga de Procesamiento , Q ( BPD )		17000	17000	17000	17000	17000	
Precio Difef. LVGO ( D-2 ) - HVGO ( US\$ )		4	4	4	4	4	
Difer.Rendimiento de LVGO ( % carga )		2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	
Tiempo de complet. proyecto, T d3as		160.5	160.5	115	115	290	
Tiempo de proy. en operaci3n, t d3as ( b )		129.5	129.5	175	175	0	
<b>Beneficio ( c )</b>							
B = ( Q x US\$ x % rendx t/100 ) - 1.2P, US\$		50549.4	50549.4	145820	142220	( 162,431.20 )	
Tiempo retorno inversi3n, d3as		100	100	89	91	90	
Tiempo espera retorne la inversi3n, d3as		260	260	204	206	380	
Fecha de pago de la inversi3n desde el : 04-Feb-96		20-Oct-96	20-Oct-96	26-Ago-96	27-Ago-96	18-febr-97	

Notas :

- ( a ) Tasa de cambio 1US\$ = 0.6605 libras esterlinas.
- ( b ) Calculado tomando como base la propuesta con plazo de entrega m3s tard3a.
- ( c ) B beneficio desde puesta en servicio hasta la fecha de entrega de la propuesta m3s tard3a. Instalaci3n 20% P.
- ( d ) Alternativa por variaci3n de presi3n de dise1o, lado LVGO de 115 a 195 psig.
- ( e ) No Incrementa precio base por variaci3n de presi3n de dise1o lado LVGO de 115 a 195 psig.

CONCLUSION.

1) Emitir la orden de compra a favor de Imeg T3cnica por la alternativa B, por el costo total de US\$ 129,400, por los intercambiadores de calor.

2) En la descripci3n del pedido de material y orden de compra se debe de tener en cuenta la siguiente descripci3n :

Suministro de dos intercambiadores de casco y tubo TEMA A-E-S Clase R ( Edici3n 1988 ), de acuerdo al ASME VIII Div 1, con designaci3n 11-E71 A/B de material acero al carbono ( casco, tubos, placas portatubos, cabezales, tapas de cabezales ), incluye soportes para montaje ( superpuestos ) y un set de anillos de prueba hidrost3ticas.

Arreglo : dos cascos y cuatro pasos por los tubos por cada casco.  
 Area total de transferen : 5402 ft2 ( 2701 ft2/casco )  
 Tubos : 688 / por bulto de 3/4 pulg OD BWG 14.

## **CAPITULO No.IX**

### **INSTALACION DE NUEVOS EQUIPOS**

Cabe indicar que en 1994, PETROPERU S.A., adquiere dos bombas de fondo para UDV de la Refinería " La Pampilla ", cada una con una capacidad de 17.3 MBPD ( una con motor electrico y al turbina a vapor ), esto como parte de un proyecto para incrementar la carga a UDV en el futuro hasta 24 MBPD. Parte del trabajo desarrollado aquí, es ver todos los detalles que involucraron la instalación de los nuevos intercambiadores 11-E71A/B, así como se desarrollo también los trabajos de obra civil , que serán necesarios para la instalación a futuro de las nuevas bombas, los cuales conforman un objetivo común, que es lograr incrementar la carga a UDV. Los alcances desarrollados en este punto son :

#### **Relacionado con el Intercambiador de Calor 11-E71A/B.**

- Construcción de la base de concreto para el intercambiador.
- Nivelación de terreno y colocación de loza de concreto.
- Instalación de líneas de alimentación y retorno de LVGO al 11-E71 A/B.
- Modificación de la línea del tren de precalentamiento del crudo.

#### **Relacionado con la nueva electrobomba 11-P17A.**

- Construcción de la base de concreto, para la nueva bomba.
- Construcción de una nueva canaleta para el tendido del cable eléctrico de la bomba.
- Instalación eléctrica para el motor de la bomba.

## **Relacionado con la nueva bomba de turbina 11-P17B.**

- Desmontaje de la actual bomba 11-P17C.
- Demolición de la base de concreto actual.
- Construcción de la base de concreto para la nueva bomba.

## **DESCRIPCIÓN DEL TRABAJO**

En la figura No. RLP - 96 - 11Q -038, se muestra la nueva ubicación que tendrán los equipos. A continuación se describe los trabajos realizados y los que se realizarán en el futuro.

### **9.1.OBRAS CIVILES**

#### **9.1.1. INTERCAMBIADOR DE CALOR 11-E71A/B.**

##### **a. Base de Concreto**

Esta base de concreto fue diseñada para ser ubicada al Sur del actual intercambiador de calor 11-E51, a una distancia de 2500 mm, medido a partir del eje de la base de concreto del actual 11-E51. La ubicación y dimensiones de esta base se detallan en las figuras No.RLP-96-11Q-038/039.

La figura No.RLP-96-11Q-039, muestra la distribución de las varillas de acero corrugado, que formara el armazón de esta base. El tipo de perno de anclaje a utilizar será : T1-20-120.

En este caso los pernos de anclaje fueron ubicados de tal forma, que sus ejes coincidan con la de los pernos de los intercambiadores 11-E51 y 11-E52A/B, tal como se indica en la figura No.RLP-96-11Q-038.

Debido a que el lugar donde se construirá esta base presenta un desnivel en el terreno, se procedió a rellenar el desnivel, una vez construida la base de concreto.

#### **b. Nivelación de Terreno y Colocación de Loza.**

Debido al desnivel del terreno que existía en el lugar donde se instaló los nuevos 11E-71 A/B, fue necesario nivelar el terreno adjunto, para lo cual se construyeron muros de concreto que permitieron después nivelar ese terreno.

La figura No. RLP-96-11Q-038/040, muestra la ubicación y las dimensiones de estos muros, así como la colocación de la nueva base en esta zona.

### **9.1.2. ELECTROBOMBA 11-P17A**

#### **a. Base de Concreto**

La ubicación del eje de esta base de concreto estará a 3 mts al norte de la columna F-20, tal como se muestra en la figura No.RLP-96-11Q-038.

Las figuras No.RLP-96-11Q-039, muestran las dimensiones de esta base y la armadura de acero corrugado que tendrá esta, respectivamente. Las medidas de esta son :

- Base de concreto ( 245 kg/cm<sup>2</sup> )

- \* largo de 3070.2 mm
- \* Ancho de 1500 mm
- \* Profundidad de 1050 mm

- Solado ( 110 kg/cm<sup>2</sup> ) :

- \* largo de 3270.2 mm
- \* Ancho de 1700 mm
- \* Profundidad de 400 mm.

La ubicación de los pernos de anclaje para esta bomba, se detalla en la figura No.RLP-96-11Q-039. Los pernos de anclaje serán del tipo U2 de 19 mm de diámetro, la altura del pernos que sobresale será de 150 mm.

#### **b. Canaleta de Concreto**

Esta canaleta estará ubicada entre las bombas 11P-51B y la nueva 11P-17 A ( la que será instalada ) y estará ubicada a una distancia de 1250 mm del eje de la columna F-20.

La figura No. RLP-96-11Q-038, muestra el recorrido que tendrá esta, las dimensiones se detallan en la figura No. RLP-96-11Q-41. Cuando está pase a través de los actuales intercambiadores 11-E16 C/D y el 11-E 53/80, será necesario demoler los muros de concreto que fueron usados por el 11-E14 A/B, además será necesario picar una profundidad de 200 mm de la base de concreto de los intercambiadores 11-E16C/D.



### **9.1.3. BOMBA DE TURBINA 11-P17B.**

#### **a. Base de Concreto**

Esta nueva bomba será ubicada, en la actual posición de la 11-P17C. Se demolerá la base existente para construir la nueva base, en la que se instalara la turbina 11P-17B.

La ubicación del eje de esta bomba estará a 2.5 mts al sur de la viga F-21. Las dimensiones de esta base son

- Muro de concreto ( 245 kg/cm<sup>2</sup> ) :

- \* largo de 2994 mm
- \* ancho de 1420 mm
- \* profundidad de 650 mm

- Solado ( 110 kg/cm<sup>2</sup> ) :

- \* largo de 3194 mm
- \* ancho de 1620 mm
- \* profundidad de 400 mm.

La figura No.RLP-96-11Q-038, muestra la ubicación y las dimensiones. Mientras que la figura No.RLP-96-11Q-039, muestra los detalles de esta base.

## **9.2.OBRAS METAL - MECÁNICAS**

En esta parte se detallara los trabajos de tendido de las nuevas líneas, la modificación de algunas existentes.

### **9.2.1.INTERCAMBIADOR DE CALOR.**

La figura No. RLP-96-11L-0 , muestra el recorrido de la nueva línea de alimentación y retorno de la corriente de LVGO, hacia los nuevos intercambiadores.

### **9.2.2.MODIFICACION DE LA LÍNEA DE CRUDO.**

Debido a la ubicación que se les dio a los nuevos 11-E71 A/B, dentro del tren de precalentamiento, fue necesario modificar la línea del crudo, esto es en el circuito No.2 y No.3, antes y después de la desaladora 11-D80. Los detalles de esta modificación se muestra en la figura No.RLP-96-11L-051.

En el anexo No.7 , se muestra todos los planos utilizados para la instalación de los 11-E 71 A/B y que serán de ayuda para la explicación de este capítulo.

### **9.2.3. ELECTROBOMBA 11-P17A/B.**

Para la instalación de estas dos nuevas bombas, se a previsto reemplazar toda la línea de fondo ( Residual de Vacío ), así como la línea de alimentación y descarga de las bombas, teniendo en cuenta la nueva ubicación de estas. Estos planos fueron diseñados en su respectivo momento cuando se produjo la adquisición estas bombas.

### **9.3. RELACION DE MATERIALES A USAR.**

En los cuadros que se adjuntan a continuación, se detalla el metrado base ( para la obra civil ), la relación de materiales ( tuberías, válvulas, etc. ) que fueron necesarios para la instalación de los nuevos 11-E71 A/B, así como para las nuevas bombas.

## REFINERIA " LA PAMPILLA " S.A.

## PEDIDO DE MATERIAL

Hecho : FGB	Fecha : Abril 1996		
Proyecto	Nuevo Enfriador 11-E71A/B, para LVGO		
	UDV / Nueva Línea para Gasóleo Liviano de Vacío ( LVGO )		
Ubicación	Unidad de Destilación al Vacío ( UDV )		
Item	Descripción	No. Requerido	Unidad
1	Tubería de 6"DN, ANSI B.36.10, cd 40, acero al carbono, sin costura, ASTM A 53 Gr A.	460	ft
2	Tubería de ¾" DN, ANSI B.36.10, cd 80, acero al carbono, sin costura, ASTM A 53 Gr A.	20	ft
3	Codos de 90°, RL, de 6"DN, ANSI B.16.9, Cd 40, acero al carbono, soldable al tope, ASTM A 234 Gr WPA.	26	EA
4	Codos de 45°, RL, de 6"DN, ANSI B.16.9, Cd 40, acero al carbono, soldable al tope, ASTM A 234 Gr WPA.	16	EA
5	Válvula Compuerta de 6" DN, 150 lbs ANSI, bridas RF, bonete y prensa estopa empernados, roscado externo y horquilla, borde saliente, acero fundido, a 216Gr WCB.	2	EA
6	Válvula Compuerta de ¾" DN, 800 lbs ANSI, bonete empernado, prensa estopa empernada, roscado externo y horquilla, extremo para soldar en casquete, acero al carbono forjado, cara stellite Trim 13% Cr.	8	EA
7	Bridas de 6"DN, tipo welding neck, ANSI B.16.5, 150 libras, de borde saliente(RF ), acero al carbono, soldable al tope, cd 40.	6	EA
8	Empaque de fierro blando, de 6" DN, doble chaqueta, relleno de asbesto para usar con bridas de borde saliente, ANSI 150 #.	7	EA
9	Copas para soldar, en casquete de ¾"DN, acero al carbono forjado, 3000#, ASTM A 105 Gr II.	8	EA

## RELAPA S.A

## METRADO BASE

HECHO :F.G.B	FECHA : ABRIL 1996		
PROYECTO :	BASE DE CONCRETO PARA EL 11-E 71 A/B		
UBICACIÓN	UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO		
PARTIDA	ESPECIFICACIÓN	METRADO	UNIDADES
<b>A</b>	<b>OBRAS CIVILES</b>		
<b>A.1</b>	<b>BASE DE CONCRETO</b>		
1	Excavación	7.5	m3
2	Eliminación de desmonte a 3km de RLP	—	m3
3	Relleno compactado con tierra del lugar	8.00	m3
4	Concreto para bases - 245 kg/cm2	5.90	m3
5	Concreto para solado - 110 kg/cm2	0.70	m3
6	Acero para armadura ( fy = 4200 kg/cm2 )		
6.1	Acero corrugado de 25.4 mm de diametro	344.80	kg
6.2	Acero corrugado de 19 mm de diametro	333.00	kg
6.3	Acero corrugado de 13 mm de diametro	121.00	kg
6.4	Acero corrugado de 9 mm de diametro	111.00	kg
7	Encofrado y Desencofrado	18.00	kg
8	Instalación de pernos de anclaje, tipo T1-20-120	4.00	EA
9	Instalación del Intercambiador 11-E 71 A/B.		
10	Aplicación del Grouting	0.03	m3
<b>A.2</b>	<b>SISTEMA DE DRENAJE</b>		
1	Tendido de tubería de drenaje, de acuerdo a planos		GL
<b>A.3</b>	<b>NIVELACIÓN DE TERRENO</b>		
1	Excavación	3.60	m3
2	Eliminación de desmonte	—	—
3	Relleno compactado con tierra de lugar	8.00	m3
4	Concreto para bases - 245 kg/cm2	10.40	m3
5	Concreto para solado - 110 kg/cm2	0.60	m3
6	Concreto para resane de losas - 140 kg /cm2	8.50	m3
7	Acero para armadura ( fy = 4200 kg/cm2 )		
7.1	Acero corrugado de 19 mm de diametro	410.00	kg
7.2	Acero corrugado de 13 mm de diametro	55.00	kg
7.3	Acero corrugado de 9 mm de diametro	24.00	kg
8	Encofrado y Desencofrado	60.40	m2
<b>B</b>	<b>OBRAS METAL - MECANICAS</b>		
1	Instalación de líneas de alimentación y retorno del LVGO.		GL
2	Modificación de la línea del Crudo		GL

## RELAPA S.A

## METRADO BASE

HECHO :F.G.B	FECHA : ABRIL 1996		
PROYECTO :	BASE DE CONCRETO PARA LA 11-P17A		
UBICACIÓN	UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO		
PARTIDA	ESPECIFICACIÓN	METRADO	UNIDADES
<b>A</b>	<b>OBRAS CIVILES</b>		
<b>A.1</b>	<b>BASE DE CONCRETO</b>		
1	Picado de losa de 4" de espesor.	6.59	m2
2	Excavación	8.60	m3
3	Eliminación de desmonte a 3km de RLP	0.75	m3
4	Relleno compactado con tierra del lugar	2.57	m3
5	Concreto para bases - 245 kg/cm2	7.80	m3
6	Concreto para solado - 110 kg/cm2	0.40	m3
7	Concreto para resane de losa - 140 kg/cm2	0.67	
8	Acero corrugado de 19 mm de diametro	425.00	kg
9	Encofrado y Desencofrado	14.90	kg
10	Instalación de pernos de anclaje, tipo U2, sin suministro, de 3/4" de diametro.	12.00	EA
11	Aplicación del Grouting	0.03	m3
<b>A.2</b>	<b>SISTEMA DE DRENAJE</b>		
1	Picado de losa de 4", con cortadora de disco diamantado	4.00	m2
2	Excavación	0.80	m3
3	Eliminación de desmonte a 3 km	0.40	m3
4	Relleno compactado con tierra de lugar	0.80	m3
5	Concreto para resane de losa - 140 kg/cm2	0.40	m2
<b>A.3</b>	<b>CANALETA PARA CABLE ELECTRICO</b>		
1	Picado del muro de concreto del 11-E 14 A/B.	0.60	m3
2	Picado de losa de concreto de 4", con cortadora.	3.50	m3
3	Excavación	18.00	m3
4	Relleno compactado con tierra de lugar	3.00	m3
5	Eliminación de desmonte a 3 km.	4.10	m3
6	Concreto para resane de losa - 140 kg/cm2	0.60	m3
7	Concreto para canaleta - 245 kg/cm2		
8	Concreto para tapas - 245 kg/cm2	8.50	m3
9	Concreto para solado - 11 kg/cm2	4.20	m3
		0.60	m3
<b>B</b>	<b>OBRAS METAL - MECANICAS</b>		
1	Instalación de tuberías de succión y descarga de acuerdo a planos.		GL

## RELAPA S.A

## METRADO BASE

HECHO :F.G.B	FECHA : ABRIL 1996		
PROYECTO :	BASE DE CONCRETO PARA LA 11-P17B		
UBICACIÓN	UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO		
PARTIDA	ESPECIFICACIÓN	METRADO	UNIDADES
<b>A</b>	<b>OBRAS CIVILES</b>		
<b>A.1</b>	<b>BASE DE CONCRETO</b>		
1	Picado de losa de 4" de espesor.	0.40	m2
2	Excavación	6.50	m3
3	Eliminación de desmonte a 3km de RLP	2.70	m3
4	Relleno compactado con tierra del lugar	2.14	m3
5	Concreto para bases - 245 kg/cm2	6.00	m3
6	Concreto para solado - 110 kg/cm2	0.40	m3
7	Picado y remoción de base de concreto actual	1.63	m3
8	Acero corrugado de 19 mm de diametro	365.00	kg
9	Encofrado y Desencofrado	14.40	kg
10	Instalación de pernos de anclaje, tipo U2, sin suministro, de 3/4" de diametro.	10.00	EA
11	Aplicación del Grouting	0.03	m3
<b>A.2</b>	<b>SISTEMA DE DRENAJE</b>		
1	Picado de losa de 4", con cortadora de disco diamantado	1.00	m2
2	Excavación	0.90	m3
3	Eliminación de desmonte a 3 km	0.10	m3
4	Relleno compactado con tierra de lugar	0.90	m3
5	Concreto para resane de losa - 140 kg/cm2	0.10	m2
<b>B</b>	<b>OBRAS METAL - MECANICAS</b>		
1	Instalación de tuberías de alimentación y retorno de vapor.		GL
2	Instalación de línea de seguridad de vapor.		GL

## CAPITULO X

### CALCULOS Y RESULTADOS

#### 10.1. CALCULOS PREVIOS A LA INSTALACION DE NUEVOS EQUIPOS

##### 10.1.1. Caída de Presión en la Nueva línea de LVGO

###### a. Caída de presión en la tubería, ft ( HP1 ).

Para calcular la caída de presión total en la línea de LVGO, se tendrá en cuenta lo siguiente :

- El Crudo procesado tendrá la siguiente composición típica ( caso critico ) :

Crudo Mezcla : 37% Crudo Loreto, 18% Crudo Caño Limón y 45% Crudo Oriente.

°API de la Mezcla : 28

- El rendimiento volumétrico del LVGO es de 7.55 % ( Ver anexo No.3 ).

Datos a utilizar :

Carga a UDV	Q	BPD	17000
Rend. LVGO	n	n	0.0755
Flujo de LVGO	Q1	BPD	1283.5
Longitud de Tubería	L	mts	90
Diámetro de Tubería	D	mts ( pulg )	0.1524 ( 6 )
°API del LVGO	°API	°API	32



La velocidad del LVGO, será :

$$V = ( 4xQ1 ) / ( 3.14xDxD ) = 0.129 \text{ mt/seg} = 0.425 \text{ ft / seg}$$

Las propiedades físicas del LVGO, son :

Densidad	den	kg/m <sup>3</sup>	800
Viscosidad	vis	cst	0.6875
Viscosidad	vis	kg/mt-seg	0.00055

El número de Reynolds será :

$$Nre = ( 4xQ1 ) / ( 3.14xDxD ) = 29596$$

$$f = 0.033$$

La caída de presión en el tramo de tubería neta será :

$$HP1 = f \times ( L/D ) \times ( ( V \times V ) / 2g )$$

$$HP1 = 0.017 \text{ mts} = 0.055 \text{ ft.}$$

**b. Caída de presión en los accesorios, ft ( HP2 ).**

Esta presión representa la sumatoria de todas las caídas de presión en cada uno de los accesorios que forman parte de este nuevo circuito, tal como se muestra en el cuadro siguiente:

Accesorios	K	HP/Unidad ( ft )	No. Accesorios	HP ( ft )
Codos 45°	0.25	0.0009	6	0.0054
Codos 90°	0.28	0.0010	8	0.0080
Valvula Compuerta	0.05	0.0002	2	0.0004
Bridas de V.C	0.09	0.0003	4	0.0012

La caída de presión total en todos los accesorios ( HP2 ) es de 0.015 ft  
caída de presión total en toda la nueva línea será :

$$\text{HP Total} = 0.07 \text{ ft} = 0.2 \text{ psig}$$

Además si se considera que la máxima caída de presión en estos nuevos intercambiadores es de 10 psig, se puede observar que la caída total de presión en el nuevo circuito de LVGO será de 10 psig, el cual puede ser vencido fácilmente por la presión de descarga de la actual bomba 11-P17A, que es de 150 psig.

#### 10.1.2. Estimación del NPSH de la Nuevas Bombas de Fondo de vacío : 11P - 17 A.

Datos a utilizar :

CARGA A UDV	BPD	17000
Rendimiento R.V	n.	0.645
Producción de R.V	BPD	10965
Diámetro de Succión	mts	0.2032
Temperatura del R.V	°F	640

Observaciones :

Se va estimar el NPSH de la bomba, teniendo en cuenta :

- La ubicación de la nueva bomba 11-P17A
- El crudo procesado tendrá las siguientes características ( Caso Critico ):

**TIPO : OXY**

**° API : 20.1**

- Los datos fueron tomados de la corrida de prueba realizada en UDV, con este tipo de crudo, los días 2, 3 y 4 de Mayo de 1994.

### Cálculos

a. Cálculo de caída de presión en línea de succión ( HP ).

- Caída de presión en tubería, ft ( HP1 )

Datos a usar :

PRODUCCION DE R.V	Q	BPD	10965
Longitud de Tubería	L	mts	22.05
Diámetro de Tubería	D	mts	0.2032
°API	°API	°API	5

La velocidad del Residual de Vacío ( R.V ), será :

$$V = ( 4xQ / ( 3.14xDxD ) ) = 0.623 \text{ mt/seg} = 2.04 \text{ ft/seg}$$

Las propiedades físicas del Residual de Vacío ( R.V ), a la temperatura de salida de la UDV ( aprox. 640 °F ) son :

DENSIDAD	DEN	KG/M3	825
viscosidad	vis.	Cst ( cpo )	8.8 ( 7.26 )
Viscosidad	vis.	Kg/ mt-seg	0.00726

El número de Reynolds es :

$$Nre = ( DxVxden ) / vis = 14386$$

del grafico de Moody, se obtiene :

$$f = 0.0302$$

La caída de presión en el tramo de tubería neta será :

$$HP1 = ( fx(L/D )x(VxV/(2xg))) = 0.21 ft$$

Caída de presión en accesorios, ft ( HP2 ).

Datos a utilizar :

ACCESORIOS	K	HP/UNIDAD	NO. ACCESORIOS	HP ( FT )
Codos 90 °	0.27	0.0195	7	0.1370
Tee	0.58	0.0420	1	0.0420
Válvula Compuerta	0.05	0.0040	1	0.0040
Bridas de Válvula tipo compuerta	0.075	0.0055	2	0.0110
Salida de R.Vacío	0.05	0.0040	1	0.0040

La caída de presión total, en todos los accesorios :

$$\text{HP2} = 0.20 \text{ ft}$$

La caída de presión total en toda la línea de succión es :

$$\text{HP} = 0.41 \text{ ft}$$

### b. Cálculo del NPSH

Datos a usar :

NPSH requerido	NPSH	ft	7.7
Presión Absoluta	P	ft	2.18
Lh	H	ft	13.86
Vp	Vp	ft	0

donde :

P : Presión en la superficie del líquido, en ft Absolutos (28" Hg vacío).

Lh : Mínima altura estática de succión, en ft.

Vp : Presión de vaporización del líquido, a la máxima temperatura de bombeo, en ft absolutos.

El NPSH disponible será :

$$\text{NPSH disponible} = ( P + H ) - ( Vp + HF )$$

reemplazando datos, se tiene :

$$\text{NPSH disponible} = 15.63$$

Debido a que el NPSH disponible es mayor que el NPSH requerido, esta nueva bomba funcionara normalmente en su nueva ubicación, esto es no se presentara problema de cavitacion. A continuación se detalla, los datos de la corrida de prueba utilizados en el cálculo del NPSH.

**Datos de Corrida de Prueba Utilizados**

Fecha : 2, 3 y 4 de Mayo de 1994.

**Crudo Procesado ( Caso Critico : Crudo mas pesado )**

Procedencia : OXY

°API a 15.6°C : 20.1

**Rendimiento**

UNIDAD			
UDP I		UDV	
CORTES	FRACCION	CORTE	FRACCION
Gas Seco	0.0030	LVGO	0.0470
Gasolina	0.0890	HVGO	0.3080
Nafta	0.0270	R. de Vacío	0.5500
Turbo	0.0000	Perdida	0.0000
Kerosene	0.0580		
Diesel	0.0780		
C. Reducido	0.7410		
Pérdidas ó Ganancias	0.0040		
<b>TOTAL</b>	<b>1.0000</b>	<b>TOTAL</b>	<b>1.0000</b>

## **Residual de Vacío**

Gravedad °API a 15.6 °C : 5

Viscosidad, cst a 37.8 °C : 20482

Viscosidad, cst a 135 °C : 1780

Con los datos de esta corrida, se cálculo la viscosidad del Residual a su temperatura de salida de UDV.

### **10.1.3. Determinación del tipo de cable eléctrico**

Aquí se determinara la sección transversal del cable eléctrico a ser utilizado por la nueva bomba 11-P17A.

Datos a tener en cuenta :

Potencia del Motor	: 200 HP
Factor de Potencia ( Cos $\varphi$ )	: 0.95
Tensión de servicio	: 460 Voltios
Tipo de cable	: Tripolar
Tipo de Instalación	: Subterránea
Temperatura de terreno	: 25 °C
Conductividad Térmica de Arena.	: 200°Cxcm/W

## **Cálculos**

### **a. Determinación de Coeficiente de Corrección ( k )**

De tablas se obtiene

Por temperatura	: kt = 0.95
Por terreno	: ktt = 0.78
Por cables presentes	: kttt = 0.85

el coeficiente de corrección será :

$$K = kt \times ktt \times kttt = 0.63$$

### **b. Determinación de la Corriente Nominal ( In )**

Se sabe que 1HP = 0.7456 Kw, de donde :

$$P = 200 \text{ HP} \times ( 0.7456 \text{ Kw} / \text{HP} ) = 149.12 \text{ Kw}$$

la corriente nominal será :

$$I_n = ( 1000 \times P ) / ( 1.73 \times V \times \cos \varphi ) = 197.25$$

### **c. Determinación de Corriente Aparente ( Ia )**

Por definición :

$$I_a = I_n / K$$

de donde :

$$I_a = 313 \text{ A}$$

Con este dato de capacidad en Amperes, se va a tablas y se obtiene la sección transversal del cable, esto es :

$$\text{Sección} = 180 \text{ mm}^2$$



## 10.2. ESTIMACION DE RESULTADOS A OBTENER EN UDP I Y UDV CON LOS NUEVOS INTERCAMBIADORES 11E - 71 A/B.

Para determinar cuales serían los resultados obtenidos en UDPI y en UDV una vez instalados los nuevos intercambiadores 11E-71 A/B, se procedió a determinar el nuevo perfil de temperatura que tendría el Crudo en todo el tren de precalentamiento, así como el grado de enfriamiento que se lograría con la corriente de Reflujo de LVGO, el cual regula automáticamente la temperatura de tope de UDV.

Considerando que se disponía de todos de diseño de cada uno de los intercambiadores que conforman el tren de precalentamiento de UDPI, se procedió a determinar la temperatura de salida en cada intercambiador para las dos corrientes de proceso, teniendo en cuenta las modificaciones explicadas en el punto 7.1. Este procedimiento se explica en el anexo No.4.

Los datos de proceso considerados para estos cálculos fueron

### Para el Crudo

- Carga Procesada en UDPI 32000BPD
  - ◊ Circuito No.1 18000BPD
  - ◊ Circuito No.2 8000BPD
  - ◊ Circuito No.2 4000BPD
  
- API del Crudo 28
- Temp. de Ingreso del Crudo al Tren de Precalentamiento 78 °F

## Para el LVGO

- Carga Procesada en UDV 17000BPD
- API del LVGO 32
- Temp. Plato de extracción del LVGO 240 °F

### Otros datos

Los rendimientos volumétricos de cada uno de los productos de UDPI y UDV fueron tomados como si se procesara una mezcla de crudo con la siguiente composición: 37% Crudo Loreto, 18% Crudo Caño Limón y 45% Crudo Oriente. Esta mezcla tiene un API promedio de 28.

Los resultados que se esperaban conseguir en planta con la instalación de los 11E-71 A/B y la reubicación de los 11E-52 A/B se muestra en el cuadro No.28.

### **10.3. RESULTADOS OBTENIDOS EN UDPI Y UDV CON LOS 11E-71 A/B EN SERVICIO**

Los trabajos de instalación de los nuevos intercambiadores 11E-71 A/B, empezaron el primer trimestre de 1997. Estos entraron en servicio en Abril de 1997, tal como se muestra en la esquina inferior izquierda de la fotografía adjunta.

Los resultados operativos promedios que se han venido obteniendo en la Unidad de Destilación al Vacío y Destilación Primaria I, se muestra en el cuadro No.28. Aquí se hace una comparación de la situación existente en las Unidades de Proceso, antes y después de la instalación de los 11E-71 A/B. Se muestra además los resultados que se esperaban conseguir en planta con estos nuevos equipos

**CUADRO No.28**

**CUADRO COMPARATIVO DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN UDPI Y UDV ANTES Y DESPUES  
DE LA INSTALACION DE LOS INTERCAMBIADORES 11-E 71 A/B**

<b><u>UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA ( UDP )</u></b>	<b>ANTES ( 2 )</b>	<b>ESTIMADA</b>	<b>DESPUES ( 3 )</b>
Temperatura de Entrada del Crudo al 11E1 ( °F )	<b>78</b>	<b>78</b>	<b>82</b>
Temperatura de Desalado del Crudo en la 11D80 ( °F )	<b>211</b>	<b>238</b>	<b>259</b>
Temperatura en Fondo de Torre PreFlash ( °F )	<b>417</b>	<b>432</b>	<b>430</b>
Temperatura Promedio del Diesel a Tanque, 1 ( °F )	<b>126</b>	<b>167</b>	<b>130</b>
°API promedio del Crudo	<b>28</b>	<b>28</b>	<b>28</b>
Carga Procesada, MBPD	<b>31</b>	<b>32</b>	<b>31</b>
			<b>( 4 )</b>
<b><u>UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO ( UDV )</u></b>			
Temperatura de Tope a UDV ( °F )	<b>188</b>	<b>162</b>	<b>174</b>
Rendimiento de LVGO ( % )	<b>5.1</b>	<b>7.55</b>	<b>7.75</b>
Rendimiento de HVGO ( % )	<b>39.6</b>	<b>42.05</b>	<b>41.8</b>
Viscosidad del Residual de Vacío, cstk	<b>3529</b>	<b>11410</b>	<b>16898</b>
Carga Procesada, MBPD	<b>14.04</b>	<b>17</b>	<b>17.77</b>
°API promedio del LVGO	<b>32</b>	<b>32</b>	<b>32</b>
Producción del LVGO, BPD	<b>716</b>	<b>1284</b>	<b>1377</b>

Referencias

1 Temperatura Promedio del Diesel a la Salida del 11E16 y 11E18

2 Promedio del Período Setiembre95 a Mayo96

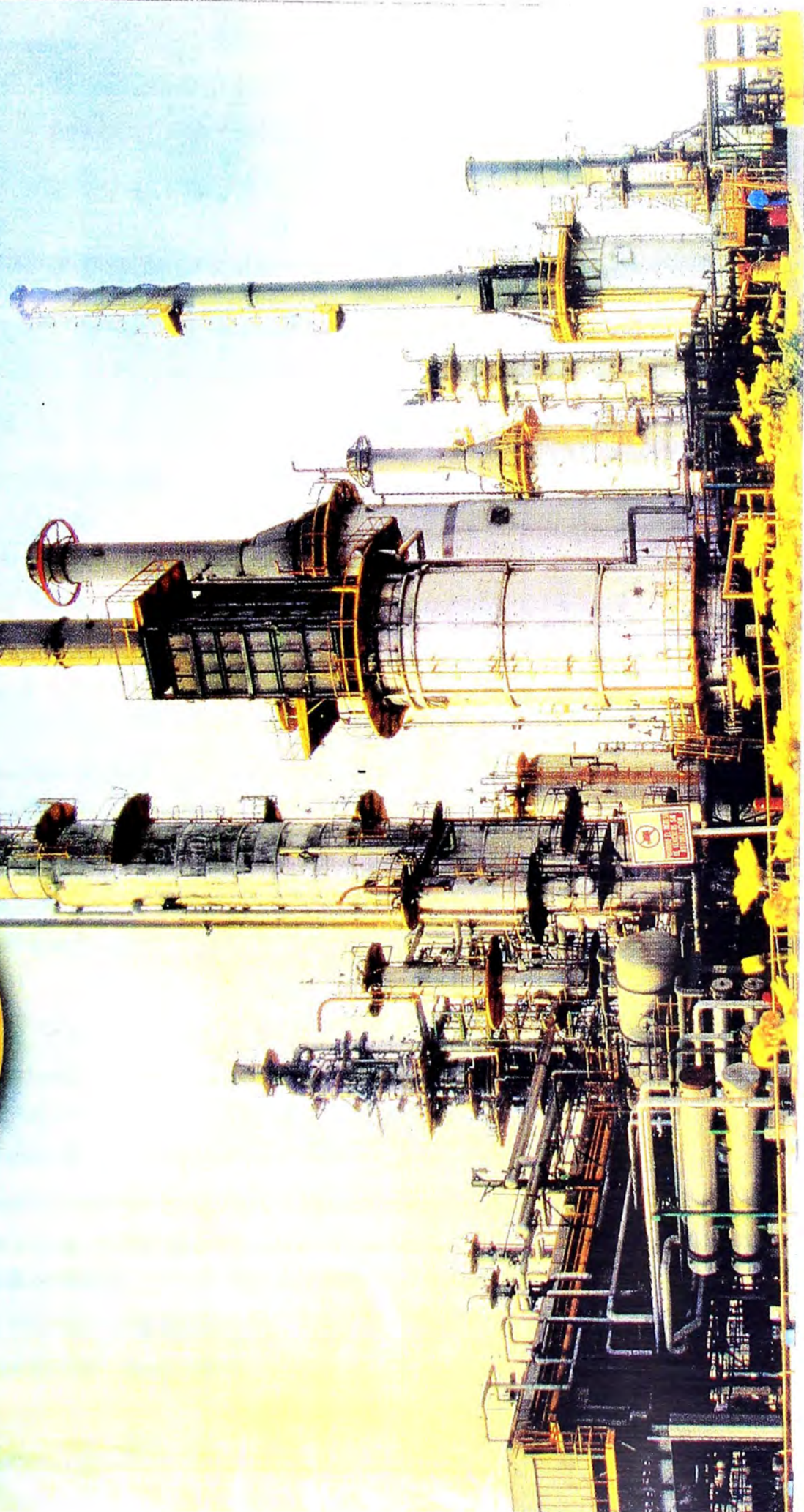
3 Promedio del Período Julio97 a Julio98

4 Composición Promedio del Crudo: 37% Crudo Loreto, 18% Crudo Caño Limón y 45% Crudo Oriente.



# La Farpiglia

E n e r o 1998



## CAPITULO XI

### EVALUACION ECONOMICA DEL ESTUDIO

Los instrumentos empleados para el análisis de esta evaluación fueron

#### LIQUIDEZ

- Flujo de Caja
- Flujo de Costo y Beneficio

#### RENTABILIDAD

- Valor Actual Neto, VAN
- Tasa Interna de Retorno, TIR
- Relación Beneficio Costo, RBC

La evaluación se realizó para una carga de procesamiento de 17 MBPD, esto es cuando el Crudo Reducido procesado, proviene de un petróleo crudo liviano. Se consideró además que de un año operativo en la unidad de UDV solo 290 días se procesara Crudo Reducido ligero, tal como se planteó en la sección 8.2 de este estudio. Los resultados de esta evaluación se muestran en el cuadro No.29. El ahorro ó ingreso anual corresponde al incremento de la producción de LVGO en un 2.5%, así como a la reducción del consumo de combustible que se espera lograr en los hornos de UDP I.



## EVALUACION ECONOMICA

- **INVERSION** : **155.3 MUS\$** ( Adquisición + Instalación de los  
11E - 71 A/B )
- **AHORROS ANUALES** : **589 MUS\$** ( El beneficio corresponde a la mayor producción de LVGO en un 2.5% de la carga a UDV, además del ahorro que se logra al reducir el consumo de combustible en los hornos de UDPI ).
- **PERIODO DE RECUPERACION DE INVERSION** : **137 días**
- **VAN al 15 %** : **1915 MUS\$.**
- **TIR** : **268 %**
- **RBC** : **2.1**

CUADRO No.29

EVALUACION ECONOMICA

PROYECTO : INCREMENTO DE LA CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO DEL REFLUJO DE TOPE DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACÍO

REFINERIA : LA PAMPILLA S.A.

RENTABILIDAD DEL PROYECTO ( MUS\$ )

AÑO	INVERSION	INGRESOS	EGRESOS	DEPRECIACION LINEAL	UTILIDAD BRUTA	IMPUESTO 30%	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS
0	155.3							-155.3
1		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
2		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
3		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
4		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
5		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
6		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
7		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
8		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
9		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6
10		589	6.2	15.5	567.3	170.2	397.1	412.6

VALOR ACTUAL NETO , VAN -15% = 1915 MUS\$ EGRESOS SOBRE INVERSION

TASA DE CORTE = 15 % Anual MANTENIMIENTO : 3 %

PERIODO DE RECUPERACION DE INVERSION = 137 días SEGURO : 1 %

TASA INTERNA DE RETORNO, TIR = 268 %

RELACION BENEFICO COSTO, RBC = 2.1

## INSTRUMENTOS PARA EL ANÁLISIS ECONOMICO

	<b>ANÁLISIS ECONOMICO</b>
<b>LIQUIDEZ</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Análisis de Flujo de Caja a nivel de la Unidad Productiva ( Unidad de Destilación al Vacío ).</li></ul>
<b>RENTABILIDAD</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Valor Actual Neto a nivel de la Unidad Productiva ( VAN ).</li><li>• Tasa Interna de Retorno a nivel de la Unidad Productiva ( TIR ).</li><li>• Relación Costo - Beneficio, a nivel de la Unidad Productiva ( RBC )</li></ul>



## INSTRUMENTOS PARA EL ANÁLISIS ECONOMICO

### La Liquidez:

La liquidez se refiere a la disponibilidad de dinero en efectivo o de otros activos que pueden ser fácilmente convertidos en efectivo en cualquier momento ( durante el período de ejecución del proyecto ).

### La Rentabilidad

La rentabilidad mide el retorno total de la inversión y lo expresa :

➤ En términos monetarios.

( **valor actual neto, VAN** )

➤ En forma de un porcentaje de inversión.

( **tasa interna de retorno, TIR** )

➤ En forma de cociente.

( **la relación costo beneficio, RCB** )

La rentabilidad indica la eficiencia de los recursos utilizados.

## CAPITULO XII

### ANEXOS

- |            |  |
|------------|--|
| Anexo No.1 | Circuito de Pre calentamiento del Crudo y Rendimiento Volumétrico en UDPI y UDV.   |
| Anexo No.2 | Reprocesamiento de Gasolina Pesada en UDPI   |
| Anexo No.3 | Propiedades Físicas del Crudo y Crudo Reducido   |
| Anexo No.4 | Procedimiento para determinar la temperatura de Salida de las corrientes de proceso en un intercambiador y la temperatura de ingreso del crudo a la desaladora 11D-80. |
| Anexo No.5 | Procedimiento de Diseño de Intercambiador  |
| Anexo No.6 | Determinación del ahorro de combustible en los hornos 11H - 1 A/B.   |
| Anexo No.7 | Planos Desarrollados.  |

### BIBLIOGRAFIA

## **ANEXO No.1.**

### **1.CIRCUITO DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO EN LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA I, ANTES Y DEPUÉS DE LA INSTALACION LOS 11E - 71 A/B..**

➤Circuito No.1

➤Circuito No.2

➤Circuito No.3

### **2. TABLA DE RENDIMIENTO DE DIFERENTES CRUDOS**

➤En UDP I

➤En UDV

## 1.1.TREN DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO SIN LOS 11E-71 A/B

### Circuito No.1

11E - 1 ..... Crudo vs. Nafta  
11E - 2A/B .....Crudo vs. Reflujo de Nafta  
11E - 3 ..... Crudo vs. Kerosene  
11E - 4 ..... Crudo vs. HVGO

#### Desaladora 11D - 1

11E - 6 ..... Crudo vs. Residual de Vacío  
11E - 7 ..... Crudo vs. Diesel  
11E - 9 ..... Crudo vs. Residual de Vacío  
11E - 10 ..... Crudo vs. Reflujo de Diesel  
11E - 11 ..... Crudo vs. Residual de Vacío

#### Torre Pre - Flash 11D - 2

### Circuito No.2

11E - 51 ..... Crudo vs. Kerosene  
11E - 52 A/B ..... Crudo vs. Reflujo de Nafta ( ó Diesel )

#### Desaladora 11D - 80

11E - 5 ..... Crudo vs. AGO ( ó Diesel )  
11E - 8 ..... Crudo vs. HVGO

#### Torre Pre-Flash 11D - 2

### **Circuito No.3**

11E - 53 ..... Crudo vs. ( C. Reducido + R. de Vacío )

Desaladora 11D - 80

11E - 80 ..... Crudo vs. Crudo Reducido

Torre Pre-Flash 11D - 2

## **1.2.TREN DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO CON LOS 11E-71 A/B**

### **Circuito No.1**

11E - 1 ..... Crudo vs. Nafta

11E - 2A/B .....Crudo vs. Reflujo de Nafta

11E - 3 ..... Crudo vs. Kerosene

11E - 4 ..... Crudo vs. HVGO

Desaladora 11D - 1

11E - 6 ..... Crudo vs. Residual de Vacío

11E - 7 ..... Crudo vs. Diesel

11E - 9 ..... Crudo vs. Residual de Vacío

11E - 10 ..... Crudo vs. Reflujo de Diesel

11E - 11 ..... Crudo vs. Residual de Vacío

Torre Pre - Flash 11D - 2

## Circuito No.2

11E - 51 ..... Crudo vs. Kerosene

**11E - 71 A/B** ..... Crudo vs. LVGO.

Desaladora 11D - 80

11E - 5 ..... Crudo vs. AGO ( ó Diesel )

11E - 8 ..... Crudo vs. HVGO

Torre Pre-Flash 11D - 2

## Circuito No.3

11E - 53 ..... Crudo vs. ( C. Reducido + R. de Vacío )

Desaladora 11D - 80

11E - 80 ..... Crudo vs. Crudo Reducido

**11E - 52 A/B**..... Crudo vs. Reflujo de Nafta ( ó Diesel )

Torre Pre-Flash 11D - 2

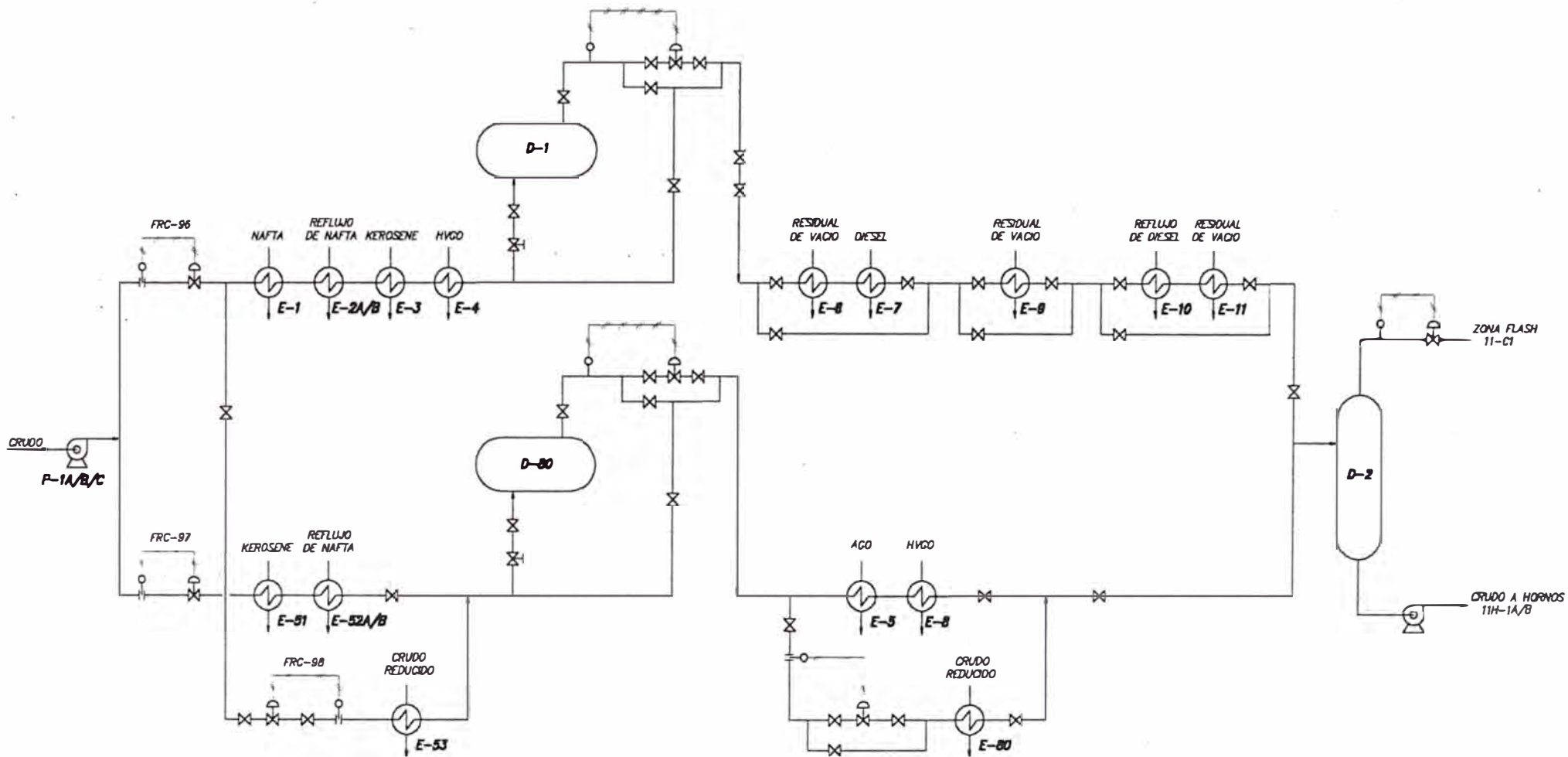
## 2 RENDIMIENTO DE CRUDOS ( OPERACIÓN KEROSENE ).

### UDP I

API	28.4	20.1	27.3	29.5	36.5
CORTE	LORETO	OXY	ORIENTE	C. LIMON	R. SAUCES
Gas Seco	0.0023	0.0030	0.0050	0.0000	0.0000
Gasolina	0.1280	0.0890	0.1240	0.0766	0.0766
Nafta	0.0460	0.0270	0.0330	0.0467	0.0467
Turbo	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Kerosene	0.1351	0.0580	0.1640	0.1833	0.1833
Diesel	0.1307	0.0780	0.1160	0.1267	0.1267
C.Reducido	0.5539	0.7410	0.5560	0.5560	0.5650
Pér. ( gan )	0.0040	0.0040	0.0020	0.0020	0.0017
TOTAL	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

### UDV

API	28.4	20.1	27.3	29.5	36.5
CORTE	LORETO	OXY	ORIENTE	C. LIMON	R.SAUCES
LVGO	0.0800	0.0470	0.0830	0.0464	0.0464
HVGO	0.4029	0.3080	0.4050	0.4950	0.4950
R. VACIO	0.5171	0.6450	0.5120	0.4586	0.4586
PERDIDA	0.0000	0.0000	0.0020	0.0000	0.0000
TOTAL	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

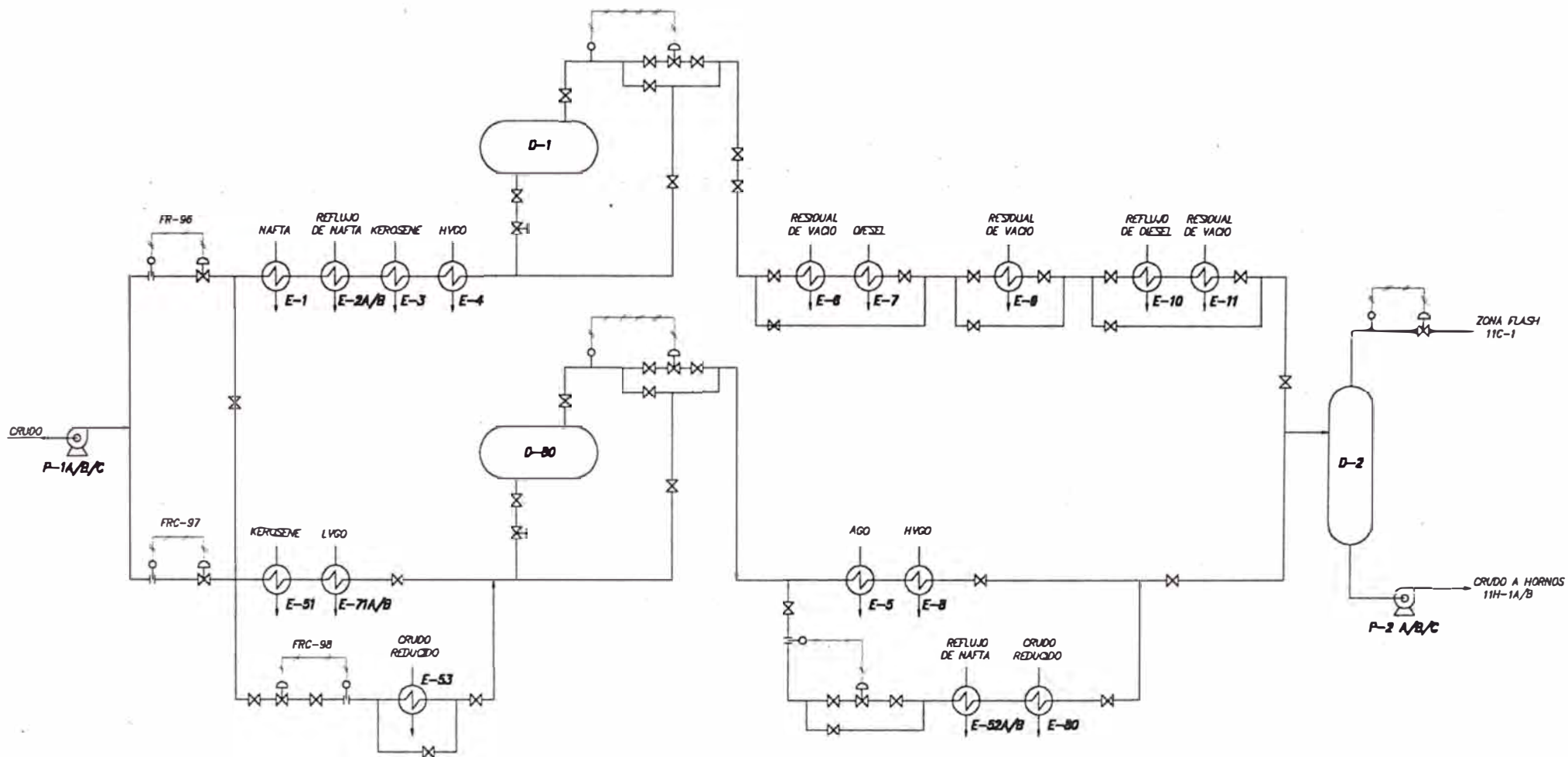


REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 1

TREN DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO  
EN UDP I, SIN LOS 11-E71A/B





REFINERIA LA PAMPILLA

GRAFICO N° 2

TREN DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO EN UDP I, CON LOS 11-E71A/B

## **ANEXO No.2.**

### **REPROCESAMIENTO DE GASOLINA**

**1. Importancia de su Uso.**

**2. Tipos de Reprocesamiento**

**2.1. A través de las bombas de carga a UDP I.**

**2.2. A través del Reflujo de Nafta**

**3. Uso alternativo de Intercambiadores 11-E 2 A/B y 11-E 52 A/B.**

## 1. Importancia de su Uso

Con la puesta en servicio de la Unidad de Destilación II en 1977, se logro un incremento notable en la capacidad de procesamiento de crudo de la Refinería “ La Pampilla “.

La diferencia entre las dos Unidades de Destilación con respectos a los productos obtenidos es que de la UDP I se obtenía un corte de Nafta entre la Gasolina y el Kerosene, de tal forma que la Gasolina obtenida de UDP I era mucho mas ligera que la que se obtenía de UDP II ( Esta diferencia solo se dio hasta Setiembre de 1995, en que se ejecutaron los trabajos en UDP II, para la extracción de Nafta ).

La Nafta de UDP I se utilizaba para incrementar la producción de los destilados medios es decir kerosene y diesel, esto debido a que la Unidad de Unifining Platforming estuvo fuera de servicio desde 1985, recién en Noviembre de 1995 esta Unidad entro en funcionamiento obteniéndose Nafta Reformada que no viene a ser una gasolina de alto octanaje ( 92 a 95 Octanos ).

Por otro lado, la Gasolina pesada obtenida de UDP II traía consigo dos inconvenientes para su utilización en la preparación de las gasolinas de 84 y 85 octanos; un octanaje bastante bajo ( aprox. 50 RON ) y una menor susceptibilidad al Plomo Tetraetilico ( TEL ).

En el cuadro No.1, se muestra la susceptibilidad al **TEL** de las gasolinas Primarias. Se observa que la Gasolina Primaria de UDP - II tenia menor susceptibilidad debido a la menor cantidad de parafinas en su estructura y mayor contenido de azufre. En el gráfico No.1 se muestra la susceptibilidad al Plomo Tetraetilo por parte de las dos gasolinas primarias, observándose que la gasolina de UDP - II consumia mas **TEL** en la preparación de las gasolinas comerciales.

Es entonces que se proyecta el reprocesamiento de esta Gasolina pesada en la UDP I, con el objetivo principal de separar su fracción pesada junto con la Nafta, para ser incorporados también al " pool " de Destilados Medios.

## 2. Tipos de Reprocesamiento.

### 2.1. Reprocesamiento de Gasolina vía Bombas de Cargas

A fin de observar los efectos del reprocesamiento de la Gasolina, en Mayo de 1985 se efectuó una Corrida de prueba adicionando Gasolina pesada fría (proveniente de UDP II ) al Crudo que alimenta a la Unidad de Destilación I, justo antes de su ingreso a la succión de las Bombas de Carga.

**CUADRO No.1 ( \* )**

Composición Volumétrica del Crudo, %			Análisis de la Gasolina Primaria		
Tipo de Crudo	UDP I	UDP II	Composición	UDP I	UDP II
Loreto PP	41.20	3.70	Parafinas	59.90	58.50
Loreto OXY	54.80	28.30	Olefinas	0.00	0.00
Caño Limón	4.00	56.90	Naftenicos	32.60	38.50
Vasconia	0.00	0.00	Aromáticos	2.35	2.86
Orito	0.00	11.10	Azufre	0.0037	0.0058
°API del Crudo			Ron - O	56.70	48.80
Gravedad API a 60°F/60°F		24.90	Ron + 4 cc. Tel / Gal	81.50	75.20

( \* ) Reporte de Análisis de Laboratorio Especial - RELAPA. Información correspondiente al promedio de los meses de Enero95 - Julio 95.

Las conclusiones mas importantes de esta corrida de prueba fueron las siguientes :

a. Se cumplió el objetivo principal de la misma, esto es, separar la fracción ligera de esta Gasolina para su inclusión a los destilados medios.

b. Se obtiene otros beneficios adicionales como :

- Mejora en el Agotamiento del Crudo (Mayores Rendimientos de destilados).
- Mejor Desalado del Crudo al reducir su viscosidad y densidad.
- Mejora la eficiencia en el tren de intercambio de calor ( producto menos viscoso poseen un coeficiente de transferencia de calor mas elevados ).
- Menor consumo de potencia en los motores de las Bombas de carga, por el efecto de carga mas livianas y menos viscosas.

c. Tiene como inconvenientes

- Disminuye la capacidad de Carga del Crudo a al Unidad ( debido a la inclusión de la gasolina como parte de la carga ).
- Mayor consumo de Energía en los Hornos para la vaporización de la Gasolina.

## **2.2. Reprocesamiento de gasolina Vía el Reflujo de Nafta**

Con el objetivo de disminuir el trabajo ( Severidad ) en los Hornos 11-H1A/B, debido al DUTY adicional que se requiere para vaporizar la gasolina cuando se reprocesa vía crudo, en abril de 1990 se efectuaron evaluaciones con la inyección de gasolina pesada caliente proveniente directamente de los fondos

de la Estabilizadora de Gasolina de UDP II vía el circuito de Reflujo de Nafta. Se evaluaron dos casos dependiendo de la cantidad de gasolina reprocesada, así :

#### **a. Reprocesamiento de Gasolina menor a 3 MBPD**

En este caso el reflujo de nafta a la torre estaba compuesta por el reflujo de nafta propiamente dicho mas la cantidad de gasolina caliente proveniente de UDP II. El reflujo de nafta se mantuvo en flujo reducido ( entre 5 y 10 MBPD ), a fin de mantener un control adecuado de la operación de la fraccionadora. Debido al menor reflujo de nafta propiamente dicho se tiene menor calor por aprovechar y solo pasara entonces por el intercambiador con crudo el 11-E2A/B, dejando al intercambiador 11-E52A/B libre para otro servicio.

#### **b. Reprocesamiento de Gasolina mayor a 3 MBPD.**

En este caso el reflujo de nafta a la torre estará constituido íntegramente por la gasolina que se esta reprocesando. Esto es, el reflujo de nafta propiamente dicho será cortado, quedando de este modo todos los equipos de este circuito libres para ser utilizados en otros servicios.

Las conclusiones que se obtuvieron con esta corrida de prueba son las siguientes

- Se genera un ahorro de combustibles en los hornos ( comparado con el reprocesamiento de la gasolina vía bombas de carga ).
- Cuando se reprocesa en su totalidad gasolina pesada por el circuito de nafta, quedan liberados algunos de los equipos como el 11-E2A/B y el 11-E52A/B.
- Permite incrementar la carga de crudo a la unidad, respecto al caso con reprocesamiento de gasolina vía crudo, debido al menor DUTY requerido.

Durante los últimos años se opto por reprocesar en su totalidad gasolina pesada por el circuito de reflujo de nafta ( solo hasta setiembre de 1995 ), originando que los intercambiadores 11-E2A/B y 11-E52A/B quedaran libres.

Estas dos alternativas para reprocesar la gasolina de UDP - II, se muestra en forma comparativa en el cuadro No.2.

### 3. Uso Alterno de Intercambiadores 11-E2A/B y 11-E52A/B

Al quedar fuera de servicio estos dos intercambiadores, debido al reprocesamiento de la gasolina de UDP II, fue necesario darle un servicio alternativo a estos dos equipos.

#### EQUIPO

#### SERVICIO ALTERNO

11-E2A/B

Total de LVGO ( \* ) vs. Crudo Circuito No.1

11-E52A/B

Diesel Producción vs. Crudo Circuito No.2

( \* ) ..... ( Producción + Reflujo )

Este servicio alternativo que se dio a estos dos intercambiadores se justifica de dos maneras :

- a. Debido al incremento de carga de 12.6 a 17 MBPD en UDV y teniendo en cuenta que la gravedad °API promedio del crudo procesado en UDP I se ha incrementado últimamente, a originado que los productos de fondo ( crudo reducido ) que se obtendrán serán mas livianos ( carga a UDV ), esto demandara una mayor capacidad de enfriamiento en los reflujo de UDV, sobre todo de LVGO, por lo que se opto por utilizar el 11-E2A/B debido a su mayor área de transferencia y ubicación en el tren de precalentamiento. Aquí todo el LVGO se pasara a través del 11-E2A/B, para finalmente pasar a través del enfriador atmosférico 11-E24.

b. La mayor producción de diesel, originaba que este corte saliera mas caliente de su intercambiador el 11-E7, para mejorar mas su enfriamiento se penso en utilizar el 11-E52A/B, esperando alcanzar un mejor enfriamiento del diesel, sino también precalentar aún mas el crudo.

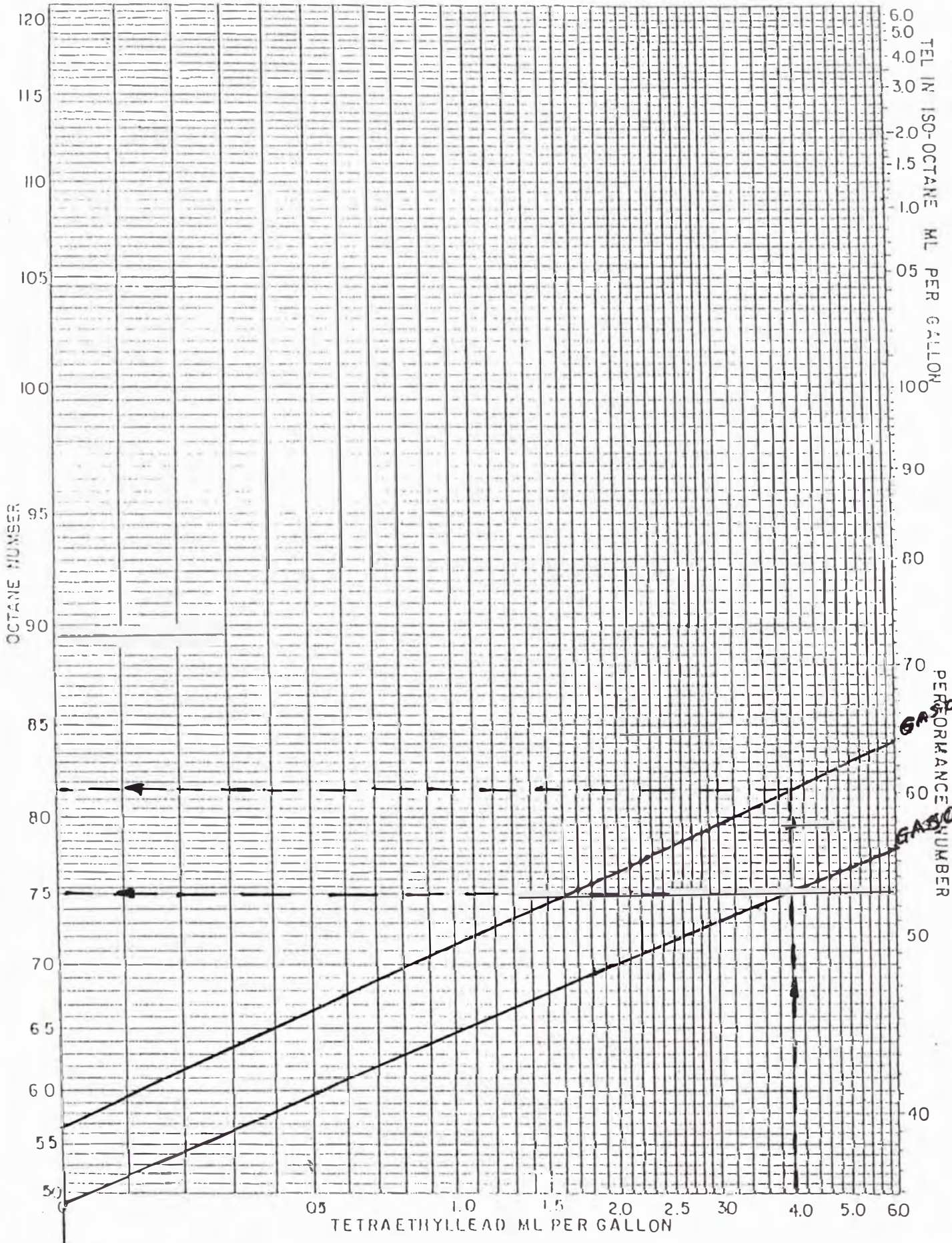


## CUADRO No.2

### CUADRO COMPARATIVO DEL REPROCESAMIENTO DE GASOLINA DE UDP II EN UDP I

<b>REPROCESAMIENTO VIA BOMBAS DE CARGAS</b>	<b>REPROCESAMIENTO VIA REFLUJO DE NAFTA</b>
<b>1. BENEFICIOS</b>	<b>2. BENEFICIOS</b>
- Se separa la fracción ligera de esta gasolina.	- Se separa la fracción ligera de esta gasolina.
- Mayores rendimientos de destilados	- Ahorro de combustible en los hornos
- Mejor desalado del crudo	- Incremento de la carga de crudo a la unidad.
-Mejor eficiencia en el tren de intercambio de calor.	- Se liberan los 11-E2A/B y 11-E52A/B, cuando se reprocessa en su totalidad gasolina primaria.
<b>2. INCOVENIENTES</b>	
- Disminución de la Capacidad de Carga del Crudo a la Unidad.	
- Mayor consumo de energía en los Hornos.	

# TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



GASOLINA UDPI  
 PERFORMANCE NUMBER

GASOLINA UDPI  
 PERFORMANCE NUMBER

## **ANEXO No.3**

### **PROPIEDADESD FISICAS**

**1. Composición del Crudo Procesado en UDP I**

**2. Propiedades Físicas del Crudo Reducido. Curvas de Destilación**

## 1. Composición del Crudo

La composición del Crudo que se procesa en UDP I, el cual se tomo como referencia para efecto de nuestro cálculo fue : 37 % Crudo Loreto, 18 % Crudo Caño Limón y 45 % Crudo Oriente.

El grado API de este Crudo mezcla es de 28 °.

## 2. Propiedades Físicas del Crudo Reducido

Gravedad API a 15.6 °C : 16.1  
sp - gr a 15.6 °C : 0.9587

Las curvas de destilación del Crudo Reducido son

%Vol	ASTM °F 760mmHg	TBP °F 760mmHg	EFV °F 760mmHg	EFV °F 48.4mmHg
0				
10	648	703	739	650
30	784	858	844	736
50	840	934	886	775
70	894	1002	907	798
90	990	1105	964	832

En el gráfico No.1 se muestra la curva EFV del Crudo Reducido a la presión existente en la Zona Flash ( 48.4 mmHg ʼ0 28 “ Hg de vacío ). A una temperatura de ingreso del crudo reducido de 770 °F, le corresponde el **49.6 %** de volumen vaporizado de la carga en la zona flash de la columna. Este porcentaje de volumen vaporizado del Crudo Reducido es la suma de los rendimientos volumétricos que se obtendrán de Gasóleo Ligero ( LVGO ) y Gasóleo Pesado ( HVGO ). Los rendimientos volumétricos de los Gasóleos de Vacío se determinan con ayuda de la tabla de rendimientos que se muestra en el anexo No.1. Para simplicidad del cálculo denominaremos al Volumen Total de Crudo que se procesa en UDPI como “ Q “ en BPD.

### Cálculo del % Volumétrico de LVGO

El volumen de Crudo Reducido que se obtendrá de la mezcla de crudos que se procesa en UDPI es :

$$Q_{c.R} = 0.37*0.5539*Q + 0.45*0.5560*Q + 0.18*0.5560*Q$$

$$Q_{c.R} = 0.5552*Q$$

El volumen de LVGO que se obtendrá en UDV será

$$Q_{LVGO} = 0.08*0.37*0.5539*Q + 0.083*0.45*0.5560*Q + 0.0464*0.18*0.556*Q$$

$$Q_{LVGO} = 0.04181*Q$$

El % volumétrico de LVGO será

$$\% VOL_{LVGO} = ( Q_{LVGO} / Q_{c.R} ) * 100$$

$$\% VOL_{LVGO} = 7.55 \%$$

### Cálculo del % Volumétrico de HVGO

El volumen de HVGO que se obtendrá en UDV será :

$$Q_{\text{HVGO}} = 0.4029 \cdot 0.37 \cdot 0.5539 \cdot Q + 0.405 \cdot 0.45 \cdot 0.556 \cdot Q + 0.4950 \cdot 0.18 \cdot 0.556 \cdot Q$$

$$Q_{\text{HVGO}} = 0.23344 \cdot Q$$

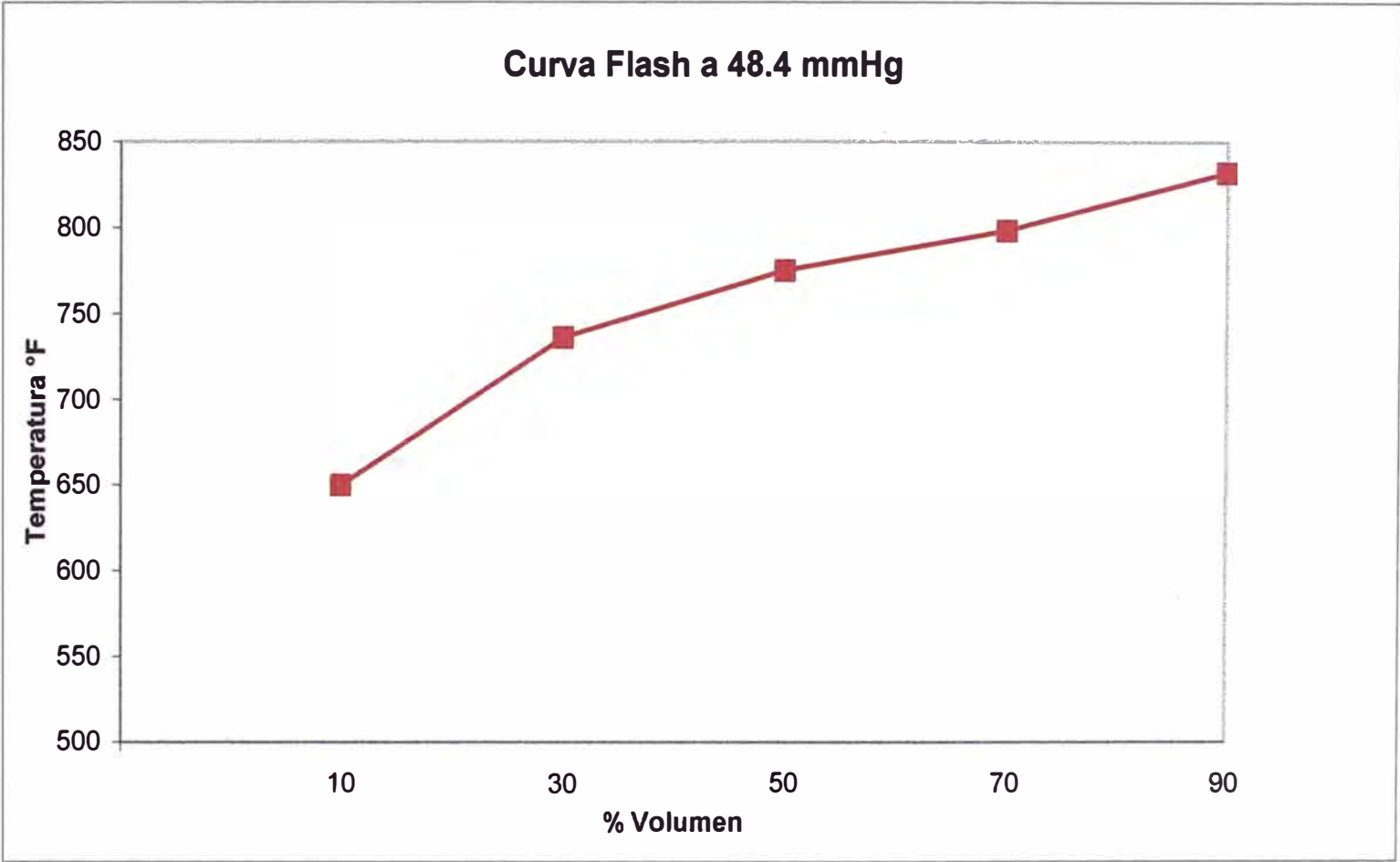
El % volumétrico de HVGO será

$$\% \text{VOL}_{\text{HVGO}} = ( Q_{\text{HVGO}} / Q_{\text{C.R.}} ) * 100$$

$$\% \text{VOL}_{\text{LVGO}} = \mathbf{42.05 \%}$$

La suma de los % Volumétricos de los Gasóleos equivalen al % del volumen de Crudo Reducido vaporizado en la zona flash.

# GRAFICO No.1





## ANEXO No.4

### PROCEDIMIENTO PARA DETERMINAR LA TEMPERATURA DE SALIDA DE LAS CORRIENTES DE PROCESO EN UN INTERCAMBIADOR

Este procedimiento nos permitió determinar la temperatura de salida del Crudo , así como la del fluido caliente, en cada uno de los intercambiadores que conforman el tren de precalentamiento del Crudo en UDPI. Los datos de proceso a utilizar en cada intercambiador son

#### DATOS DE PROCESO

##### FLUIDO CALIENTE ????????

Temp. de Entrada	T1 ( °F )	Conocido
Temp. de Salida	T2 ( °F )	A calcular
Flujo Volumétrico	Q ( BPD )	Conocido
Flujo Masico	W ( lb / hr )	A calcular
API	°API	Conocido
Kuop Promedio	Kuop	Conocido
Calor Específico	C ( BTU/lb*°F )	A calcular
Densidad	DEN ( lb / ft <sup>3</sup> )	A calcular

##### FLUIDO FRIO

##### CRUDO

Temp. de Entrada	t1 ( °F )	Conocido
Temp. de Salida	t2 ( °F )	A calcular
Flujo Volumétrico	q ( BPD )	Conocido
Flujo Masico	w ( lb / hr )	A calcular
API	°API	Conocido
Kuop Promedio	Kuop	Conocido
Calor Específico	c ( BTU/lb*°F )	A calcular
Densidad	den ( lb / ft <sup>3</sup> )	A calcular



Como se va recalcular las temperaturas de salida, T2 y t2, en intercambiadores existentes, se conocen los datos de diseño de estos equipos. Para efecto de nuestro cálculo utilizaremos los siguientes datos :

- El área de transferencia total del Intercambiador, A ( ft<sup>2</sup> )
- El coeficiente total de diseño del Intercambiador, Ud ( BTU/hr\*ft<sup>2</sup>\*°F )

El procedimiento a utilizar será :

1. Asumir :

T2' ( °F )	
t2' ( °F )	

Determinar las propiedades físicas de los dos fluidos, con la temperatura promedio.

Fluido	Frío ( CRUDO )	Caliente ( ????? )
Densidad	den	DEN
Calor Específico	c	C
Flujo Masico	w	W

2. Conocidas las temperaturas de proceso, calculamos el Factor de Diferencia de Temperatura, Ft, con las siguientes relaciones :

Para Intercambiadores 1 - 2 :

$$F_T = \frac{(\sqrt{R^2 + 1}) * \ln(1-S) / (1-RS)}{(R-1) * \ln \left[ \frac{2-S*(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-S*(R+1+\sqrt{R^2+1})} \right]}$$

Para Intercambiador 1 - 4.

$$F_T = \frac{(\sqrt{(R^2R+1)}) / (2*(R-1)) * \ln((1-S)/(1-R*S))}{\ln \left[ \frac{(2/S-1-R+(2/S)*\sqrt{(1-S)*(1-R*S)} + \sqrt{(R^2R+1)})}{(2/S-1-R+(2/S)*\sqrt{(1-S)*(1-R*S)} - \sqrt{(R^2R+1)})} \right]}$$

3. Volvemos a recalcular T2 :

$$T_2 = \frac{(T_1*(1-R)+R*t_1*(1-\exp((U_d*A*F_t)/(w*c))^{R-1}))}{(1-(R*\exp((U_d*A*F_t)/(w*c))^{R-1}))}$$

4. Se recalcula t2 :

$$t_2 = t_1 + W*C*(T_1-T_2)/(w*c)$$

5. Verificamos. si :

$$|T_2 - T_2'| < 5^\circ$$

$$|t_2 - t_2'| < 5^\circ$$

Si estas diferencias son mayores al rango establecido, se repite el cálculo con nuevos valores para t2' y T2', hasta que la diferencia entre la temperatura real y la asumida sea aceptable.

**PROCEDIMIENTO PARA DETERMINAR LA TEMPERATURA DE INGRESO  
DEL CRUDO A LA DESALADORA 11D - 80 (  $t_m$  ).**

La temperatura de ingreso del crudo a la desaladora 11D - 80, corresponde a la temperatura de mezcla de los crudos provenientes de los circuitos No.2 y No.3. Los datos de proceso a utilizar son

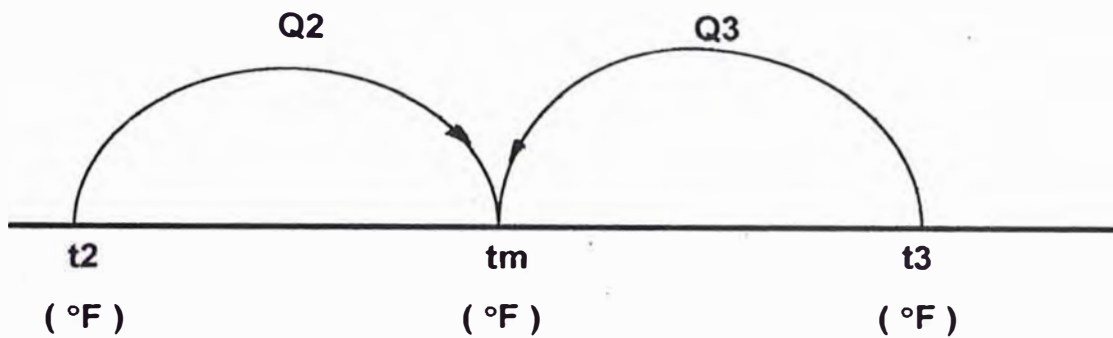
Circuito No.2

Flujo Volumétrico	$q_2$ ( BPD )	Conocido
Temperatura de salida	$t_2$ ( °F )	Conocido
Calor específico	$c_2$ ( Btu / lb * °F )	Conocido
Densidad	$den_2$ ( lb / ft <sup>3</sup> )	Conocido

Circuito No.3

Flujo Volumétrico	$q_3$ ( BPD )	Conocido
Temperatura de salida	$t_3$ ( °F )	Conocido
Calor específico	$c_3$ ( Btu / lb * °F )	Conocido
Densidad	$den_3$ ( lb / ft <sup>3</sup> )	Conocido

Bajo el principio de que en una mezcla de fluidos a temperaturas diferentes el calor entregado por uno de ellos es igual al calor recibido por el otro, lo que origina una temperatura intermedia de la mezcla (  $t_m$  ). Para nuestro caso se tiene :



$$+ Q2 = -Q3 \quad (1)$$

donde :

+Q2 : Calor recibido ó ganado por el crudo del circuito No.2

-Q3 : Calor entregado ó perdido por el crudo del circuito No.3

reemplazando datos en I :

$$0.234 * q2 * den2 * c2 * ( tm - t2 ) = 0.234 * q3 * den3 * c3 * ( t3 - tm )$$

despejando :

$$tm ( °F ) = \frac{t2 * ( den2 * q2 * c2 ) + t3 * ( den3 * q3 * c3 )}{(( den2 * q2 * c2 ) + ( den3 * q3 * c3 ))}$$

## **ANEXO No.5**

### **DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR**

- 1. Diseño del Intercambiador. Procedimiento.**
- 2. Pautas para el Diseño.**
- 3. Resultados Obtenidos**

## 1. Diseño del Intercambiador. Procedimiento.

Toda la nomenclatura, tablas y gráficos que se mencionan en este anexo fueron tomados del Texto " Transferencia de Calor " de Donald Kern.

Para este diseño se considero que los fluidos de proceso, LVGO y Crudo, estarán en contracorriente para lograr así una mejor recuperación de Calor y la máxima caída de presión permitida por el lado Coraza y Tubos será  $10 \text{ lb/in}^2$ .

El bosquejo para el diseño es el siguiente :

Datos :

Condiciones de proceso

Fluido Caliente :  $T_1$  ,  $T_2$  ,  $W$  ,  $C$  ,  $S$  ,  $U$  ,  $R_d$  ,  $\Delta P$

Fluido Frio :  $t_1$  ,  $t_2$  ,  $w$  ,  $c$  ,  $u$  ,  $k$  ,  $R_d$  ,  $\Delta P$

La longitud del tubo, diámetro exterior y espaciado, pueden ser especificado por la práctica industrial.

( 1 ) Balance de Calor ,  $Q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1)$

( 2 ) Diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta t$  :

Se calcula el MLDT y con las temperaturas de proceso, se calcula :

$$R = ( T_1 - T_2 ) / ( t_2 - t_1 )$$

$$S = ( t_2 - t_1 ) / ( T_1 - t_1 )$$

Se calcula el  $F_t$  , de donde :

$$t = MLDT \times F_t$$

( 3 ) Se calcula las Temperatura Calórica,  $T_c$  y  $t_c$

Prueba No.1

- ( a ) Suponga un valor tentativo de UD, con ayuda de la tabla No 8 y se calcula la superficie de intercambiador ,  $A = Q / ( UD \times t )$ . Es mejor suponer UD bastante altos que demasiado bajo, ya que esta practica asegura llegar a la mínima superficie. Determinar el correspondiente número de tubos usando la tabla No.10.
- ( b ) Suponiendo un número plausible de pasos en los tubos para la caída de presión permitida, seleccione el intercambiador que tenga el número de tubos mas aproximados a éstos usando la tabla No.9.
- ( c ) Corrija el valor tentativo de UD a la superficie correspondiente al número actual de tubos que deba contener la coraza.

El calculo de los coeficientes de película deberá empezar en el lado de los tubos. Si el coeficiente de película del lado de los tubos es relativamente mayor que UD y la caída de presión permitida está razonablemente satisfecha y no excedida, el cálculo puede procederse del lado de la coraza. Siempre que se altere el número de pasos en los tubos; la superficie en la coraza también se altera cambiando el valor de A y UD.

Fluido Caliente : Coraza		Fluido Frío : Tubos	
4'	Suponga un espaciado plausible de los deflectores( B ) para la caída de presión permitida. Area de flujo : $as = DI \times C'B/144 \text{ PT ( ft}^2 \text{ )}$	4	De la tabla No.4, se obtiene Area de flujo por tubo, a't. El Area de flujo total será : $at = Nt \times a't / 144 \times n \text{ ( ft}^2 \text{ )}$
5'	Velocidad Masica, Gs : $Gs = W / as \text{ ( lb / hr} \cdot \text{ft}^2 \text{ )}$	5	Se calcula, la velocidad masica, $Gt = w / at \text{ ( lb / hr} \cdot \text{ft}^2 \text{ )}$
6'	Se calcula el diámetro equivalente, De ( ft ), por medio de ecuación ó figura No.28 y luego se procede a estimar el Res, de donde : $Res = De \times Gs / \mu$	6	Se calcula el diámetro interior del tubo, D ( ft ), en la tabla No.10 y se procede a estimar el Res : $Ret = D \times Gt / \mu$
7'	Se calcula el jH, en el gráfico No.28	7	Se calcula el jH, en el gráfico No.24
8'	Con las propiedades físicas, calculadas para el fluido, a su respectiva temperatura calórica, se calcula : $k \text{ ( ( c } \times \mu / k \text{ )}^{1/3} \text{ )}$	8'	Con las propiedades físicas, calculadas para el fluido, a su respectiva temperatura calórica, se calcula : $k \text{ ( ( c } \times \mu / k \text{ )}^{1/3} \text{ )}$
9'	Se calcula el ho, de donde : $ho = jH \times ( k / De ) \times \text{ ( ( c } \times \mu / k \text{ )}^{1/3} \text{ )} \times \emptyset s$	9'	Se calcula el hi, de donde : $hio = jH \times ( k / D ) \times \text{ ( ( c } \times \mu / k \text{ )}^{1/3} \text{ )} \times \emptyset s$
10'	Se calcula la corrección por viscosidad : $\emptyset s = \text{ ( ( } \mu \div \mu w \text{ )}^{0.14} \text{ )}$	10'	Se calcula la corrección por viscosidad : $\emptyset t = \text{ ( ( } \mu \div \mu w \text{ )}^{0.14} \text{ )}$



11'	Se procede a calcular el coeficiente de película, $h_o$ ( Btu/ hr $\times$ ft <sup>2</sup> $\times$ °F )	11	Se procede a calcular el coeficiente de película, $h_{io}$ ( Btu/ hr $\times$ ft <sup>2</sup> $\times$ °F )
<b>CAIDA DE PRESIÓN</b>			
1'	Para Res en ( 6' ), obtener $f$ , en la figura No.29	1	Para Ret en ( 6 ), obtener $f$ , en la figura No.26
2'	Se calcula el número de cruces : $N + 1 = 12 \times L / B$ y se procede a estimar la caída de presión en este lado :  $\Delta P_s = f \times (G_s^2) \times D_s \times (N + 1) / ( 5.22 \times ( 10^{10}) \times D_e \times s \times \phi_s )$	2	Se calcula la caída de presión en los tubos :  $\Delta P_t = f \times (G_t^2) \times L \times n / (5.22 \times ( 10^{10}) \times D_e \times s \times \phi_t )$  La caída de presión por retorno :  $\Delta P_r = ( 4 \times n / s ) \times ( V^2 / 2 \times g' )$  La caída de presión Total será :  $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$
Si ambos lados son satisfactorios para coeficientes de película y caída de presión, la tentativa debe darse por concluida.			
13	Se calcula el Coeficiente Total limpio:  $U_c = h_{io} \times h_o / ( h_{io} + h_o ) ( Btu/ hr \times ft^2 \times °F )$		
14	Se calcula el factor de ensuciamiento, $R_d$ :  $R_d = ( U_c - U_D ) / ( U_c \times U_D )$		

## 2. Pautas para el Diseño.

Si el número de pasos en los tubos se ha supuesto incorrectamente, un cambio en el número total de pasos altera la superficie total que contiene la coraza dada, ya que el número de tubos para una coraza de cierto diámetro varía con el número de pasos en los tubos. Si el número supuesto de pasos en los tubos fue satisfactorio, esto da un valor de  $h_i$  arriba de UD y la caída de presión no excede a la caída de presión permisible para el fluido. Entonces se prosigue enseguida al lado de la coraza, suponiendo un espaciado entre los deflectores como prueba, el cual puede variarse, si está en error, sobre un amplio rango sin alterar  $h_i$ ,  $A$ , ó  $\Delta t$  computadas previamente por el lado de los tubos. Es siempre ventajoso, por lo mismo, hacer los cálculos primeros por lado de los tubos, para justificar el uso de una coraza particular.

Al calcular un intercambiador el mejor es el más pequeño, que con un diseño estándar llene los requerimientos de caída de presión y de factor de obstrucción.

Los rangos extremos para el espaciado entre los deflectores son

**Espaciado máximo = DI de la coraza ( pug )**

**Espaciado mínimo , B = DI de la coraza / 5**

Estas limitaciones originan el hecho de que a espaciados más amplios el flujo tiende a ser axial en lugar de a través del haz de los tubos, y a un espaciado demasiado cerrado hay excesivas fugas entre los deflectores y la coraza.

Las diferentes combinaciones del número de pasos en los tubos y el espaciado de los deflectores permiten variaciones en la velocidad masica y en los coeficientes de película sobre límites bastante amplios. El número de pasos en los tubos puede variarse de 2 a 8 y en corazas muy grande hasta 16. Como ya se indicó, la velocidad masico en la coraza puede alterarse hasta cinco veces

entre el mínimo y máximo espaciado entre los deflectores. Es deseable memorizar estas características para el caso de que en el primer intento, el espaciado de los deflectores y los pasos en los tubos sean demasiados amplios para las condiciones de proceso. En los intercambiadores 1 - 2, el mínimo rendimiento se obtiene con dos pasos en los tubos y el máximo espaciado en los deflectores.

Para el lado de los tubos en flujo turbulento :

$$h_i \propto (Gt)^{0.8}$$

$$\Delta Pt \propto (Gt^2 \times n \times L)$$

donde " nL " es la longitud total de la trayectoria. Teniendo hasta ocho pasos en los tubos con el mismo diámetro interior de la coraza, los cambios que ocurren son :

$$h_i ( 8 \text{ pasos } ) / h_i ( 2 \text{ pasos } ) = (( 8 / 2 )^{0.8}) = 3 / 1$$

pero :

$$\Delta Pt ( 8 \text{ pasos } ) / \Delta Pt ( 2 \text{ pasos } ) = ( 8^2 \times 8 \times 1 ) / ( 2^2 \times 2 \times 1 ) = 64 / 1$$

ó aunque el coeficiente de transferencia pueda aumentarse tres veces, para lograr esto, la caída de presión debe aumentar 64 veces.

### 3. Resultados Obtenidos

Los datos de proceso que se tendrán en cuenta corresponde al Data Sheet que se muestra en el cuadro No. 19 ( ver punto 7.1.2 ).

Se procederá a diseñar el intercambiador considerando dos alternativas, tal como se muestra en el cuadro siguiente :

INTERCAMBIADOR	Alternativas	
	No.1	No.2
LADO	LVGO	CRUDO
CORAZA	CRUDO	LVGO
TUBOS	LVGO	CRUDO

Como se puede ver se analizara, como afecta en el diseño, cuando se invierten las corrientes de proceso dentro del intercambiador. Los resultados obtenidos se detallan a continuación :

### Alternativa No.1

Para este caso se considerada que el gasóleo Liviano de Vacío fluye por la Coraza y el Crudo por los Tubos.

En la hoja de calculo que se utilizara para diseñar el Intercambiador, se observa que con las temperaturas de proceso, el intercambiador tendrá un arreglo 2 - 4, esto puede lograrse mediante dos intercambiadores 1 - 2 en serie.

Se asume inicialmente un número de paso por los tubos de dos ( 2 ), se realizan las corridas de prueba y se observa que el coeficiente de transferencia de calor limpio (  $U_c$  ) es menor al coeficiente al Diseño (  $UD$  ), esto origina que el factor de obstrucción sea negativo, tal como se observa en las corridas de prueba No. 1, 2 , 3.

De las ecuaciones de transferencia de calor se sabe que una variación en el número de pasos por los tubos tiene un efecto sobre el coeficiente de película y

la caída de presión, igual efecto se tiene por el lado coraza cuando se modifica el espaciamiento entre los deflectores ( B ), tal como se muestra :

### Lado Tubos

$n \uparrow \rightarrow at \downarrow \rightarrow Re \uparrow \rightarrow h_{io} \uparrow \rightarrow \Delta Pt \uparrow$

### Lado Coraza

$B \uparrow \rightarrow as \uparrow \rightarrow Re \downarrow \rightarrow h_o \downarrow \rightarrow (N+1) \downarrow \rightarrow \Delta Pt \downarrow$

Para lograr un factor de ensuciamiento positivo se tiene que incrementar el número de pasos por los tubos. Al incrementar el número de los pasos por los tubos a 4, se consigue que el  $U_c$  sea mayor al UD, originando que el factor de ensuciamiento calculado sea menor al ensuciamiento requerido.

Si bien en la practica, se trata de conseguir superficies mínimas para la transferencia de calor ( esto es con UD bastante alto ), se observa que para **estos casos la caída de presión por el lado es muy elevada** ( pero siempre menor que el permitido ) lo que nos evitaría en el futuro incrementar la carga de crudo por ese lado, tal como se muestra en las corridas de prueba No.4 , 5 .

A medida que UD asumido valla disminuyendo, se observa que la caída de presión por el lado tubos disminuye, se a creído conveniente trabajar con un UD asumido de 28 ( Corrida de prueba No.6 ) ya que nos asegura una caída de presión baja por los tubos.

Como se puede ver todas estas pruebas han sido realizadas para un espaciamiento mínimo entre los deflectores (  $B = DI / 5$  ). Esta mínima distancia entre los deflectores, produce una caída de presión elevada por el lado coraza ,

si se tiene en cuenta que un posible incremento de carga en el futuro en UDV originara una mayor extracción de LVGO y se mantiene esta distancia mínima entre los deflectores es posible que el  $\Delta P$  que se originaria en la coraza supere al  $\Delta P$  permitido. De ahí que es necesario incrementar la distancia entre los deflectores, teniendo en cuenta su efecto sobre el coeficiente de película y la caída de presión en ese lado, tal como se observa en el gráfico No.1. De donde se observa que las características del intercambiador seleccionado corresponde a la que se detalla en la corrida de prueba No.8.

## **Alternativa No.2**

Para este caso se considera que el Crudo circula por el lado coraza y el LVGO fluye por el lado Tubos. Se procedió inicialmente como la alternativa No.1, hasta encontrar el UD asumido correcto ( UD = 28 ) . Se procedió a incrementar la distancia entre los deflectores, hasta encontrar el distanciamiento adecuado que nos garantice un buen coeficiente de película y una caída de presión moderada ( Ver gráfico No.2 ), de tal forma que nos permita incrementar la carga por ese lado sin superar la caída de presión permisible.

Aquí se muestran todas las corridas de pruebas realizadas para esta alternativa. Las características del intercambiador seleccionado corresponden al que se detalla en la corrida de prueba No.3.

En el cuadro No.1 se muestra en forma comparativa los valores de los coeficientes de película de cada corriente de proceso, para cada una de las dos alternativas ( según el sentido de flujo de las corrientes en el interior del intercambiador ), así como sus respectivas caídas de presión que se genera en cada lado para diferentes espaciamientos entre los deflectores ( B ).

En los gráficos No. 3 y 4 , se puede observar que con la alternativa No.2, se consiguen mejores coeficientes de película, tanto para la corriente de LVGO como para el Crudo. Además con esta alternativa las caídas de presión son menores. La distancia escogida entre los deflectores fue de 13", lo que nos

aseguraba una menor reducción en los coeficientes de película, así como menores caídas de presión.

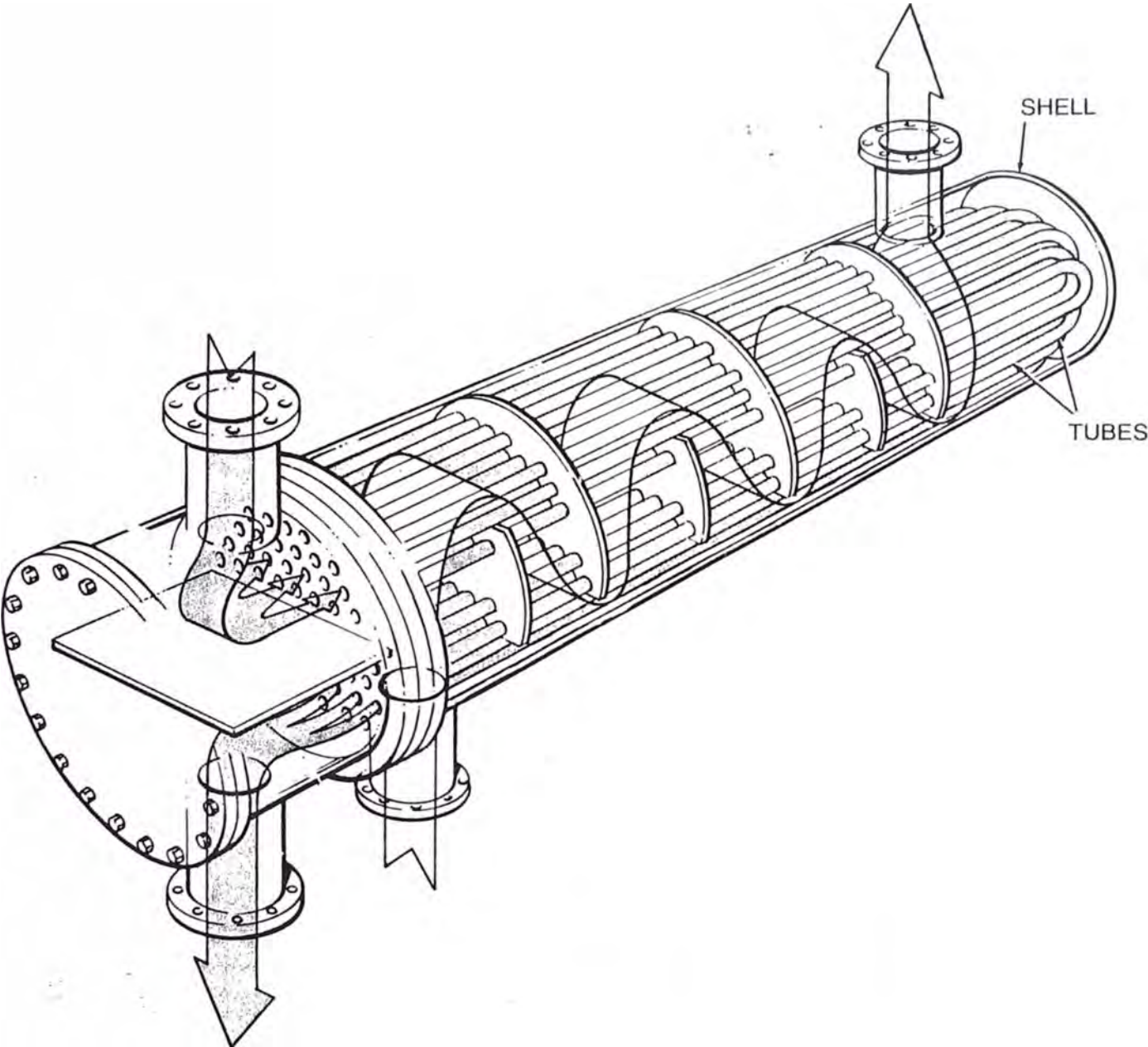
De acuerdo a las temperaturas de proceso, el requerimiento correspondía a un intercambiador con arreglo 2 - 4, esto se logro mediante dos intercambiadores 1 - 4 en serie. Las características del equipo seleccionado será el mismo que se consiguió con la alternativa No.1, esto es :

Area del Intercambiador ( ft <sup>2</sup> )		<b>2701</b>	
LADO DE LA CORAZA		LADO DE LOS TUBOS	
DI ( pulg )	33	Número de Tubos	688
Esp. entre Deflec. ( pulg )	13	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg ), BWG	3/4,14
Número de Deflectores	17	Pasos	4
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"

**Estos dos nuevos intercambiadores fueron denominados como los 11-E71A/B.**



HEAT EXCHANGER





**CUADRO No.1**

**ALTERNATIVA No.1**

Fluido	<b>LVGO</b>	<b>CRUDO</b>	<b>LVGO</b>	<b>CRUDO</b>
Lado	<b>Coraza</b>	<b>Tubos</b>	<b>Coraza</b>	<b>Tubos</b>
Variable	Coeficiente. de Película		Caída de Presión	
	h ( BTU / hr*ft2*°F )		$\Delta P$ ( psi )	
B ( pulg. )	<b>ho</b>	hio	$\Delta P_c$	$\Delta P_T$
9.75	<b>148</b>	36.1	<b>7.91</b>	3.12
11	<b>134.8</b>	36.1	<b>5.51</b>	3.12
13	<b>128.5</b>	36.1	<b>3.65</b>	3.12
15	<b>124.4</b>	36.1	<b>2.98</b>	3.12

**ALTERNATIVA No.2**

Fluido	<b>CRUDO</b>	<b>LVGO</b>	<b>CRUDO</b>	<b>LVGO</b>
Lado	<b>Coraza</b>	<b>Tubos</b>	<b>Coraza</b>	<b>Tubos</b>
Variable	Coeficiente. de Película		Caída de Presión	
	h ( BTU / hr*ft2*°F )		$\Delta P$ ( psi )	
B ( pulg. )	ho	hio	$\Delta P_c$	$\Delta P_T$
9.75	85.68	<b>162.73</b>	2.95	<b>7.20</b>
11	79.72	<b>162.73</b>	2.53	<b>7.20</b>
13	72.60	<b>162.73</b>	1.56	<b>7.20</b>
15	70.40	<b>162.73</b>	0.90	<b>7.20</b>

GRAFICO N° 1

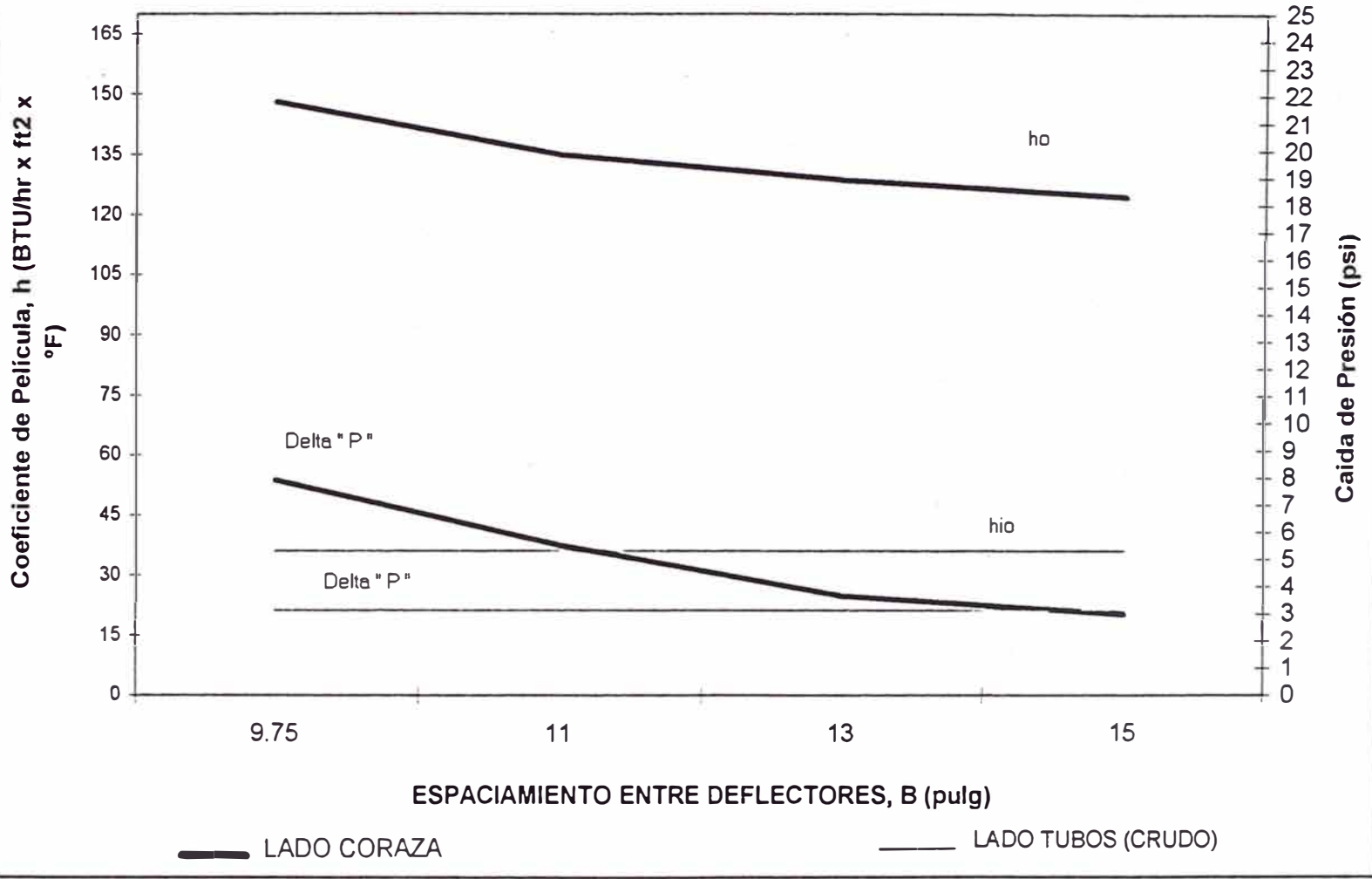


GRAFICO N° 2

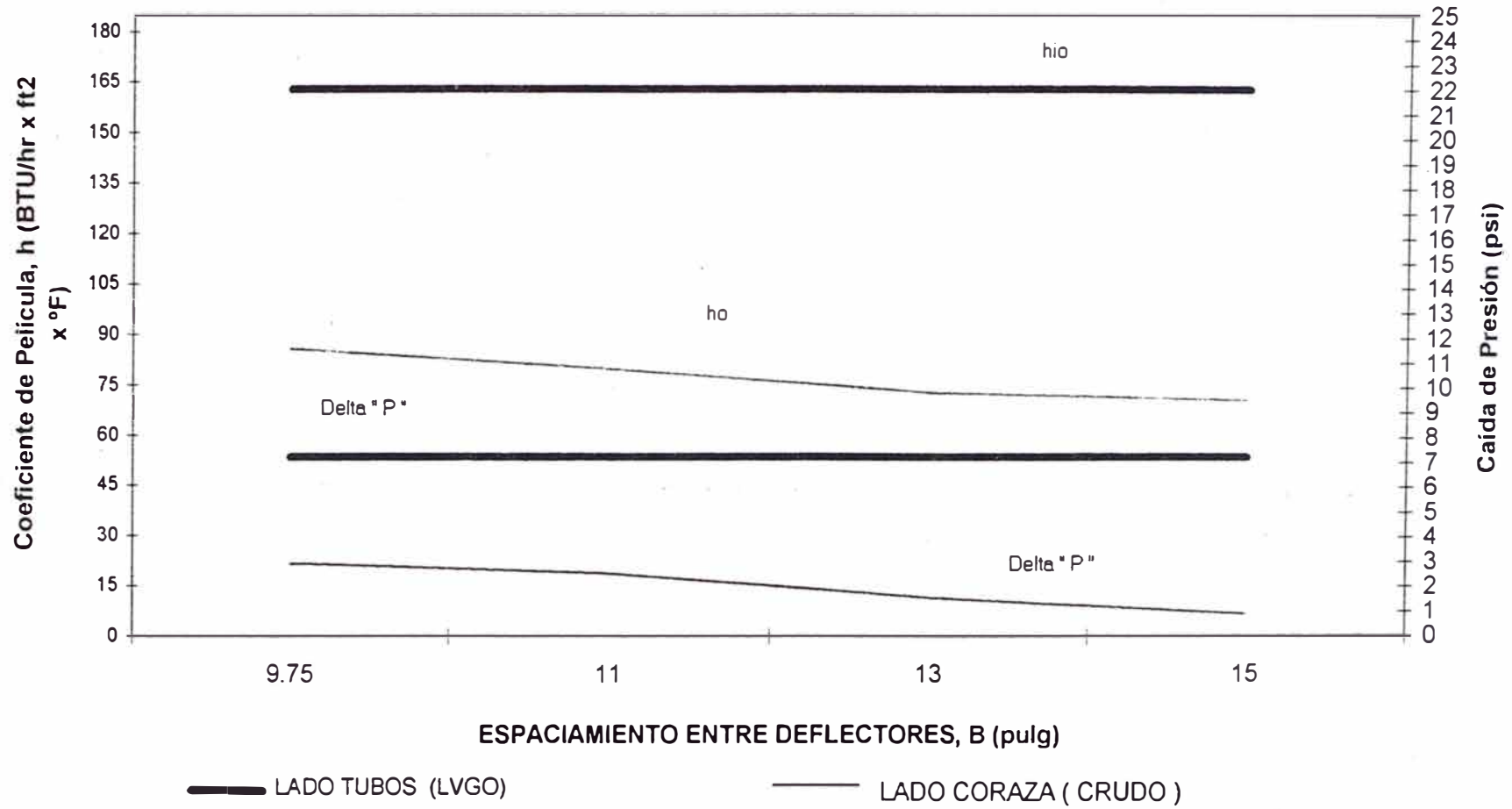


GRAFICO No.3

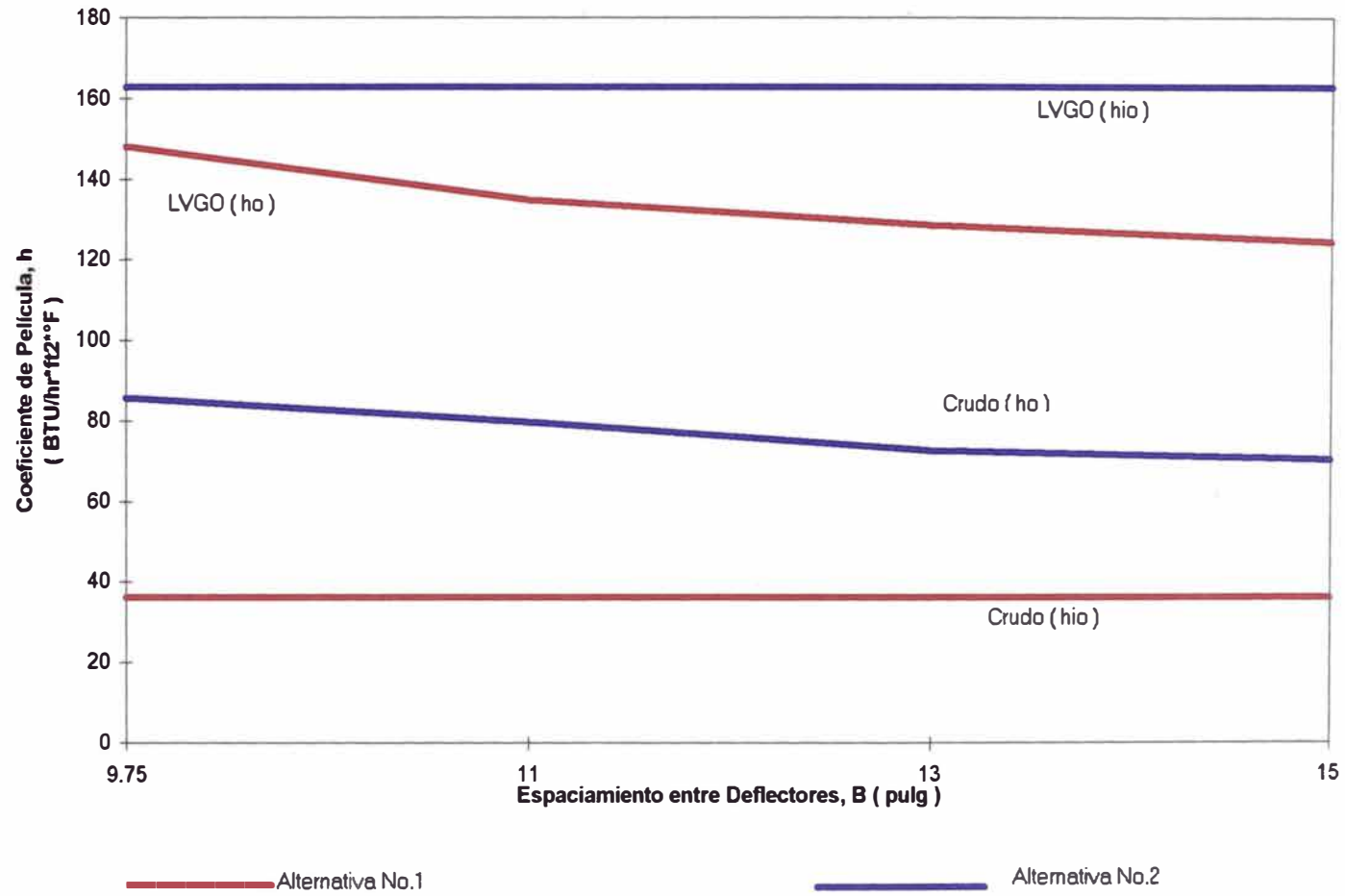
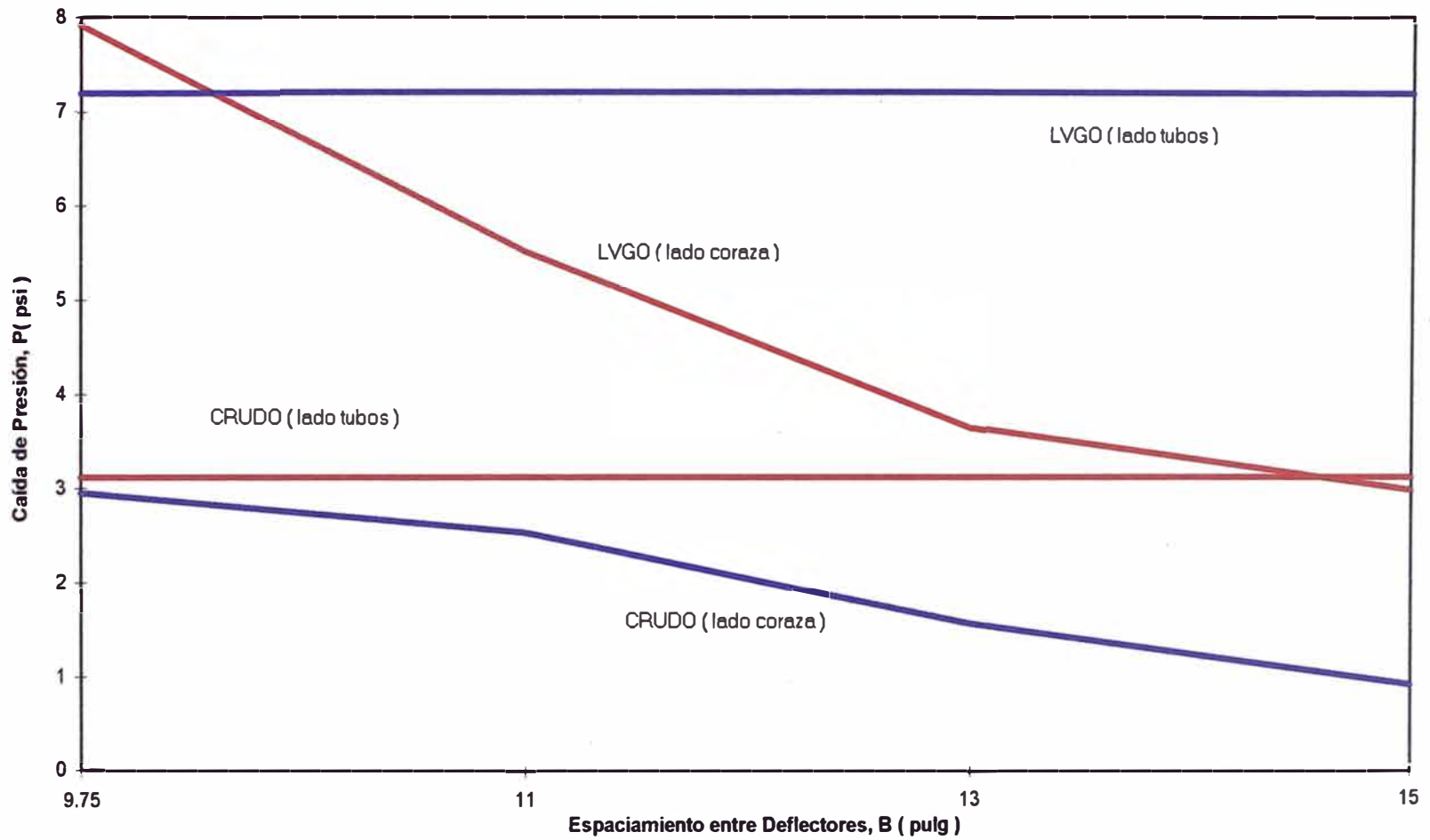


GRAFICO No.4



----- Primera Alternativa

----- Segunda Alternativa

## **CORRIDAS DE PRUEBAS REALIZADAS**

### **POSIBILIDA No.1**

**LADO**

**FLUIDO**

**CORAZA**

**LVGO**

**TUBOS**

**CRUDO**

## Corrida No.1

### RESULTADOS OBTENIDOS

149.8	Coeficiente de Pelicula	10.5
Uc	9.81	
Ud ( Cálculado )	29.53	
Ud ( Asumido )	30.00	
Rd calculado	( 0.0681 ) Negativo	
Rd requerido	0.0030	
<b>CASCO</b>	<b>LADO</b>	<b>TUBOS</b>
7.97	delta P calculado	0.52
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2512.6	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	31	No. de tubos	640
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	9.75	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	22	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	2

## Corrida No.2

### RESULTADOS OBTENIDOS

161	Coeficiente de Pelicula	18
Uc	16.19	
Ud ( Cálculado )	41.09	
Ud ( Asumido )	45.00	
Rd calculado	( 0.0373 ) Negativo	
Rd requerido	0.0030	
<b>CASCO</b>	<b>LADO</b>	<b>TUBOS</b>
9.15	delta P calculado	0.96
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		1806.00	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	27	No. de tubos	460
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	9.75	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	22	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	2

### Corrida No.3

#### RESULTADOS OBTENIDOS

172.20	Coeficiente de Película	36.4
Uc	30.05	
Ud ( Cálculado )	58.33	
Ud ( Asumido )	60.00	
Rd calculado	( 0.0160 ) Negativo	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
10.04	delta P calculado	1.81
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		1272.00	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	23.25	No. de tubos	324
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	9.75	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	22	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	2

### Corrida No.4

#### RESULTADOS OBTENIDOS

168.50	Coeficiente de Película	79.30
Uc	53.92	
Ud ( Cálculado )	51.08	
Ud ( Asumido )	55.00	
Rd calculado	0.0010	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
9.89	delta P calculado	9.48
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		1452.62	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	27	No. de tubos	460
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	9.75	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	22	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	2



## Corrida No.5

### RESULTADOS OBTENIDOS

161.00	Coeficiente de Película	64.90
Uc	46.26	
Ud ( Cálculado )	43.75	
Ud ( Asumido )	45.00	
Rd calculado	0.0012	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
9.15	delta P calculado	7.58
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		1696.00	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	27	No. de tubos	432
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	9.75	Longitud ( ft )	20
		DE ( pulg )	0.75
Pasos	1	BWG	14
No. Deflectores	22	Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

## Corrida No.6

### RESULTADOS OBTENIDOS

148.00	Coeficiente de Película	36.10
Uc	29.02	
Ud ( Cálculado )	27.47	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0019	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
7.91	delta P calculado	3.12
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	9.75	Longitud ( ft )	20
		DE ( pulg )	0.75
Pasos	1	BWG	14
No. Deflectores	22	Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

### Corrida No.7

#### OBTENIDOS OBTENIDOS

134.78	Coeficiente de Pelicula	36.10
Uc	28.47	
Ud ( Cálculado )	27.47	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0013	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
5.51	delta P calculado	3.12
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	11	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	17	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

### Corrida No.8

#### RESULTADOS OBTENIDOS

128.50	Coeficiente de Pelicula	36.10
Uc	28.18	
Ud ( Cálculado )	27.47	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0009	
Rd requerido	0.0003	
CASCO	LADO	TUBOS
3.65	delta P calculado	3.12
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	13	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	17	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

## Corrida No.9

### RESULTADOS OBTENIDOS

124.4	Coeficiente de Película	36.10
Uc	27.98	
Ud ( Cálculado )	27.47	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0007	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
2.98	delta P calculado	3.12
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	15	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	17	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

**CORRIDAS DE PRUEBAS REALIZADAS**

**POSIBILIDA No.2**

**LADO**

**FLUIDO**

**CORAZA**

**CRUDO**

**TUBOS**

**LVGO**

## Corrida No.1

### RESULTADOS OBTENIDOS

85.68	Coeficiente de Pelicula	162.73
Uc	56.13	
Ud ( Cálculado )	27.43	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0186	
Rd requerido	0.0030	
<b>CASCO</b>	<b>LADO</b>	<b>TUBOS</b>
2.95	delta P calculado	7.20
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	CRUDO	Fluido	LVGO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	9.75	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	22	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

## Corrida No.2

### RESULTADOS OBTENIDOS

79.72	Coeficiente de Película	162.73
Uc	53.51	
Ud ( Cálculado )	27.47	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0177	
Rd requerido	0.0030	
<b>CASCO</b>	<b>LADO</b>	<b>TUBOS</b>
2.53	delta P calculado	7.20
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	CRUDO	Fluido	LVGO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	11	Longitud ( ft )	20
Pasos	1	DE ( pulg )	0.75
No. Deflectores	17	BWG	14
		Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4



### Corrida No.3

#### RESULTADOS OBTENIDOS

72.60	Coeficiente de Pelicula	162.73
Uc	50.20	
Ud ( Cálculado )	27.47	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0165	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
1.56	delta P calculado	7.20
10.00	delta P permitido	10.00

El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	CRUDO	Fluido	LVGO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	13	Longitud ( ft )	20
		DE ( pulg )	0.75
Pasos	1	BWG	14
No. Deflectores	17	Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

### Corrida No.4

#### RESULTADOS OBTENIDOS

70.40	Coeficiente de Película	162.73
Uc	49.14	
Ud ( Cálculado )	27.47	
Ud ( Asumido )	28.00	
Rd calculado	0.0160	
Rd requerido	0.0030	
CASCO	LADO	TUBOS
0.90	delta P calculado	7.20
10.00	delta P permitido	10.00

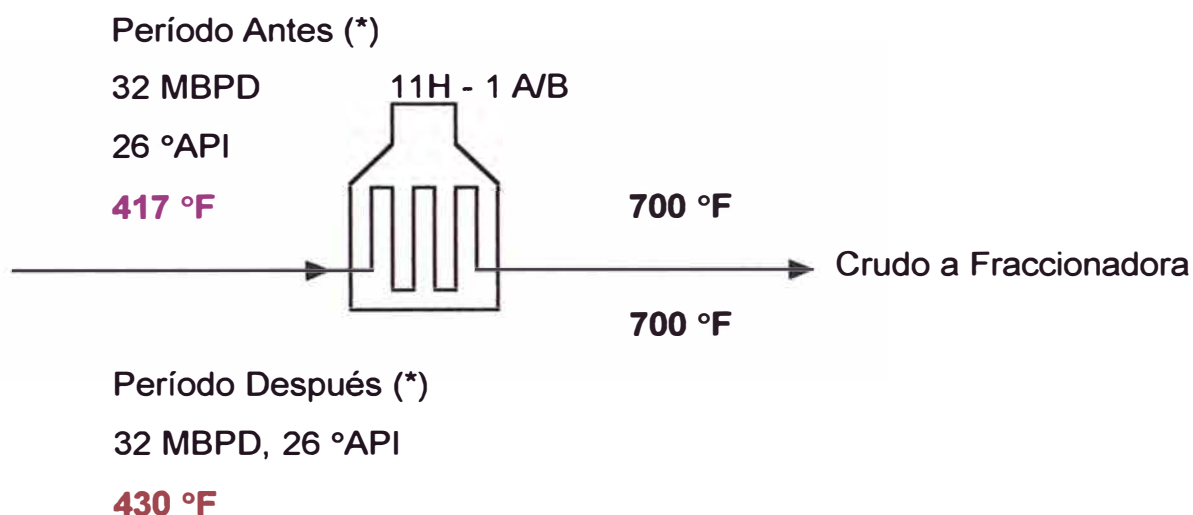
El intercambiador final será :

AREA DEL INTERCAMBIADOR ( ft*ft )		2701	
LADO CORAZA		LADO TUBOS	
Fluido	LVGO	Fluido	CRUDO
DI ( pulg )	33	No. de tubos	688
Espacio entre deflectores, B ( pulg. )	15	Longitud ( ft )	20
		DE ( pulg )	0.75
Pasos	1	BWG	14
No. Deflectores	17	Tipo de arreglo	cuadro, 1"
		Pasos	4

## ANEXO NO.6

### DETERMINACION DEL AHORRO DE COMBUSTIBLE EN LOS HORNOS 11H - 1 A/B DE UDPI.

Para determinar el ahorro en el consumo de combustible en los hornos 11H - 1 A/B, se a considerado que la temperatura promedio de salida del crudo de los hornos será 700 °F. El aumento de la temperatura del crudo en los fondos de la torre preflash que se conseguirá al instalar dos nuevos intercambiadores de calor ( 11E-71 A/B ) en el circuito de precalentamiento del crudo originará que el incrementó de la temperatura,  $\Delta t$  ( °F ), del petróleo en los hornos 11H - 1 A/B sea menor, reduciendo así el consumo de combustible en estos. Este ahorro será determinado considerando los requerimientos operativos deseados en la Unidad de Destilación al Vacío, esto es una carga de 17 MBPD y un rendimiento volumétrico aproximado de 7.55%, además de un buen control de la temperatura de tope de la torre de vacío. Los datos de proceso que fueron empleados para determinar el ahorro de combustible se muestra en el gráfico adjunto.



( \* ) : El consumo de combustible en los hornos se cálculo para dos períodos de tiempo diferentes. La variable de proceso que diferencia ambos períodos es la temperatura de ingreso del crudo a los hornos 11H- 1 A/B.

La eficiencia de los hornos es de 0.614 (  $\eta$  ). El cálculo del consumo de combustible en los hornos 11H - 1 A/B, fue determinado para dos períodos de tiempo diferentes, lo que permitió luego hacer una comparación entre ambos consumos. Determinando así el ahorro de combustible que se espera conseguir en los hornos de proceso de UDP I.

- Período Antes

Se refiere al período de tiempo en el que fueron empleados los intercambiadores 11E - 2 A/B para enfriar la corriente de reflujo LVGO en la Unidad de Vacío y que permitió controlar la temperatura de tope de la torre de vacío. **Este esquema de operación se dio en “ La Pampilla “ hasta setiembre de 1995.** Los datos de proceso que se muestran en el gráfico anterior, para este período, corresponden al petróleo crudo en la entrada y salida de los hornos.

- Período Después

Se refiere al período de tiempo a partir del cual se comenzaron a usar los nuevos intercambiadores 11E-71 A/B para enfriar la corriente de reflujo de LVGO y mantener el control de la temperatura de tope de UDV. **Este esquema de operación se viene dando en “ La Pampilla “ desde Abril de 1997.** El incremento en la recuperación de calor por el lado crudo que se conseguirá al emplearse estos nuevos equipos, permitirá una reducción en el consumo de combustibles en los hornos de UDPI. Para ambos casos consideramos como combustible para los hornos Residual 500.



## CONSUMO DE COMBUSTIBLE EN LOS HORNOS 11H-1 A/B EN EL PRIMER CASO

### Calor de Combustión ( $Q_c$ ) del Residual 500

Para determinar este calor de combustión emplearemos la siguiente relación

$$Q_c = 0.234 * q ( \text{BPD} ) * \text{den} ( \text{lb/ft}^3 ) * \text{c.e} ( \text{Btu/lb}^{\circ}\text{F} ) * ( t_s - t_i ) / \eta$$

donde :

- q : Flujo volumétrico de crudo ( BPD )
- den : Densidad del crudo ( lb/ft<sup>3</sup> )
- c.e : Calor específico ( Btu/lb\*°F )
- t<sub>i</sub> : Temperatura de ingreso del crudo a los hornos (°F )
- t<sub>s</sub> : Temperatura de salida del crudo de los hornos (°F )
- η : Eficiencia del horno.

reemplazando datos en la ecuación anterior :

$$Q_c = 0.234 * 32000 * 0.44.856 * 0.698 * ( 700 - 417 ) / 0.614$$

$$Q_c = 108000000 \text{ Btu / hr}$$

Flujo Volumétrico del Residual 500, Q ( BPD )

Las características físicas del residual 500 empleados para efecto de cálculo será :

- °API : 15
- g.e 60/60 : 0.966
- Kuop : 11.7

La potencia inferior del residual 500 es de 10000 Kcal / Kg ó 18038 Btu / lb. El volumen de combustible ( Q ) quemado en los hornos 11H-1 A/B será :

$$Q = ( 1 / ( 0.234 * DEN )) * ( Q_c / P.I )$$

donde :

DEN : Densidad del combustible ( lb/ft<sup>3</sup> )

PI : Potencia Inferior del combustible ( Btu/lb )

Q<sub>c</sub> : Calor de combustión del combustible ( Btu/lHr )

reemplazando datos, tenemos :

$$Q = ( 1 / ( 0.234 * 0.966 * 62.3 )) * ( 108000000 / 18038 )$$

$$Q = 425 \text{ BPD}$$

El consumo de combustible para el segundo caso es calculado en forma idéntica al primer caso. El cuadro adjunto se muestra en forma comparativa el ahorro de combustible que se espera conseguir en los hornos de UDPI, al instalar los nuevos intercambiadores 11E-71 A/B en el circuito de precalentamiento del crudo.

El beneficio anual que se espera conseguir en los hornos 11H-1 A/B debido al menor consumo de combustible será del orden de 121 MUS\$ / Año.

### Cuadro Comparativo del Ahorro de Combustible en los Hornos 11H-1 A/B

VARIABLES DE PROCESO EN UDPI	PRIMER CASO	SEGUNDO CASO	BI/D	US\$/BI	MUS\$/AÑO
Carga de procesamiento	32MBPD	32MBPD			
°API del crudo	26	26			
Ingreso del crudo a Hornos	417°F	430°F			
Salida del crudo de Hornos	700°F	700°F			
Carga a UDV	17MBPD	17MBPD			
Producción de LVGO	1284BPD	1284BPD			
η % del LVGO	7.55%	7.55%			
Tope de UDV	162°F	162°F			
Consumo de combustible en Hornos	425BPD	402BPD	23	14.4 ( 1 )	121

( 1 ) Precio promedio del Residual 500 en el primer trimestre de 1996.

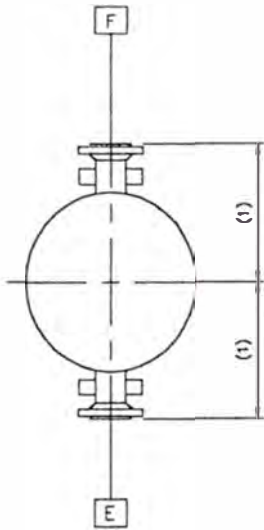
## ANEXO No.7

### PLANOS RELACIONADOS CON EL DESARROLLO DE ESTE TRABAJO

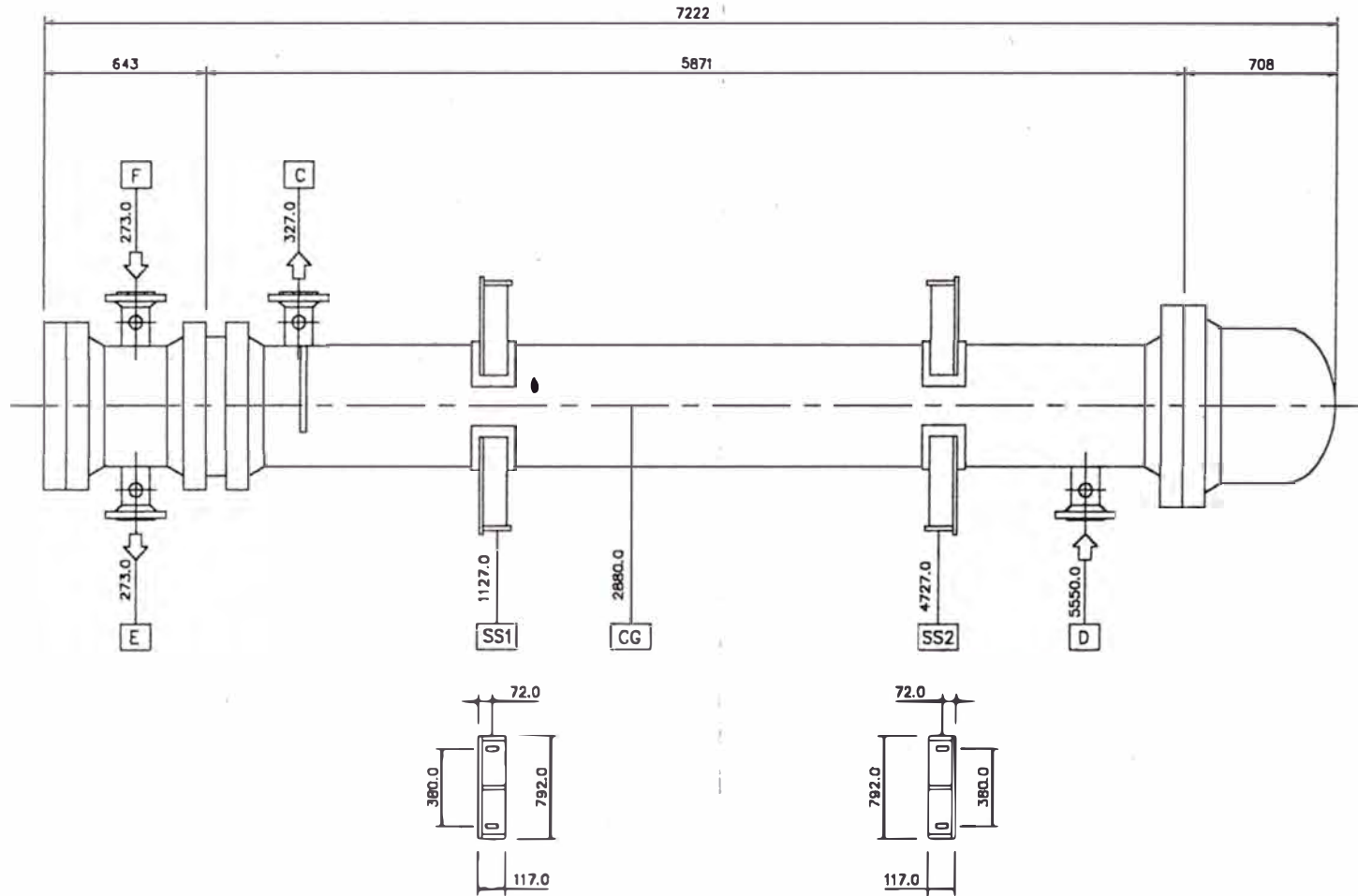
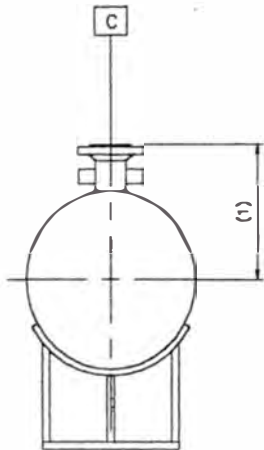
- Planos de los Nuevos Intercambiadores 11-E71 A/B.
- Planos de la Instalación de los 11-E71 A/B y las Nuevas Bombas de Fondo 11-P 17 A/B.

RLP - 96 - 11Q - 038	Plano de Ubicación
RLP - 96 - 11Q - 039	Plano de Obra Civil
RLP - 96 - 11Q - 040	Plano de Obra Civil
RLP - 96 - 11Q - 041	Plano de Obra Civil
RLP - 96 - 11L - 051	Plano de Obra Metal Mecánica

HEAD VIEW



SHELL VIEW



NOZZLES				COUPLINGS / SUPPORTS				DESIGN SPECIFICATIONS		SHELL	TUBE
Label	Size	Description	Project	Label	Size	Description	Project	Design Pressure	bar	13.7	13.7
E	168.3 O.D.	150# ANSI W.N.	666.0	SS1	2 24.0	Bolt Holes	663.0	Test Pressure	bar	Code	Code
F	168.3 O.D.	150# ANSI W.N.	666.0	SS2	2 24.0 x 48.0	Slots	663.0	Design Temperature	C	150	150
C	168.3 O.D.	150# ANSI W.N.	666.0	SS3	2 24.0	Bolt Holes	663.0	Number of passes		1	4
D	168.3 O.D.	150# ANSI W.N.	666.0	SS4	2 24.0 x 48.0	Slots	663.0	Corrosion Allowance	mm	3.2	3.2
								Radiographing		Spot	Spot

Wt Empty: 8288 Full: 11943 Bundle: 5338

Company PETROPERU S.A.  
 Location LA PAMPILLA  
 Service of Unit: TOPPING UNIT N.1  
 Item N: 1  
 Date: 09/04/98

Rev. N: 1

**B-JAC International, Inc.**  
 Midlothian, Virginia

ASME: Sec. VIII Div. 1  
 TEMA: Type: AES  
 SIZE: 890 6096  
 TEMA: Class R

SETTING PLAN

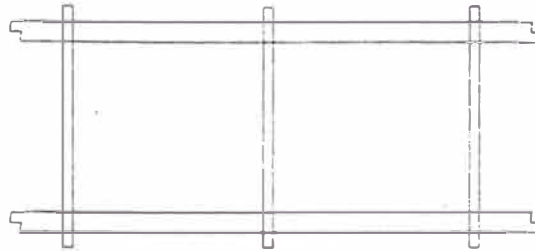
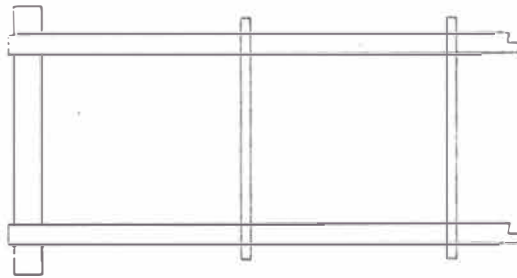
Dwg N°  
 PL-01

Rev.  
 1

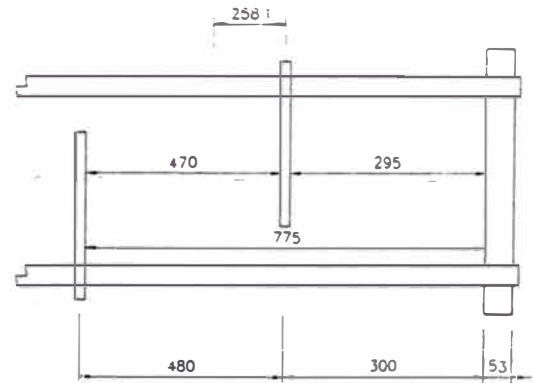
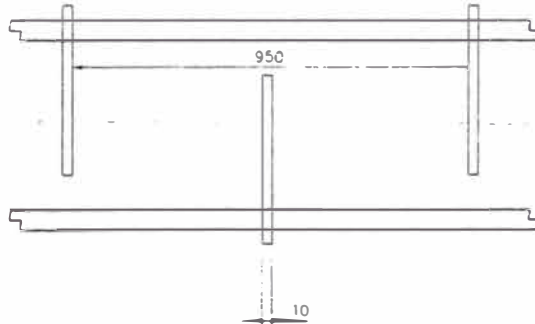
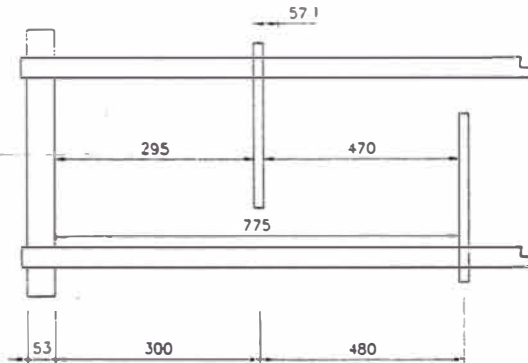
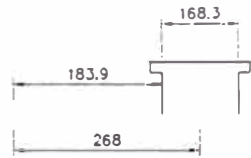
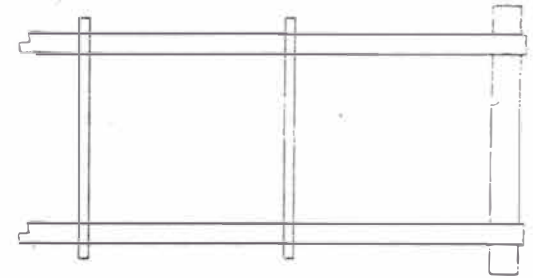
Component	O.D.	Thk.	Materials of Construction	Dimensions: mm		
Nozzle E Inlet	168.3	11.0	150 # ANSI W.N. Flg SA-105 on SA-106 Gr B Sml Steel Pipe			
Nozzle F Outlet	168.3	11.0	150 # ANSI W.N. Flg SA-105 on SA-106 Gr B Sml Steel Pipe			
Nozzle C Inlet	168.3	11.0	150 # ANSI W.N. Flg SA-105 on SA-106 Gr B Sml Steel Pipe			
Nozzle D Outlet	168.3	11.0	150 # ANSI W.N. Flg SA-105 on SA-106 Gr B Sml Steel Pipe			
Shell Cylinder	914.0	12.0	SA-515 Gr 70 Steel Plt			
Front Head Cylinder	914.0	12.0	SA-515 Gr 70 Steel Plt			
Front Head Cover	1014.0	70.0	SA-515 Gr 70 Steel Plt (Flat Cover)			
Rear Head Cover	853.0	18.0	SA-515 Gr 70 Steel Plt (Dished Cover)			
Shell Cover	1016.0	12.0	SA-515 Gr 70 Steel Plt (Ellipsoidal Cover)			
Front Tubesheet	943.0	53.0	SA-515 Gr 70 Steel Plt			
Rear Tubesheet	880.0	53.0	SA-515 Gr 70 Steel Plt			
Front Head Flange at Ts	1014.0	67.0	SA-105 Carbon Steel Forg (Hub Flange)			
Rear Head Flange at Ts	946.0	71.0	SA-105 Carbon Steel Forg (Ring Flange)			
Front Head Flange at Cov	1014.0	67.0	SA-105 Carbon Steel Forg (Hub Flange)			
Front Shell Flange	1014.0	67.0	SA-105 Carbon Steel Forg (Hub Flange)			
Rear Shell Flange	1115.0	93.0	SA-105 Carbon Steel Forg (Hub Flange)			
Shell Cover Flange	1115.0	73.0	SA-105 Carbon Steel Forg (Hub Flange)			
Inlet Flange Rear Ts	946.0	101.0	SA-105 Carbon Steel Forg (Ring Flange)			
Front Head Gasket at Ts	943.0	3.2	Flt Metal Jkt Asbestos Soft Steel (Periph. Width 13.0 mm)	Design Pressure	bar	Shell Side 13.7 Tube Side 13.7
Rear Head Gasket at Ts	880.0	3.2	Flt Metal Jkt Asbestos Soft Steel (Periph. Width 10.0 mm)	Test Pressure	bar	Code Code
Front Head Gasket at Cov	943.0	3.2	Flt Metal Jkt Asbestos Soft Steel (Periph. Width 13.0 mm)	Design Temperature	C	150 150
Front Shell Gasket	943.0	3.2	Flt Metal Jkt Asbestos Soft Steel (Periph. Width 13.0 mm)	Number of Passes		1 4
Shell Cover Gasket	1044.0	3.2	Flt Metal Jkt Asbestos Soft Steel (Periph. Width 13.0 mm)	Corrosion Allowance	mm	3.2 3.2
Front Hd Bolting at Ts	18.0		SA-193 B7 Steel Blt (48 Bolts on 974.0 mm B.C.)	Radiographing		Spot Spot
Rear Hd Bolting at Ts	16.0		SA-193 B7 Steel Blt (56 Bolts on 908.0 mm B.C.)	TEMA Type: AES	Size: 890-6096	Area: 251 m2
Front Hd Bolting at Cov	18.0		SA-193 B7 Steel Blt (48 Bolts on 974.0 mm B.C.)	Tube Type: Plain	# Hoies: 688	Length: 6096 mm
Shell Cover Bolting	18.0		SA-193 B7 Steel Blt (48 Bolts on 1075.0 mm B.C.)	Tube Type: Plain	Tube-Ts Joint: Expanded-2Grv	
Tubes	19.05	2.1	SA-179 Sml C Steel Tube (Plain Tubes)	Baffle Type: Single Seq.	Cut: 25% H	No: 12
Baffles	886.0	10.0	SA-36 Steel Plt	Baffle Spacing (C-C): 480		Inlet: 300 mm
Shell Supports		13.0	SA-36 Steel Plt	Impingement Protection: On Bundle		
				Code: ASME Sec.VIII Div.1		TEMA Class: -
				Wt Empty: 8289	Full: 11943	Bundle: 5339 kg
				Drawn By:	Ckd By:	Appd By:
				Dwg No.:	Rev:	Date:
				Company: PETROPERU S.A. Location: LA PAMPILLA Service of Unit: TOPPING UNIT N1 Item No.: Date: 9/4/96 Rev No.: 1		
				B-JAC International, Inc. Midlothian, Virginia		
				BILL OF MATERIAL		
				Dwg No.:	PC-02	Rev: 1

TOP VIEW

FRONT



REAR



SIDE VIEW

Company PETROPERU S.A.  
 Location LA PAMPILLA  
 Service of Unit: TOPPING UNIT N 1  
 Item N: 1  
 Date: 09/04/96

Rev. N: 1

B-JAC International, Inc.  
 Midlothian, Virginia

BILL OF MATERIAL

Dwg N: PL-03

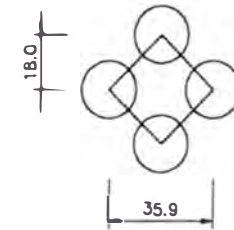
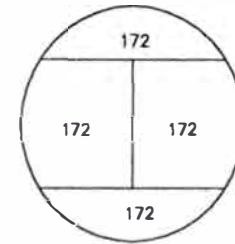
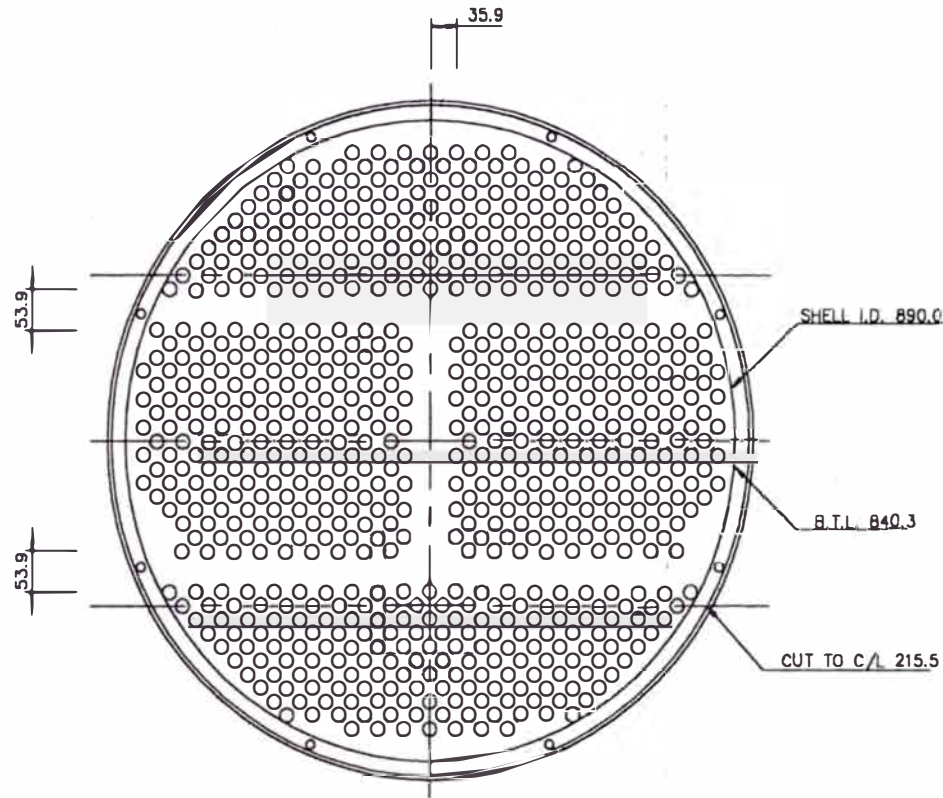
Rev. 1





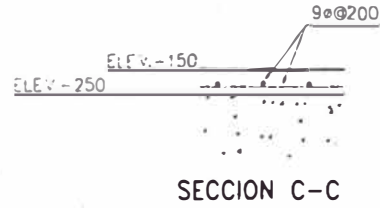


39 7  
 38 12  
 37 13  
 36 14  
 35 15  
 34 16  
 33 17  
 32 18  
 31 19  
 30 20  
 29 21  
  
 28 20  
 27 20  
 26 20  
 25 22  
 24 20  
 23 22  
 22 20  
 21 22  
 20 20  
 19 22  
 18 20  
 17 22  
 16 20  
 15 20  
 14 18  
 13 18  
 12 18  
  
 11 21  
 10 20  
 9 19  
 8 18  
 7 17  
 6 16  
 5 15  
 4 14  
 3 13  
 2 12  
 1 7

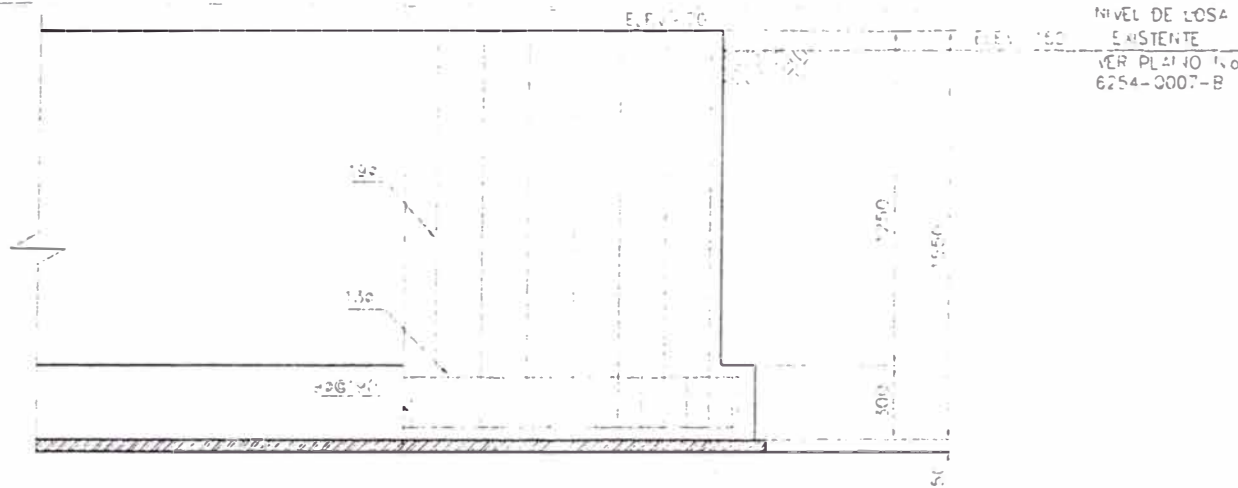


888

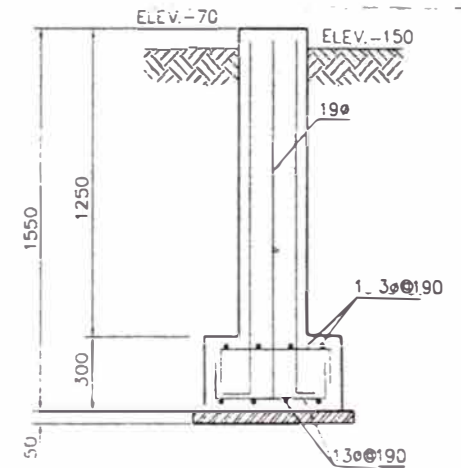
Number of Tube Holes	688	Tie Rod Locations		Company PETROPERU S.A. Location LA PAMPILLA Service of Unit: TOPPING UNIT N.1 Item N°:1 Date: 09/04/96	
Tube Outside Diameter	19.0 mm	A	-167.6 -399.3		
Tube Pitch	25.4 mm	B	-385.4 -197.6		
Tube Pattern	Rotated Square	C	-385.4 197.6		
Tube Passes	4 Mixed	D	-167.6 399.3	Date: 09/04/96	
Number of Tie Rods	8			Rev. N°: 1	
Tie Rod Diameter	12.7 mm			<b>B-JAC International, Inc.</b> Midlothian, Virginia	
Baffle Diameter	885.2 mm			Tubesheet Layout	
Baffle Type	Single Segmental			Dwg N°	Rev.
Baffle Cut	26%			PL-05	1



SECCION C-C



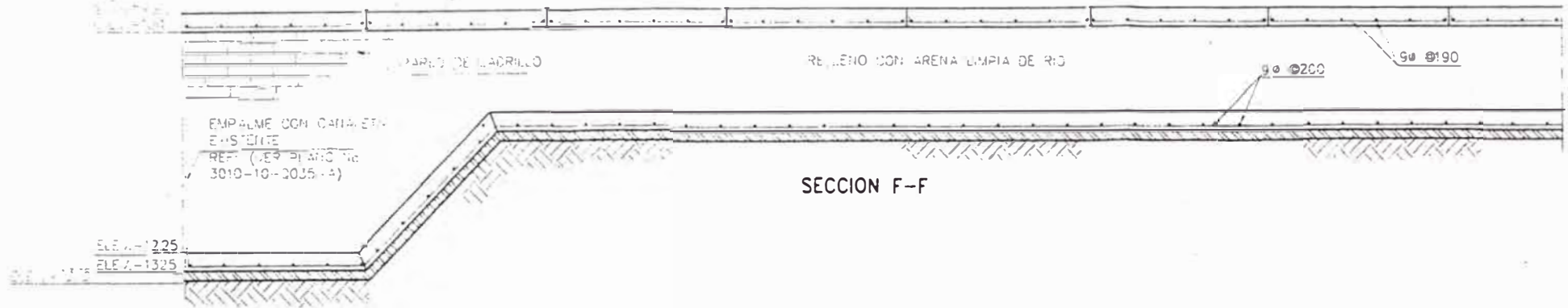
SECCION B-B



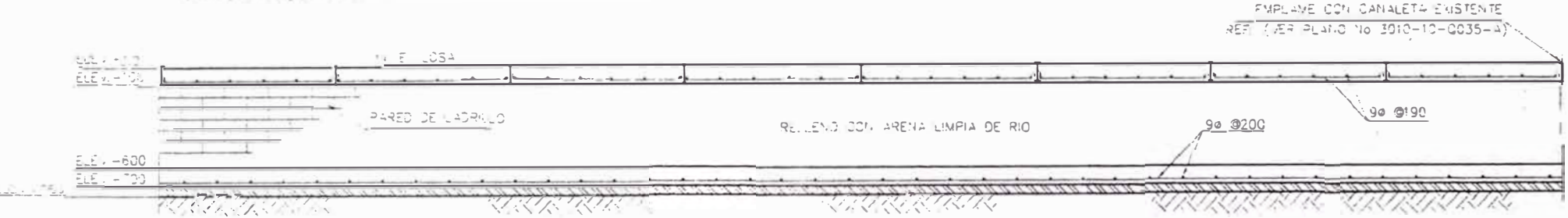
SECCION A-A

NOTA  
 - CORTES Y SECCIONES DEL PLANO  
 No. P.P.-96-11Q-038  
 - MEDIDAS EN MILIMETROS

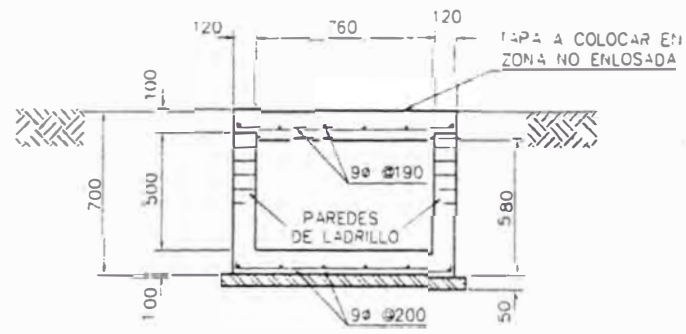
		<b>PETROLEOS DEL PERU</b>	
		REFINERIA LA PAMPILLA - DEPARTAMENTO TECNICO	
		PROYECTO No:	
		CORTES Y SECCIONES MOSTRANDO LA ARMADURA DE ACERO DEL NUEVO MURO DE CONCRETO	
		Diseñador: F.G.B. / F.M.L.	Plano No:
		Revisado: F.M.L.	<b>RLP-96-11Q-040</b>
		Aprobado:	Escala: 1:25
1	08/07/96	EMITIDO PARA REVISION	Fecha: JUL-96
		Director: W. ROMAN MARCANI	Ident. No: 001-PAM06



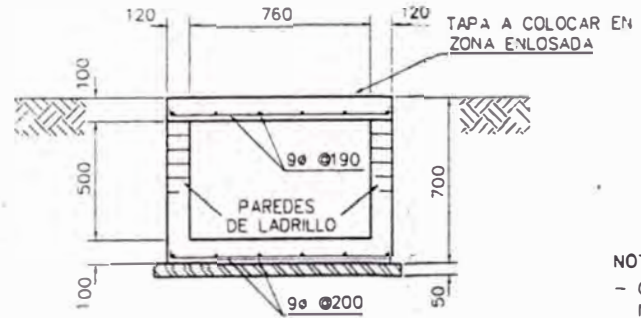
SECCION F-F



SECCION E-E



SECCION G-G



SECCION D-D

NOTA:  
 - CORTES Y SECCIONES DEL PLANO  
 No RLP-96-110-038  
 - MEDIDAS EN MILIMETROS

**PETROLEOS DEL PERU**  
 REFINERIA LA PAMPILLA - DEPARTAMENTO TECNICO

PROYECTO No:  
**CORTES Y SECCIONES DE NUEVA CANALETA  
 PARA CABLEADO ELECTRICO DE BOMBAS DE  
 UDP I Y VACIO**

Medio: F.C.B. F.M.L. No:  
**RLP-96-11Q-041**

08.07.96 EMITIDO PARA REVISION  
 Fecha Descripcion

Por W. ROMAN MARCANI I. Mr 001-PAM07

plano 1

plano2

plano3

## BIBLIOGRAFIA

1. DONALD KERN : TRANSFERENCIA DE CALOR
2. R.N. WATKINGS : Petroleum Refinery Distillation, Vacuum Tower.
3. Pierre WUITHER : Refino y Tratamiento Químico.
4. W.L. NELSON : Petroleum Refinery Engineering
5. Katz Cornell : Handbook of Natural Gas Engineering
6. Hougen Watson : Principios de los Procesos Químicos. Tomo I.
7. Warren L. McCabe : Unit Operations of Chemical Engineering
8. MANUFACTUR DATA : Unidad de Vacío, Flow Sheets, etc.  
REF.LA PAMPILLA
9. A.S.FOUST : Principios de Operaciones Unitarias
10. MATTHEW VAN WINKLE : Distillation
11. E. CONTRERAS C. : Optimización de la Unidad de Destilación al Vacío de la Refinería La Pampilla.
12. Manual de Operaciones de UDPI y UDV. : PETROPERU