



Petroquímica Morelos S.A. de C.V.
Dirección General
Auditoria de Seg. Inds. y Protecc. Amb.
Suptcia. de Protección Ambiental

**Auditoria de Desechos a la
Planta de Etileno
aplicando la metodología
de Producción + Limpia**

Equipo de trabajo

Biol. Miguel Morales M.
Ing. Rosalino Ortíz M.
Biol. Jaime Hernández V.
Ing. Brenda El Olgún F.

Agosto-2002



Reducción de la contaminación en el origen en la Planta de Etileno aplicando la metodología de producción + limpia

Resumen

Para el presente trabajo, se empleó la herramienta de eco-balance al proceso de producción de etileno siguiendo la guía del manual de auditoría y reducción de emisiones y residuos industriales de Producción + Limpia de PNUMA-ANUDI, 1999.

Debido a que la planta ha llevado a cabo mejoras ambientales en los últimos años, sólo se localizó un punto crítico de generación de residuales en el proceso: aportación en operación normal de 3.0 ton/día como masa de contaminantes medida como DQO que se envía hacia tratamiento de efluentes vía el agua de apagado y de aproximadamente 9000 lts. de hidrocarburos, que por las características de la corriente en contenido de Benceno, Tolueno y Xileno, se registran concentraciones fuera de norma; sobre todo del primero en el medio ambiente laboral.

En este sentido, se registró un área de oportunidad de mejora en la Planta de Etileno al plantearse el cambio del destino del diesel de lavado que se introduce en las unidades de compresión y que se capta en el tanque separador FA-121 para su envío directamente al tanque TV-3407 de la Planta de Generación de Vapor para su uso como combustible alterno, teniéndose como ventajas para la Planta de Tratamiento de Efluentes lo siguiente: A) la eliminación por un lado de la concentración de **BTX en el medio ambiente laboral**, B) la reducción de **2.8 ton/día de masa de contaminantes** medida como DQO en la Planta de Tratamiento de Efluentes, C) la eliminación de los **contaminantes que actualmente impactan el nivel freático** de esta área y de **los lodos del tratamiento primario** haciéndolos peligrosos solo por su contenido de hidrocarburos totales del petróleo y no por BTX.

Desde el punto de vista económico; de efectuarse el proyecto, se tendría un **potencial beneficio neto de \$ 158,000.00 en el primer año y de \$ 688,000.00 en los posteriores**, por concepto de dejar de pagar el tiempo insalubre a 16 trabajadores de la tripulación de la Planta de Tratamiento de Efluentes y de 25 trabajadores de las especialidades de mantenimiento civil, plantas, eléctrico y mecánico, teniendo el proyecto un Periodo Simple de Recuperación de la Inversión (**P.S.R.I.**) de **0.7 años**.

Finalmente la consecución de este proyecto, se deberá ligar con otro que tiene que ver con el envío del agua de apagado del FA-121 (libre de hidrocarburos) directamente a los Biorreactores del Tratamiento Secundario, ya que actualmente esta agua con el diesel de lavado llega a los tanques horizontales TH-4506 A/B/C/D, en donde se separa el aceite-agua, y la purga del agua es canalizada hacia el tratamiento primario de efluentes.

Introducción.

La producción más limpia es la aplicación continua de una estrategia de prevención ambiental aplicada a procesos, productos y servicios para aumentar la ecoeficiencia de la industria y disminuir riesgos al ser humano y al ambiente (UNEP,1998).

Para alcanzar el Desarrollo Sostenible existen programas macro (mundiales) y conceptos, que tienen como finalidad definir un marco conceptual y de comportamiento a gobiernos, empresas y habitantes del planeta. Dentro de estos programas se destaca la Agenda 21. Para cumplir con estos programas macro es necesario que las empresas definan una estrategia ambiental. Las estrategias establecidas a nivel empresarial siguen los lineamientos de los programas macro, y las más conocidas a nivel mundial son la Ecoeficiencia, divulgada por el World Bussiness Council for Sustainable Development, la Producción más Limpia, en la cual la UNEP ha hecho importantes contribuciones para su divulgación y aplicación y el mercadeo verde. Estas tres estrategias no son opuestas sino complementarias.

Una vez la empresa ha definido su estrategia ambiental, el proceso de implementación de la misma se realiza por medio de un Sistema de Manejo o Gestión Ambiental. Un *Sistema de Manejo Ambiental (SMA)*, consiste en un proceso de mejoramiento continuo del desempeño ambiental por medio de cuatro fases: Planear- Hacer - Revisar – Mejorar. (Figura 1).

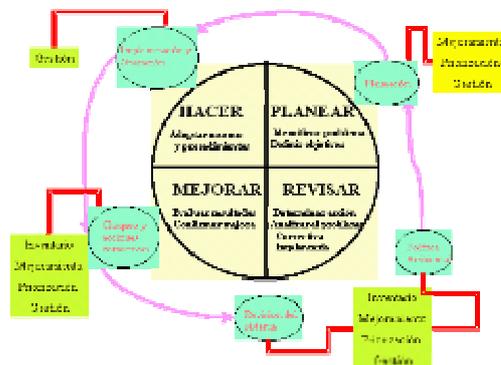


Figura 1 - Relación entre el Ciclo de Mejoramiento Continuo, los SMA y el Requerimiento de Herramientas

Dependiendo del objetivo primario que cumpla la herramienta, bien sea apoyar la gestión empresarial, realizar un diagnóstico ambiental de los procesos y productos, priorizar las áreas de acción ambiental o mejorar los productos y/o procesos, se definirá cual se empleará, ya que estos objetivos están relacionados con el ciclo de manejo de la gestión ambiental que contempla la definición de una estrategia, la planeación, la implantación, el control y la revisión

Para el caso particular del presente trabajo, se empleó la herramienta de eco-balance.

El eco-balance es una herramienta de identificación de los impactos ambientales de un proceso de producción, incluyendo los impactos asociados con las entradas de materia y energía, y el consumo de los productos y subproductos.

Un eco-balance es similar a un análisis de ciclo de vida. La principal diferencia radica en que los impactos son atribuidos a unidades físicas y no a unidades funcionales del uso de un producto.

Desarrollo.

Capítulo I Metodología de Producción + Limpia.

Para el presente trabajo, se empleó la herramienta de eco-balance al proceso de producción de Etileno siguiendo la guía del manual de auditoría y reducción de emisiones y residuos industriales de Producción + Limpia de PNUMA-ANUDI, 1999 (Figura 2).

Debido a que esta planta ha estado realizando en los últimos años mejoras en la reducción de sus residuales en el origen, solo se identificó un punto crítico de aportación de residuales con destino en su situación actual a la planta de tratamiento de efluentes vía la corriente de apagado, misma que presenta alta concentración de compuestos aromáticos.

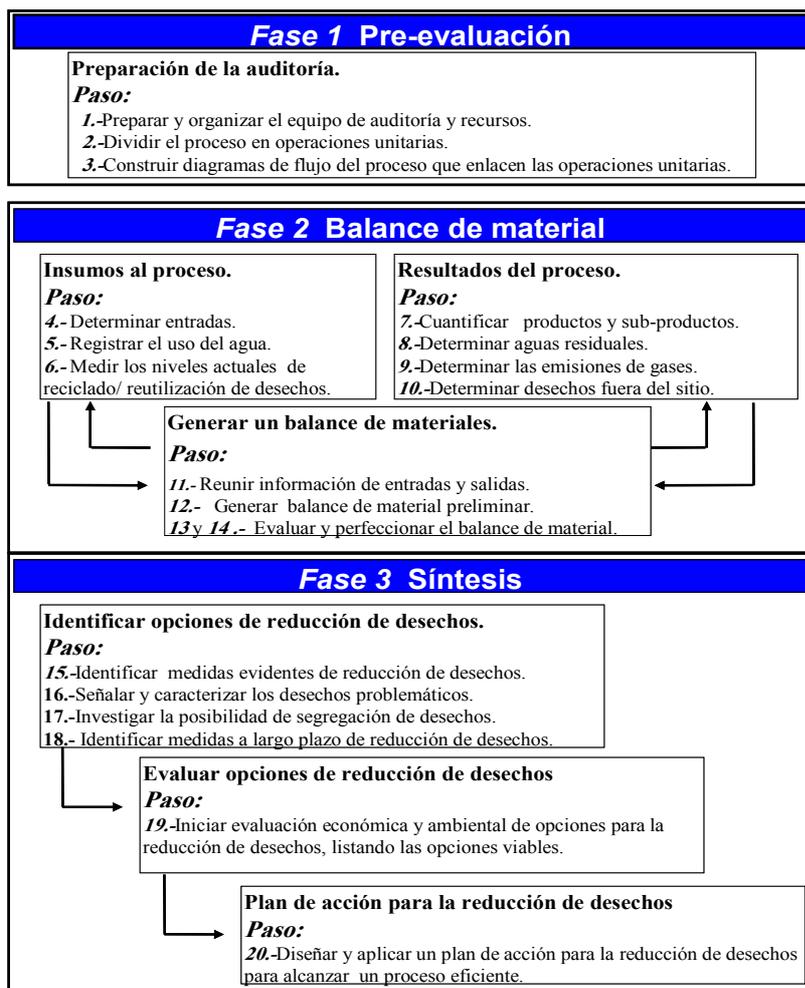


Figura 2 – Guía rápida de referencia para evaluaciones de P + L

CAPÍTULO I

ANTECEDENTES Y BASE DE CÁLCULOS

DESCRIPCION DEL ENTORNO DEL ETILENO.

El incremento en la oferta del etileno ha puesto presión a la baja de los precios en el mercado spot. Los costos de producción se han incrementado ligeramente debido a la alza en el costo de la materia prima. En Europa la demanda del monómero y sus derivados ha disminuido durante la primera quincena de Agosto del 2002. En Asia los precios se han incrementado fuertemente debido a los paros por mantenimiento en Japón, Korea y Taiwan.

Las condiciones del mercado del etileno en Estados Unidos durante la primera quincena de Agosto del 2002 continua siendo orientada por la inestabilidad de la oferta y la demanda. El incremento en la materia prima pone más y más presión sobre los precios spot, lo cual finalmente logrará un impacto en los precios de contrato en el corto plazo. El incremento en la capacidad de producción disponible se pospone por los paros no programados de la planta de Exxon Mobile en Houston por un periodo de tiempo indeterminado, al mismo tiempo Shell reinicia sus operaciones de la planta de Deer Park en Texas. Una reducción de los rangos operativos de producción para finales de agosto anticipa una demanda ligeramente fuerte para septiembre.

El entorno mundial en general es crítico, los productores de derivados de etileno manifiestan estar enfrentando baja demanda de sus productos y una caída considerable en los precios. Por su parte, Celanese, LTD. (quien es el cliente nacional consumidor de etileno) anunció que se encuentra impulsando una fuerte campaña de redireccionamiento de sus negocios a fin de reducir sus costos e incrementar eficiencia. Este anuncio contempla la racionalización de costos y los niveles de producción del acetato de vinilo y ácido acético con la intención de disminuir la sobrecapacidad en estos mercados, lo que puede implicar cambios en su estrategia de producción en su Complejo Cangrejera.

Descripción del proceso. (600,000 TMA)

El objetivo del proyecto es modernizar e incrementar la capacidad de producción de la Planta de Etileno existente de Petroquímica Morelos, S.A. de C.V., de 500,000 TMA a 600,000 TMA, lo que significa un aumento en la producción en 100,000 TMA.

Función de la planta y tipo de proceso.

La función de la unidad de etileno es la producción de etileno de alta pureza mediante el craqueo térmico de la alimentación de etano fresco y etano/propano recirculado.

En la sección de fraccionamiento de la unidad, se procesará además de las corrientes asociadas con la producción de etileno, una corriente rica en etileno proveniente de las purgas de la planta de polietileno del mismo centro petroquímico.

La unidad de etileno será capaz de producir y separar las siguientes corrientes de subproductos:

- Corriente rica en Hidrógeno
- Corriente rica en Metano
- Propileno de alta pureza
- Propano
- C4 producto
- C5 y pesados (Gasolina Pirolítica)

Capacidad, rendimiento y flexibilidad.

La capacidad actual de la planta es de 500,000 TMA de etileno producto, con un factor de servicio de 330 días de operación por año (7,920 horas de operación por año). Con las modificaciones que se realizarán a la planta, se podrá alcanzar el incremento a 600,000 toneladas métricas por año con el mismo factor de servicio.

La sección de fraccionamiento de la planta de etileno procesará, además de las corrientes asociadas con la producción de etileno, 525 Kg por hora de una corriente de gas de purga rica en etileno proveniente de la planta de polietileno del mismo centro petroquímico.

Para incrementar la capacidad de producción de etileno, se efectuarán modificaciones en cuatro hornos de pirolisis que garanticen la capacidad de ampliación, con un consumo máximo de 1.3 Kg. de etano fresco por Kg. de etileno producto.

En caso de que los equipos y/o condiciones de operación de la planta no cumplan, esta relación en peso será de 1.29 Kg., medido solo para los 4 hornos modificados.

Es importante señalar que para este proyecto de ampliación de la planta de etileno de Petroquímica Morelos, S.A. de C.V., se considera que en los 6 hornos que no se modificarán, se mantendrán las condiciones originales de diseño (una relación en peso de 1.292 Kg. de etano fresco por Kg. de etileno producto) en particular el consumo y la eficiencia de materiales y de energía. Sobre esta base y con la modificación de 4 de los hornos existentes se alcanzará el incremento a las 600,000 TMA de etileno producto.

La descripción de la planta de etileno se dividirá en las siguientes secciones:

- Sección 100 “Pirólisis y Torre de Apagado”
- Sección 200 “Compresión y Tratamiento Cáustico”
- Sección 300 “Enfriamiento Criogénico y Desmetanización”
- Sección 400 “Fraccionamiento”
- Sección 500 “Compresión de Propileno”
- Sección 600 “Compresión de Etileno”

Sección 100 pirólisis.

La sección de pirólisis esta integrada por diez hornos, cuatro de ellos se modificarán para alcanzar la ampliación de producción de la Planta de Etileno y los seis hornos restantes no serán modificados, éstos últimos operan con dos sobrecalentadores de vapor.

La alimentación de etano fresco se mezcla dentro de los límites de batería de la planta de etileno, con el etano y el propano de recirculación proveniente de las áreas de fraccionadores de etileno DA-402 y de propileno DA-406 respectivamente. A dicha mezcla se le incorpora una corriente de mercaptanos, con la cual se regula la concentración de azufre en la alimentación a pirólisis. Mediante esta regulación se consigue inhibir la formación de monóxidos de carbono en los serpentines del horno.

La carga resultante se precalienta en el cambiador EA-111.m por medio de agua caliente proveniente de la torre de apagado DA-101.m, posteriormente se mezcla con vapor de dilución y se carga a los hornos de pirólisis modificados BA-101m/102m/109m/110m y a los hornos existentes que no serán modificados BA-103/104/105/106/107/108.

El efluente gaseoso de los hornos de pirólisis, se envía a los cambiadores de calor de línea de transferencia (TLE).

Los efluentes de pirólisis de los hornos modificados BA-101.m/102.m/109.m/110.m, se envían a los nuevos TLE EA-101 A.r/B.r /102 A.r/B.r /109 A.r/B.r /110 A.r/B.r. El efluente gaseoso de los hornos que no se modificarán BA-103/104/105/106/107/108, se envía a los TLE EA-103/104/105/106/107/108. Mediante este intercambio de calor se logra el enfriamiento súbito de los efluentes gaseosos de los hornos, con el fin de dar término a la conversión de los hidrocarburos.

El calor extraído por el enfriamiento de los efluentes de pirólisis en los TLE, se utiliza para la generación de vapor a partir del agua saturada que proviene de los acumuladores de vapor que serán modificados FA-101.m/102.m/109.m/110.m, así como de los acumuladores existentes FA-



103/104/105/106/107/108. En cada uno de estos acumuladores se separa vapor saturado de alta presión.

Los hornos modificados se dividen en dos secciones: una de convección y otra de radiación. En la sección de convección se realiza tanto el precalentamiento de carga y de agua de calderas, así como la generación de vapor sobrecalentado de alta presión. En la sección de radiación se lleva a cabo la reacción de conversión de hidrocarburos.

Cada horno modificado operará con un ventilador de tiro inducido y una chimenea de corta altura, para ello, se instalarán cuatro nuevas chimeneas para los cuatro hornos a modificar y éstas sustituirán a las dos chimeneas existentes que dan servicio a los hornos a modificar. La instalación de los ventiladores nuevos tendrá como propósito vencer las caídas de presión de los nuevos bancos de serpentines del horno y con las nuevas chimeneas la planta tendrá mayor flexibilidad de operación por cada horno.

Sección de Convección.

La generación de vapor sobrecalentado de alta presión en los hornos modificados se inicia alimentando directamente el agua de caldera o desmineralizada a un banco nuevo de serpentines que opera como un economizador en la sección de convección, de este banco se obtiene agua saturada a una presión de 51 Kg/cm², que se alimenta al acumulador de vapor, de este último se obtiene por el domo, vapor saturado de alta presión.

Este vapor es enviado a otro nuevo banco de serpentines de la sección de convección, que operará como una primera etapa para el sobrecalentamiento de vapor.

A la salida de este banco el vapor sobrecalentado pasa a un atemperador con agua desmineralizada libre de químicos, con ello se logra mayor generación de vapor, posteriormente el vapor de atemperación se retorna a un nuevo banco de serpentines de la sección de convección que operará como una segunda etapa para el sobrecalentamiento de vapor de alta presión. Finalmente el vapor sobrecalentado de alta presión que se genere en cada horno modificado, se enviará al cabezal principal en el límite de batería de la planta, en el cual se mezclará con el vapor sobrecalentado de alta presión que se genera en los sobrecalentadores BA-601 A/B que operan conjuntamente con los hornos que no serán modificados.

Las nuevas condiciones de operación (1*), en la sección de convección de los hornos a modificar son:

ÁREA DE CONVECCIÓN

BANCO DEL ECONOMIZADOR

| | <u>UNIDAD</u> | |
|---|---------------|--------|
| Flujo de alimentación de agua de calderas | Kg/hr | 26,820 |
| Temperatura de alimentación del agua | °C | 138 |

| | | |
|----------------------------------|-------------------------|------|
| Presión de alimentación del agua | Kg/cm ² man. | 52 |
| Temperatura de salida del agua | °C | 227 |
| Presión de salida del agua | Kg/cm ² man. | 51.8 |

BANCO DE LA PRIMERA ETAPA DE SOBRECALENTAMIENTO DE VAPOR

| | <u>UNIDAD</u> | |
|---------------------------------------|-------------------------|--------|
| Temperatura de alimentación del vapor | °C | 264 |
| Presión de alimentación del vapor | Kg/cm ² man. | 51.0 |
| Temperatura de salida de vapor | °C | 366 |
| Presión de salida de vapor | Kg/cm ² man. | 48.2 |
| Flujo de salida de vapor | Kg/hr. | 26,295 |

ATEMPERADOR (2)

| | <u>UNIDAD</u> | |
|--|---------------|--------|
| Flujo de agua de calderas | Kg/hr | 924 |
| Temperatura de entrada de agua de calderas | °C | 138 |
| Temperatura de entrada de vapor | °C | 366 |
| Temperatura de salida de vapor | °C | 332 |
| Flujo de salida de vapor | Kg/hr | 27,218 |

BANCO DE LA SEGUNDA ETAPA DE SOBRECALENTAMIENTO DE VAPOR

| | <u>UNIDAD</u> | |
|--------------------------------------|-------------------------|--------|
| Temperatura de alimentación de vapor | °C | 332 |
| Presión de alimentación de vapor | Kg/cm ² man. | 47.7 |
| Temperatura de salida de vapor | °C | 404 |
| Presión de salida de vapor | Kg/cm ² man. | 45.6 |
| Flujo de salida de vapor | Kg/hr. | 27,218 |

BANCO PARA PRECALENTAMIENTO DE CARGA

| | <u>UNIDAD</u> | |
|-----------------------------|-------------------------|--------|
| Temperatura de alimentación | °C | 120 |
| Presión de alimentación | Kg/cm ² man. | 5.2 |
| Temperatura de salida | °C | 650 |
| Presión de salida | Kg/cm ² man. | 3.4 |
| Flujo de entrada (3) | Kg/hr. | 27,983 |

Sección de Radiación.

El serpentín de radiación existente de 6.5" de diámetro x 9 pasos x 4 serpentines por horno, con un tiempo de residencia de 0.85 seg. Se reemplazara en los cuatro hornos a modificar, por uno nuevo de 6" de diámetro x 5 pasos x 8 serpentines.

El nuevo arreglo de serpentines dará menor tiempo de residencia de 0.55 seg. y menor caída de presión de 0.562 Kg/cm², de esta manera se logrará una alta selectividad y con ello se podrá garantizar un consumo máximo de 1.3 Kg. de etano fresco de alimentación por Kg. de etileno producto.

Así mismo los hornos modificados operarán al 60% de conversión de etano por paso con una relación en peso de vapor de agua/etano de 0.3.

La temperatura de salida de los gases de chimenea será de 180°C a 200°C y la temperatura de salida de los gases de pirólisis provenientes de los TLE será de 316°C promedio.

Las nuevas condiciones de operación de los hornos (*), se indican a continuación considerando que operarán cuatro hornos modificados y cinco hornos existentes sin modificar:

ÁREA DE HORNOS

| | UNIDAD | 4 HORNOS MODIFICADOS | 5 HORNOS SIN MODIFICAR |
|------------------------------------|--------------------|-------------------------|---------------------------|
| Relación de vapor/etano (en peso) | °C | 0.3 | 0.3 |
| Conversión de etano por paso | | 60% | 60% |
| Temp. de conversión de pirólisis | | 820 – 830 | la actual |
| Presión de conversión de pirólisis | Kg/cm ² | 0.8 a 1 | 0.8 a 1 |
| Temp. de salida en los TLE's | ° C | 316, | promedio 300 - 400 |
| Gases de Salida de TLE's | Kg/hr | 111,976 | 96,990 |
| Etileno en gases de los TLE's | Kg/hr | 40,527 | 35,333 |

SECCIÓN 100 TORRE DE APAGADO

El total de gases de pirólisis provenientes de los nuevos TLE's de los hornos modificados y de los TLE's existentes de los hornos sin modificar, se envía al cabezal actual de efluente de hornos de pirólisis, que se alimenta por el fondo a la torre de apagado DA-101.m.

En esta torre los gases de proceso son enfriados por contacto directo con agua de apagado que se alimenta por la parte superior de la misma (desde el Plato No. 1). En esta torre, gran parte del vapor de dilución empleado en los hornos de pirólisis y algo de los hidrocarburos pesados son condensados, enviándose por el fondo al tanque separador de agua de apagado FA-121, en donde se separa en una fase de hidrocarburos y una fase acuosa.

La fase de hidrocarburos pesados (gasolina), se mezcla con la gasolina de pirólisis proveniente de los fondos de la columna debutanizadora DA-405 y la mezcla es enviada como gasolina a límite de baterías.

La fase acuosa caliente, se usa como medio de calentamiento de equipos; en el precalentador (EA-111.m) de gas de carga a los hornos de pirólisis, en el rehervidor (EA-424) de la torre de la fraccionadora de propileno DA-406, en el precalentador (EA-204.m) del gas de carga a la torre DA-201 y en el calentador (EA-213) del condensado de la cuarta etapa del compresor de gas de carga GB-201.

Por el domo de la torre de apagado se envían los gases de pirólisis ya enfriados al separador FA-201 de la sección de compresión y tratamiento cáustico, en donde se obtiene un condensado que se mezcla con los condensados obtenidos en los otros separadores FA-202/203/204/205 de la sección de compresión.

Las nuevas condiciones de operación de la torre de apagado (*), se indican a continuación:

| DA-101.m, Torre de Apagado | Unidad | Domo | Fondo |
|-----------------------------------|-------------------------|-------------|--------------|
| Temperatura apróx. | ° C | 43.2 | 81.5 |
| Presión | Kg/cm ² man. | 0.69 | 0.83 |
| Flujo de agua de apagado | Kg/hr | 750,000 | 800,000 |
| Temperatura de agua de apagado | ° C | 40 | 50 |
| Flujo de gases del domo | Kg/hr | 169,045 | |
| Flujo de fondos | Kg/hr | | 1,589,940 |

SECCIÓN 200 COMPRESIÓN Y TRATAMIENTO CÁUSTICO

Compresión

La sección de compresión esta integrada por un compresor centrífugo de gas de carga GB-201 que opera en cuatro etapas, por los separadores o tanques de succión FA-201/202/203/204/205/206.m y por los interenfriadores EA-201/202/203/ 210/211/212.

El gas de pirólisis y vapores enfriados que salen del domo de la torre de apagado DA-101.m, son enviados al tanque separador FA-201 y del domo de éste, son alimentados a la primera etapa de compresión.

La corriente con 525 Kg/hr. de gas de purga rica en etileno proveniente de la planta de polietileno de alta densidad de PEMOSA, se alimenta en el tanque de succión FA-202 de la segunda etapa de compresión en donde se mezcla con el gas de la primera etapa de compresión.

En cada etapa de compresión, el gas comprimido y sobrecalentado se enfría por medio de interenfriadores y para este propósito en las etapas 1 a la 3, se usan las unidades EA-201/202/203 respectivamente y en éstos se utiliza como enfriante agua de torre de enfriamiento. La cuarta etapa opera tanto con el interenfriador EA-210 con agua de enfriamiento, así como los interenfriadores EA-211/212, para los cuales se usa propileno refrigerante.

Tratamiento Cáustico

El vapor del separador de descarga de la tercera etapa de compresión, FA-204, se precalienta con agua de apagado en el precalentador de gas de carga EA-204.m, de donde posteriormente se alimenta al fondo de la torre de lavado DA-201, en cuya sección inferior se lleva a cabo un lavado cáustico con sosa y en la parte superior se efectúa un lavado con agua. En esta torre se elimina el CO₂ presente en el gas, obteniéndose un producto de fondos formado por sosas gastadas que fluye al tanque acumulador FA-207, de donde posteriormente se envía a límites de batería.

Una fracción de las sosas gastadas se extrae a través de dos corrientes laterales de la torre, las cuales son recirculadas como corrientes de lavado cáustico junto con las sosas de reposición provenientes de límite de baterías.

Las nuevas condiciones de operación en la torre de lavado cáustico (*), se indican a continuación:

| | | |
|--|------|-------|
| <u>DA-201, Torre de Lavado Cáustico</u> | Domo | Fondo |
| Temperatura apróx. ° C | 46 | 46 |

| | | |
|----------------------------------|-----------|-----------|
| Presión, kg/cm ² man. | 15.47 | 15.97 |
| Flujo de agua de lavado, kg/hr | 6,200 | |
| Flujo de cáustico, kg/hr | el actual | el actual |
| Flujo del FA-204, kg/hr | 162,766 | |

Las nuevas condiciones de la sección de compresión de gas de carga (*), se indican a continuación:

COMPRESOR DE GAS DE CARGA, GB-201 Y EQUIPO AUXILIAR

PRIMERA ETAPA

| | | |
|--------------------------|-------------------------|---------|
| Presión de Succión, | Kg/cm ² man. | 0.60 |
| Temperatura de Succión, | ° C | 42 - 45 |
| Presión de Descarga, | Kg/cm ² man. | 2.65 |
| Temperatura de Descarga, | ° C | 111.6 |

SEGUNDA ETAPA

| | | |
|--------------------------|-------------------------|---------|
| Presión de Succión, | Kg/cm ² man. | 2.40 |
| Temperatura de Succión, | ° C | 43 - 45 |
| Presión de Descarga, | Kg/cm ² man. | 6.69 |
| Temperatura de Descarga, | ° C | 113.4 |

TERCERA ETAPA

| | | |
|--------------------------|-------------------------|---------|
| Presión de Succión, | Kg/cm ² man. | 6.36 |
| Temperatura de Succión, | ° C | 43 - 45 |
| Presión de Descarga, | Kg/cm ² man. | 16.67 |
| Temperatura de Descarga, | ° C | 121.5 |

CUARTA ETAPA

| | | |
|------------------------------------|------------------------------------|--------|
| Presión de Succión, | Kg/cm ² man. | 15.37 |
| Temperatura de Succión, | ° C | 46-48 |
| Presión de Descarga, | Kg/cm ² man. (ver nota) | 38.31 |
| Temperatura de Descarga, | ° C (ver nota 1) | 125.8 |
| Temperatura a la salida del FA-206 | | 15.5 |
| BHP calculados, KW | | 30,933 |

Nota (1) La temperatura y presión indicadas, se refieren a la descarga del compresor antes del interenfriador respectivo

SECCIÓN 300 ENFRIAMIENTO CRIOGÉNICO Y DESMETANIZACIÓN.

Enfriamiento Criogénico

Los gases de pirólisis comprimidos y tratados cáusticamente se envían a una nueva caja de enfriamiento criogénico o núcleo de cambiadores de calor EA-334X, la cual sustituirá a los cambiadores de calor de tubos y coraza existentes EA-302/306/309/311/331. Esta caja o núcleo

esta dividida en varias secciones, las cuales operarán de forma similar a los cambiadores de calor existentes de tubos y coraza ya mencionados, ésta operará seccionalmente, tal y como se indican a continuación:

| EQUIPO EXISTENTE POR SUSTITUIR | EQUIPO NUEVO QUE SUSTITUYE AL EXISTENTE (SECCIONES) |
|--------------------------------|---|
| EA-311 A/B/C/D | EA-334X-A |
| EA-309 | EA-334X-B |
| EA-306 | <i>EA-334X-C</i> |
| EA-302 | EA-334X-D |
| EA-331 A/B | EA-334X-E |

Sección EA-334X-D (Antes EA-302)

La operación del núcleo de cambiadores de calor o caja de enfriamiento EA-334X, consiste en que los gases de pirólisis son enfriados sucesivamente por otras corrientes de recirculación, este proceso se inicia alimentando la corriente de proceso de pirólisis a la sección EA-334X-D de cuatro corrientes o flujos (antes EA-302 de tres corrientes), en esta sección, los tres flujos fríos provienen de distintas corriente tal y como se cita a continuación:

- Una corriente rica en hidrógeno proviene originalmente del domo del último separador criogénico FA-304.m, de éste se hace pasar desde la sección EA-334X-A hasta la sección EA-334X-D.
- Una corriente rica en metano, proviene originalmente del separador FA-310 de la torre demetanizadora DA-301.m, de éste se hace pasar desde la sección EA-334X-A hasta la sección EA-334X-E.
- Una corriente fría de gas residual, proviene originalmente del nuevo turbogenerador GBT-301X, y del separador nuevo FA-331X y de éstos se hace pasar desde la sección EA-334X-A hasta la sección EA-334X-E.

A la salida de la sección EA-334X-D, la corriente de proceso se enfría en los intercambiadores EA-304 / EA-305, de donde se envía al tanque separador FA-301, en éste el condensado separado se envía como alimentación a la torre demetanizadora y el vapor del domo de este tanque se alimenta a la sección EA-334X-C de cuatro corrientes (antes EA-306 de tres corrientes).

Metanador

El vapor de hidrógeno proveniente del calentador EA-330 se envía al área de metanización, en la cual primeramente se precalienta en los EA-321/322 y luego se alimenta al metanador DC-301,

en donde los óxidos de carbono presentes se eliminan al convertirse en metano con la presencia de un catalizador.

De la alimentación al metanador, y antes de entrar a éste, se extrae una corriente rica en hidrógeno para exportación en límites de batería.

Las nuevas condiciones de manejo de hidrógeno desde la sección criogénica hasta límite de batería (*), se indican a continuación:

HIDRÓGENO

| | | |
|-------------------------------------|-------------------------|-------|
| Temperatura apróx. del EA-330, | ° C | 37.8 |
| Presión de salida del EA-330, | Kg/cm ² man. | 33.0 |
| Flujo de hidrógeno para exportación | Kg/hr | 625.3 |
| Flujo de hidrógeno a metanador, | Kg/hr | 92.7 |

El catalizador a usar en la ampliación de la planta, tiene las características siguientes:

Catalizador para Metanización

| | | |
|-------------------|---|--|
| Tipo y fabricante | Sud-Chemie, Tipo C13-4-04 en esferas de 1/4”–1/8” | |
| Número de lechos | Uno | |
| Inventario total | 0.12m ³ | |
| Vida útil | 5 años | |

Torre Demetanizadora

Los condensados generados en la sección de enfriamiento criogénico se fraccionan en la demetanizadora DA-301.m para eliminar su contenido de metano y gases más ligeros.

En esta torre se obtiene por el domo una corriente de vapor rica en metano que se enfría y condensa en el EA-318; posteriormente se pasa al tanque FA-310, por el fondo de la torre se extrae un líquido que se envía al precalentador EA-408 del área de deetanización.

Por otra parte en el tanque FA-310 se obtiene un líquido que se recircula como reflujo de la torre demetanizadora.

Las nuevas condiciones de operación de esta torre (*), se indican a continuación:

| <u>DA-301.m, Demetanizadora</u> | | Domos (Tanque. de reflujo) | Fondos (Producto) |
|---------------------------------|-------------------------|-------------------------------|----------------------|
| Temperatura aprox. | ° C | -81 | -2.1 |
| Presión, | Kg/cm ² man. | 29.93 | 30.20 |

| | | | |
|-------------------------------|-------|--------|---------|
| Reflujo, | Kg/hr | 5,728 | |
| Alimentación a la parte alta, | Kg/hr | 19,888 | |
| Alimentación a la parte media | Kg/hr | 60,957 | |
| Alimentación a la parte baja, | Kg/hr | 71,695 | |
| Flujo, | Kg/hr | 12,059 | 146,210 |

FA-310, Tanque de Reflujo de Demetanizadora

| | | |
|------------------------------|-------------------------|-------|
| Temperatura aproximada, | ° C | -98.6 |
| Presión, | Kg/cm ² man. | 29.33 |
| Flujo directo a EA-334X-A, | Kg/hr | 2,147 |
| Flujo directo a GBT-301X, | Kg/hr | 4,183 |
| Flujo de reflujo a DA-301.m, | Kg/hr | 5,728 |

SECCIÓN 400 FRACCIONAMIENTO

Torre Deetanizadora DA-401

El líquido de fondos de la demetanizadora DA-301.m, se precalienta en el cambiador EA-408, posteriormente se alimenta para su fraccionamiento a la torre deetanizadora DA-401, para separar C2's (etileno/etano/acetileno) de los C3's y más pesados.

El vapor proveniente de los domos de la deetanizadora se condensa parcialmente en el condensador EA-402, posteriormente es enviado al tanque de reflujo FA-401.m, el líquido separado en éste se envía como reflujo a la torre y el vapor destilado que sale del FA-401.m se precalienta en el cambiador EA-403.m y después se mezcla con la corriente proveniente del secador de hidrógeno FF-301; la mezcla resultante se precalienta con vapor en el cambiador EA-406 y posteriormente ésta es procesada en el convertidor de acetileno DC-401&S.

Las nuevas condiciones de operación de esta torre (*), se indican a continuación:

| <u>DA-401, Deetanizadora</u> | | Domos | Fondos |
|---|-------------------------|------------------|--------------|
| | | (Tq. de reflujo) | (Rehervidor) |
| Temperatura aprox. | ° C | -12.1 | 88.4 |
| Presión | Kg/cm ² man. | 23.7 | 24.6 |
| Reflujo | Kg/hr | 65,591 | |
| Relación de reflujo | r/d peso | 0.45 | |
| Alimentación desde demetanizadora, | Kg/hr | 146,210 | |
| Alimentación de lavado de Aceite Verde, | Kg/hr | 8,113 | |
| Alimentación externa | Kg/hr | 0 | |
| Flujo | Kg/hr | 212,029 | 7,885 |

Convertidor de Acetileno DC-401/S

El vapor del tanque de reflujo (FA-401.m) de la deetanizadora, es precalentado y enviado a los convertidores de acetileno DC-401/S, que están integrados por dos reactores de lecho fijo, uno estará en operación y el otro en espera, en éstos reactores es donde los acetilenos son hidrogenados para formar otros productos (etileno, etano, etc.). Los acetilenos se hidrogenan en presencia de un catalizador de paladio, en un reactor de lecho empacado.

El catalizador a usar en la Ampliación de la Planta, tiene las características siguientes:

Catalizador de Hidrogenación de Acetileno

| | |
|-------------------------------------|---|
| Tipo y fabricante | Sud-Chemie, Tipo G-58C en esferas de 2-4 mm |
| Número de lechos | Dos |
| Inventario total (todos los lechos) | 74 m ³ |
| Vida | 10 Años |
| Ciclos | 12-15 meses |

Torre Absorbedora de Aceite Verde DA-403

En la torre absorbadora de aceite verde DA-403, se efectúa un lavado de oligómeros a partir de una extracción del fraccionador de etileno DA-402, esta extracción se utiliza para absorber los hidrocarburos pesados formados por las reacciones secundarias en el convertidor de acetileno DC-401.

Las nuevas condiciones de operación de esta torre absorbadora (*), se indican a continuación:

| DA-403, Torre Absorbedora de Aceite Verde | | Domos | Fondos |
|--|-------------------------|---------|--------|
| Temperatura apróx. | ° C | -17.6 | -17.0 |
| Presión, | Kg/cm ² man. | 20.3 | 20.5 |
| Flujo de líquido de lavado | Kg/hr | 28,000 | |
| Alimentación de gas | Kg/hr | 146,531 | |
| Flujo | Kg/hr | 166,418 | 8,113 |

Fraccionadora de Etileno DA-402

La corriente del secador FF-402, se envía a la torre fraccionadora de etileno DA-402; en ésta se recupera un producto del domo que se condensa parcialmente en el condensador EA-411, de este se envía al acumulador de reflujo de etileno FA-

403 en donde se obtiene un condensado que se envía como reflujo a la torre fraccionadora y el vapor del domo del acumulador que esta formado por hidrocarburos ligeros se recircula al separador FA-203 de la sección de compresión, previo enfriamiento en los cambiadores EA-412 y EA-413.

Del Plato No. 11, del fraccionador de etileno DA-402, se extrae una corriente de etileno líquido que se envía al acumulador FA-409, este etileno líquido se transfiere al vaporizador EA-414 y después al calentador EA-415, intercambiando calor con propileno refrigerante, para posteriormente ser enviado como etileno producto grado polímero a límite de batería.

Las nuevas condiciones de operación de esta torre (*), se indican a continuación:

| <u>DA-402, Fraccionadora de etileno</u> | | Domos (Tq. de reflujo) | Fondos (Rehervidor) |
|--|-------------------------|---------------------------|---------------------|
| Temperatura apróx. | ° C | -32.3 | -6.4 |
| Presión | Kg/cm ² man. | 18.7 | 20.1 |
| Reflujo | Kg/hr | 437,964 | |
| Alimentación | Kg/hr | 166,418 | |
| Flujo de etileno producto | Kg/hr | 75,758 | |
| Flujo de fondos | Kg/hr | | 62,269 |
| Flujo neto de purga | Kg/hr | 391 | |
| Flujo lavado Aceite Verde | Kg/hr | 28,000 | |

Torre Depropanizadora DA-404

Los fondos de la torre deetanizadora DA-401 se alimentan a la torre depropanizadora DA-404; esta torre cuenta con el rehervidor EA-419/S con vapor de baja presión para el fraccionamiento.

En esta torre se obtiene un producto de domo que es condensado en el condensador EA-420 por medio de propileno refrigerante y de este condensador es enviado al tanque de reflujo FA-404, desde el cual parte del condensado se envía como reflujo a esta torre y la otra parte se envía a la fraccionadora de propileno DA-406.

El producto de fondos de la torre depropanizadora DA-404 contiene los hidrocarburos C4 + que son enviados a la torre debutanizadora DA-405.

Las nuevas condiciones de operación de esta torre (*), se indican a continuación:

| <u>DA-404, Depropanizadora</u> | | Domos (Tanque de reflujo) | Fondos (Rehervidor) |
|---------------------------------------|------------------------|------------------------------|------------------------|
| Temperatura apróx. | ° C | 12.7 | 79.8 |
| Presión | Kg/cm ² man | 7.2 | 8.1 |
| Relación de reflujo | peso | 0.576 | |
| Reflujo | Kg/hr | 4,544 | |
| Alimentación | Kg/hr | 7,885 | |

| | | | |
|-------|-------|-------|-------|
| Flujo | Kg/hr | 7,950 | 4,479 |
|-------|-------|-------|-------|

Torre Debutanizadora DA-405

Los fondos de la torre DA-404 se alimentan a la torre debutanizadora DA-405, esta torre cuenta con el rehervidor EA-421/S con vapor de baja presión, en esta se obtiene por el domo vapores que son condensados en el condensador EA-422 de donde son enviados al separador FA-405, parte del condensado de butanos separados se envía como reflujo a dicha torre y la otra corresponde a la fracción de butanos que se envía al enfriador EA-441, del cual se envía como producto a límite de batería.

Por los fondos de la torre DA-405, se obtiene un producto que se mezcla con los hidrocarburos obtenidos en el separador FA-121, formando así la gasolina pirolítica que pasan al enfriador EA-423 y posteriormente esta mezcla se envía como producto a límite de batería.

Las nuevas condiciones de operación de esta torre (*), se indican a continuación:

| DA-405, Debutanizadora | | Domos (Tanque de reflujo) | Fondos (Rehervidor) |
|-------------------------------|------------------------|------------------------------|---------------------|
| Temperatura apróx. | ° C | 48.6 | 118.5 |
| Presión | Kg/cm ² man | 4.7 | 5.2 |
| Relación de reflujo, | peso | 0.559 | |
| Reflujo | Kg/hr | 2,504 | |
| Alimentación | Kg/hr | 4,479 | |
| Flujo | Kg/hr | 5,413 | 1,570 |

Fraccionadoras de propileno DA-406 y DA-407

El producto del domo de la torre depropanizadora DA-404 que contiene la fracción C3, se envía a los fraccionadores de propileno, que están integrados por dos cuerpos DA-406/407 y un par de rehervidores EA-424/S en el primer cuerpo que operan con agua de apagado. Estas torres operan en serie y a contra corriente, desde el punto de vista del fraccionamiento de propileno.

La corriente del domo de la torre DA-404, se alimenta al Plato No. 28 de la primera fraccionadora de propileno DA-406, también en esta columna, se alimenta por la parte superior (Plato No. 1), el reflujo que proviene de los fondos de la segunda fraccionadora de propileno DA-407. Los fondos de la columna DA-406, se envía como una recirculación a los hornos de pirólisis.

Las nuevas condiciones de operación de esta torre (*), se indican a continuación:

| DA-406/407, Fraccionadora de propileno | | Domos (Tanque de reflujo) | Fondos (Rehervidor) |
|---|--|------------------------------|------------------------|
|---|--|------------------------------|------------------------|

| | | |
|---------------------------------|--------|--|
| Temperatura apróx. °C | 50.2 | 61.4 |
| Presión Kg/cm ² man | 19.37 | 22.1  |
| Relación de reflujo peso | 19.53 | |
| Reflujo Kg/hr | 47,996 | |
| Alimentación Kg/hr | 3,406 | |
| Flujo de fondos (propano) Kg/hr | | 949 |
| Propileno producto Kg/hr | 2,458 | |

SECCIÓN 500 COMPRESIÓN CON PROPILENO

El compresor centrífugo GB-501 que integra el sistema de refrigeración con propileno, es un sistema de circuito cerrado que proporciona al proceso cuatro niveles de refrigeración con temperaturas de -38°C, -21°C, 4°C y 18°C.

El propileno comprimido se enfría y condensa con agua de enfriamiento y se subenfía con varias corrientes de proceso. La condensación que se lleva a cabo en las interetapas de los varios niveles de refrigeración, se obtiene en los rehervidores de la torre demetanizadora y fraccionadora de etileno, así también se obtiene con la vaporización de etileno producto y con la alimentación a la deetanizadora.

Los compresores de refrigeración no requieren ninguna modificación, a las nuevas condiciones de capacidad de la planta.

Las nuevas condiciones de operación del compresor GB-501 (*), se indican a continuación:

GB-501 COMPRESOR DE PROPILENO REFRIGERANTE

PRIMERA ETAPA

| | | |
|------------------------|-------------------------|-------|
| Presión de Succión | Kg/cm ² man. | 0.48 |
| Temperatura de Succión | °C | -38.1 |

SEGUNDA ETAPA

| | | |
|------------------------|-------------------------|-------|
| Presión de Succión | Kg/cm ² man. | 1.85 |
| Temperatura de Succión | °C | -22.0 |

TERCERA ETAPA

| | | |
|------------------------|-------------------------|------|
| Presión de succión | Kg/cm ² man. | 6.05 |
| Temperatura de succión | °C | 36.5 |

CUARTA ETAPA

| | | |
|--|-------------------------|--------|
| Presión de Succión CORRIENTE LATERAL | Kg/cm ² man. | 8.45 |
| Temperatura de Succión CORRIENTE LATERAL | °C | 16.8 |
| BHP calculados, KW | | 24,723 |

SECCIÓN 600 COMPRESIÓN CON ETILENO

El compresor centrífugo GB-601 que integra el sistema de refrigeración con Etileno, este es un sistema de circuito cerrado que suministra al proceso tres niveles de refrigeración con temperaturas de -102°C , -74°C y -52°C . El etileno comprimido se enfría y condensa con agua de enfriamiento y propileno refrigerante.

Las nuevas condiciones de operación de este compresor (*), se indican a continuación:

COMPRESOR DE ETILENO REFRIGERANTE

GB-601

PRIMERA ETAPA

| | | |
|------------------------|-------------------------|--------|
| Presión de Succión | Kg/cm ² man. | 0.03 |
| Temperatura de Succión | °C | -102.7 |

SEGUNDA ETAPA

| | | |
|------------------------|-------------------------|-------|
| Presión de succión | Kg/cm ² man. | 3.44 |
| Temperatura de succión | °C | -74.3 |

TERCERA ETAPA

| | | |
|------------------------|-------------------------|-------|
| Presión de succión | Kg/cm ² man. | 8.69 |
| Temperatura de succión | °C | -53.4 |
| BHP calculados, | KW | 7,065 |

En el Anexo No.1 se muestra el diagrama de bloques de la Planta de Etileno.

ANTECEDENTES DE LA PLANTA.

La Planta de Etileno cuenta actualmente como producto principal el Etileno, además también se obtienen como subproductos el hidrogeno residual, metano ballast, gasolina de pirolisis. En la tabla No. 1, se presentan de manera general los insumos del mes de Julio del 2001 al mes de Junio del 2002.

| | | INSUMOS | | | | | | |
|------|--------------|--------------------|---------------|---------------------------|------------------------|----------------------|--------------------------|---------------|
| | | ETANO FRESCO (TON) | METANOL (lt) | SOSA CAUSTICA AL 50% (Kg) | FOSFATO TRISODICO (Kg) | TERBUTILCATECOL (Kg) | DIESEL (M ³) | ACEITE (lt) |
| 2001 | JUL | 52,187 | 1,430 | 124,759 | 87 | 160 | 238 | 1,662 |
| | AGO | 47,073 | 1,001 | 146,302 | 79 | 157 | 199 | 1,480 |
| | SEP | 50,927 | 1,144 | 170,391 | 72 | 333 | 183 | 1,848 |
| | OCT | 49,088 | 1,001 | 124,357 | 72 | 520 | 243 | 208 |
| | NOV | 49,394 | 9,139 | 203,736 | 81 | - | 244 | 1,243 |
| | DIC | 45,183 | 442 | 202,515 | 87 | 290 | 280 | 832 |
| 2002 | ENE | 47,055 | 1,573 | 181,813 | 82 | 351 | 295 | 208 |
| | FEB | 41,427 | 858 | 149,002 | 67 | 567 | 277 | 622 |
| | MAR | 50,347 | - | 193,273 | 75 | 420 | 284 | 1,248 |
| | ABR | 49,057 | 1,573 | 167,657 | 83 | 312 | 224 | - |
| | MAY | 43,812 | 715 | 12,564 | 87 | 531 | 219 | 2,710 |
| | JUN | 46,110 | 2,717 | 242,357 | 93 | 316 | 220 | - |
| | TOTAL | 571,660 | 21,593 | 1,918,726 | 965 | 3,957 | 2,906 | 12,061 |

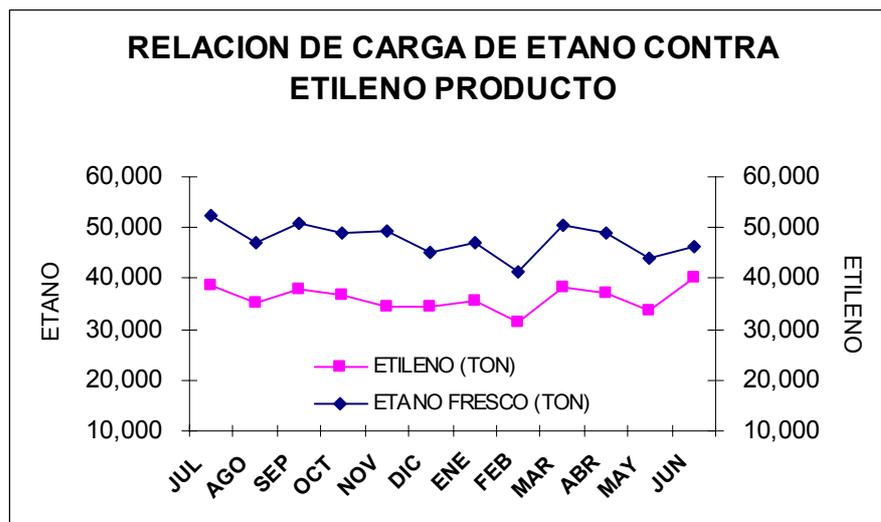
Tabla No. 1.- Insumos y capacidad instalada.

Dentro de las principales materias primas e insumos que emplea la planta de Etileno para la producción son: Etano fresco, Metanol, sosa cáustica, agua, vapor, energía eléctrica. El Etileno es usado como materia prima. Para producir Oxido de etileno, Polietileno de Alta Densidad y Acetaldehído en el mismo complejo.

De acuerdo con la información proporcionada por el departamento de producción en la Tabla No. 2., se enlistan las producciones mensuales.

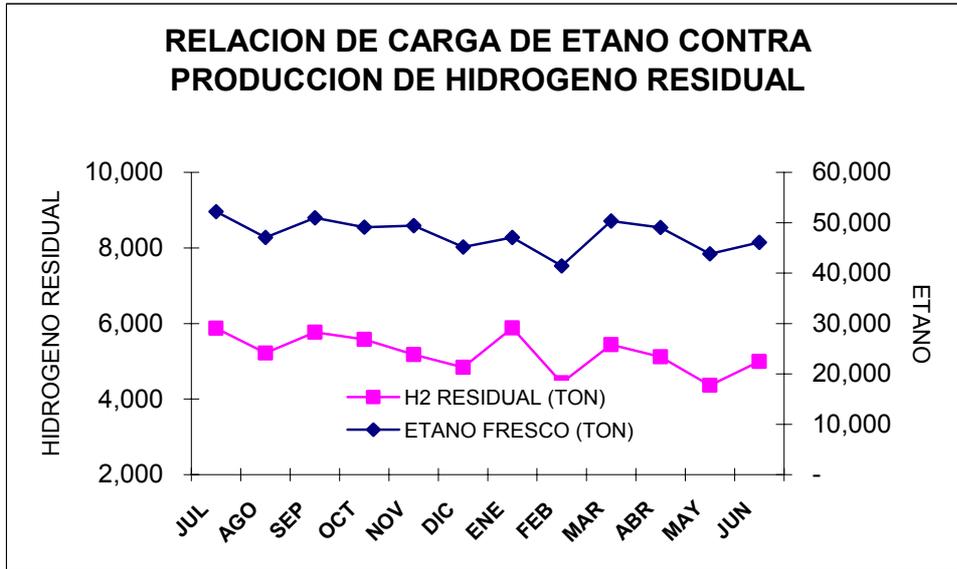
| | | SUBPRODUCTOS | | | | PRODUCTOS |
|--------------|-----|-------------------|----------------------|-----------------------------|-----------------|----------------|
| | | H2 RESIDUAL (TON) | METANO BALLAST (TON) | GASOLINA DE PIROLISIS (TON) | PROPILENO (TON) | ETILENO (TON) |
| 2001 | JUL | 5,870 | 226 | 1,474 | 992 | 38,590 |
| | AGO | 5,220 | 198 | 1,060 | 862 | 35,163 |
| | SEP | 5,766 | 148 | 1,249 | 877 | 37,998 |
| | OCT | 5,575 | 215 | 1,145 | 836 | 36,618 |
| | NOV | 5,173 | 89 | 1,193 | 805 | 34,488 |
| | DIC | 4,842 | 132 | 1,084 | 710 | 34,240 |
| 2002 | ENE | 5,881 | 180 | 1,076 | 778 | 35,754 |
| | FEB | 4,426 | 168 | 882 | 711 | 31,476 |
| | MAR | 5,437 | 156 | 1,077 | 763 | 38,305 |
| | ABR | 5,121 | 134 | 1,188 | 865 | 37,288 |
| | MAY | 4,361 | 149 | 1,044 | 794 | 33,606 |
| | JUN | 4,998 | 108 | 1,106 | 679 | 39,972 |
| TOTAL | | 62,670 | 1,903 | 13,578 | 9,672 | 433,498 |

Tabla No.2.- Producción mensual obtenida durante Julio del 2001 a Junio del 2002



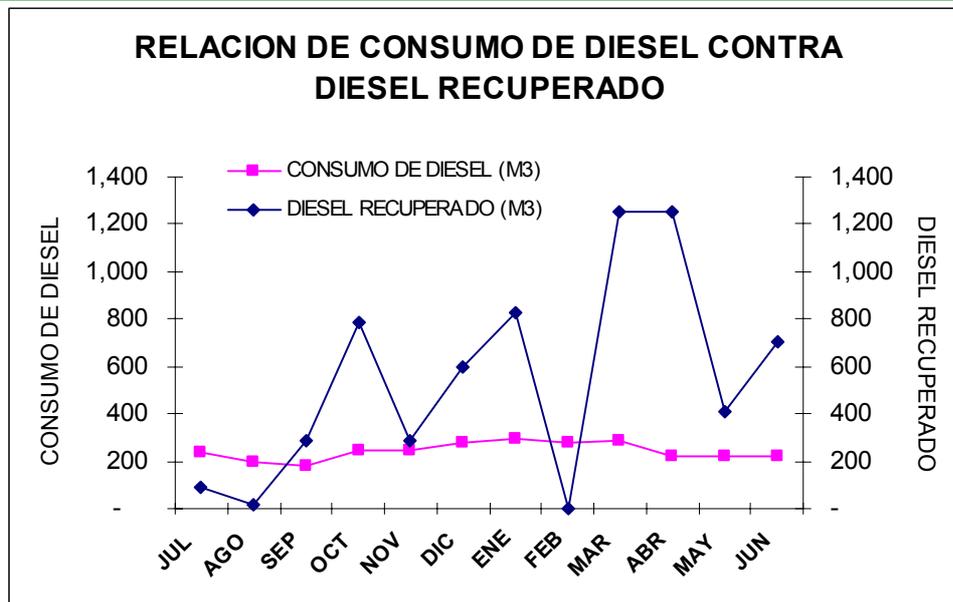
Grafica. No. 1

En la grafica No.1. Se muestra el comportamiento de la producción con respecto a la materia prima durante Julio del 2001 Junio del 2002.



Grafica. No. 2

Grafica No. 2.- Comparación de la producción de Hidrogeno Residual. vs carga de Etano de Julio del 2001 a Julio del 2002. Esta producción esta producción de hidrogeno residual es usado como materia prima en la Planta de Polietileno.



Grafica No. 3.

La Grafica No.3. Muestra los consumos mensuales de diesel durante Julio del 2001 a Junio del 2002.

| | MES | CANTIDAD TON. |
|------|--------------|---------------|
| 2001 | JULIO | 97 |
| | AGOSTO | 16 |
| | SEPT | 319 |
| | OCT | 876 |
| | NOV | 320 |
| | DIC | 668 |
| 2002 | ENERO | 921 |
| | FEBRERO | |
| | MARZO | 1388 |
| | ABRIL | 1392 |
| | MAYO | 456 |
| | JUNIO | 786 |
| | TOTAL | 7239 |

Tabla No. 3 Aceite recuperado en TV-4502

CAPÍTULO II

OPORTUNIDADES DE PRODUCCIÓN MÁS LIMPIA

Tabla No.4.- Resumen de Oportunidad de Producción Más Limpia

| Oportunidades de Producción Más Limpia | Beneficios Ambientales | Beneficios Económicos (\$/año) | Inversión (\$) | PSRI ¹ (años) |
|--|--|--|----------------------|--------------------------|
| <p>1.-Obtener la interfase agua-aceite en el tanque FA-121 y recuperar la fase orgánica para su envío a los equipos de Generación de Vapor en el área de Servicios Auxiliares para su uso como combustible alternativo. Actualmente se envía a tratamiento de efluentes vía los tanques de balance TH-4506 A/B/C/D y posteriormente el agua a tratamiento primario y el hidrocarburo al tanque vertical TV-4501.</p> | <p>1.- Eliminación de la concentración de BTX en el medio ambiente labora.</p> <p>2.-Reducción en 2.8 ton/día de masa de contaminantes medida como DQO en la Planta de Tratamiento de Efluentes.</p> <p>3.- Eliminación de los contaminantes que actualmente contaminan el nivel freático de esta área y de los lodos del tratamiento primario; haciéndolos peligrosos solo por su contenido de hidrocarburos totales del petróleo y no por BTX.</p> | <p>\$ 158,000.00 en el primer año y \$ 680,000.00 en los posteriores</p> | <p>\$ 530,000.00</p> | <p>0.7 años</p> |

Tabla No. 5.- Resumen de Recomendaciones de Producción + Limpia

| Recomendaciones de Producción Más Limpia | Beneficios Potenciales |
|---|--|
| 1. Reducir la cantidad de hidrocarburos enviados a tratamiento de efluentes por los equipos TH-4506 A/B/C/D . | Minimizar la contaminación ambiental por una reducción de la cantidad de descargada. Mejorar tanto el ambiente laboral como las condiciones físicas de la planta |
| 2.- Con la recomendación anterior se reduce la cantidad de VOCS en el área de tratamiento de efluentes. | Minimizar la contaminación ambiental por una reducción de la cantidad de descargada Mejorar tanto el ambiente laboral como las condiciones físicas de la planta |

RECOMENDACIONES.

Los equipos de decantación de aceite (TH-4506 A/B/C/D) se purgan manualmente y existen riesgos , que en el momento de purga, el operador por descuido se le derrame aceite.

Se recomienda dotar de instrumentación automatizada a los equipos para la purga y así evitar el derrame de aceite y provocar que exista mayor cantidad de aceite en el RD-4501 o CRD-4501, también evitaría la disminución de malos olores de hidrocarburos en el área de tratamiento de efluentes el impacto ambiental disminuye.

Con lo que respecta al pago insalubre del personal de la planta de tratamiento de efluentes esto disminuiría.

OPORTUNIDAD NO. 1.

CAMBIAR EL DESTINO DEL DIESEL DE LAVADO QUE SE INTRODUCE EN LAS UNIDADES DE COMPRESION Y QUE SE CAPTA EN EL TANQUE SEPARADOR FA-121 PARA SU ENVIO DIRECTAMENTE AL TANQUE TV-3407 DE LA PLANTA DE GENERACION DE VAPOR PARA SU USO COMO COMBUSTIBLE ALTERNO.

Tabla Resumen

| | |
|--------------------------------|---------------------|
| Recuperación del diesel | 7239 ton/año |
| Ahorro en costos | 688,000/año |
| Inversión | 530,000.00 |
| P.S.R.I. | 0.7 años |

Punto de interés: Efluente del tanque de balance FA-121.

Características de la muestra: Corriente No. 910 (Condensado neto).
Contenido Diseño: Agua 100 % (48,411.32 Kg/hr), trazas de grasas y aceites.
Aromáticos: Benceno 0.00 mg/l y Tolueno 0.00 mg/l

Análisis de agua de la compañía COMINSA:

Contenido Real: Grasas y Aceites 17,060 mg/l, Sulfuros 0.256 mg/l 7 Agua 98.3.
Aromáticos: Benceno 14.91 mg/l y Tolueno 9.82 mg/l

Descripción de la muestra: Torre de apagado DA-101.

Se apagan los vapores del efluente del calentador inmediatamente para reducir al mínimo la desintegración residual que ocurre a temperaturas superiores a 649°C y produce polimerización indeseable y otras reacciones de formación de alquitrán y coke, resultando la pérdida correspondiente de etileno. El gas debe enfriarse a una temperatura apropiada también antes de entrar al sistema de compresión de gas. El efluente se enfría principalmente en permutadores de líneas de transferencia que generan vapor residual de calor luego entra a la torre de apagado para enfriarse finalmente a la temperatura apropiada.

La torre esta equipada con platos de tipo comercial. El enfriamiento se hace por contacto directo en contracorriente entre el gas de entrada y una corriente de circulación de agua de enfriamiento. El diseño de los platos hace posible que se enfríe el gas hasta unos 5 a 10°C de la temperatura del agua de enfriamiento de entrada. El enfriamiento se hace en tres áreas separadas de la torre. En la primera área, el efluente caliente que entra a la torre a una temperatura de 315°C se enfría de golpe por contacto directo con agua a 79°C. Los gases parcialmente, casi saturados de agua a la presión de operación de la torre de enfriamiento se ponen en contacto todavía con agua de enfriamiento a 54°C para enfriamiento adicional en la segunda área de la torre. Finalmente el gas

desintegrado se enfría a una temperatura tan baja como sea compatible con el agua de enfriamiento de circulación a 40°C en la tercera área de la torre. El gas sale de esta área aproximadamente a 43°C y está listo para compresión y recuperación del producto.

El agua de circulación de enfriamiento de la torre de apagado que contiene la mayor parte del vapor de dilución condensado se asienta para permitir la remoción de las fracciones de hidrocarburos en un asentador de agua de enfriamiento (FA-121).

El agua y algunos aceites condensados en el tren de compresión también se regresan a este asentador. Los aceites acumulados y las fracciones pesadas se bombean intermitentemente retirándolas y el condensado neto de agua se manda a los límites del área de proceso para su tratamiento.

El agua de enfriamiento se recircula regresando a la torre de enfriamiento después de enfriarse por varios permutadotes de proceso y enfriamiento con agua.

Situación Actual.

El efluente del tanque de balance FA-121 de la planta de Etileno; agua de apagado y diesel de lavado es conducido por línea de 4" de diámetro a tres tanques horizontales TH-4506 A/B/C de la Planta de Tratamiento de Efluentes.

En estos tanques se efectúa la separación manual del diesel y agua mediante juego de válvulas; el diesel recuperado es enviado al tanque TV-4502, y el agua es purgada hacia el registro distribuidor del tratamiento primario para su posterior tratamiento secundario.

Análisis de la Cía. COMINSA en 1997 registra esta purga una concentración de 14.91 mg/l de Benceno y 9.82 mg/l de Tolueno.

Por otro lado, en esta sección del tratamiento primario, los lodos aceitosos de los cárcamos (Aproximadamente 1000 m³/año) son residuos peligrosos por toxicidad con Benceno, de acuerdo a la NOM-052-ECOL/93.

Operación de los Tanques TH-4506, TV-4502 y bomba BA-5001-A/B en Tratamiento de Efluentes.

Tienen la función de servir como almacenamiento y como separadores de las fases Aceite-Agua, la cual se facilita con la inyección de desemulsificante, que debe venir ya mezclado con el aceite recuperado en la línea de descarga de las BA-4502-A/B y manteniendo la temperatura a 60°C.

La temperatura de los tanques se mantendrá mediante trazadores eléctricos y su regulación será automática, para verificar la temperatura de los tanques tendrán indicadores de temperatura.

Estos tanques tienen en el costado inferior una pierna con indicación de nivel para poder ver la separación de las fases aceite-agua. Después de los 4 días de reposo, se verificará las fases aceite-agua, si existe agua se abrirá manualmente la válvula de la pierna, para que salga el agua, la purga está conectada al drenaje aceitoso. Cuando toda el agua haya salido se cerrará la válvula y se succionará con las bombas BA-5001-A/B y se enviará al tanque de almacenamiento de aceite TV-

4502, estas bombas tienen una capacidad de 1135 lpm, y una diferencial de presión de 3.5 Kg/cm², también servirán para enviar el aceite a llenaderas.

El diagrama de flujo se encuentra en el anexo 3.

Situación de diseño.

El diesel de lavado separado en el tanque de balance FA-121 debe enviarse a la línea de gasolina de pirolisis para su posterior manejo por otros organismos de PEMEX.

Cálculos.- Se establecen dos puntos como base:

A).- Ahorro de la energía eléctrica:

Ahorro de energía por eliminar el bombeo de los TH-4506 A/B/C/D al TV-4502 y del TV-4502 a Serv. Auxiliares, de dos bombas: BA-5001 A/B de 500 gpm, mismas que consumen aproximadamente 25 kw/h/bomba, lo que representa una erogación aproximadamente de \$ 10,000.00 al año.

B).- Ahorro potencial por eliminar el pago de tiempo insalubre al personal de planta de tratamiento de efluentes y personal de mantenimiento civil, plantas, eléctrico y mecánico; al eliminarse la emisión de Compuestos Orgánicos Volátiles (Benceno, Tolueno y Xileno).

El pago por jornada es de 3 horas/trabajador. A la semana 18 horas, haciendo un total de de 36 horas a la catorcena, por lo que se realiza un pago de aproximadamente de \$700.00 a la catorcena/trabajador.

Con un total de 16 trabajadores de la planta se tiene una erogación directa de \$22,400.00 al mes, lo que correspondería al año de \$268,800.00.

Para las áreas de mantenimiento se tiene una estimación de 25 trabajadores. Bajo los criterios arriba señalados, se tiene un pago de aproximadamente de \$ 420,000.00 al año.

Inversión.

Se pretende llevar a cabo la siguiente inversión:

- 1).- Habilitar bombas GA-102/S con un costo de 300,000.00
- 2).- Rebalilitar 80 mts. de tubería de 1.5 “ de diámetro de GA-102 a SSAA con un costo de 30,000.00.
- 3).- Habilitar cambiador de calor (EA-212) con un costo de 200,000.00.

Se tendría una **inversión total de: \$ 530,000.00.**

Periodo Simple de Recuperación de la Inversión (P.S.R.I.).

La recuperación = Inversión / Ahorro

La recuperación = $530,000 / 688,000 = 0.7$ años

Beneficio neto = $688,000 - 530,000 = \$ 158,000$.

Recomendación:

1.-El encargado de control de proceso debe establecer un flujo a través de la PDIC-184 a los platos No.1 con el FI-154 de 460-625. m³/hr y No.6 con el FI-155 de 800-1045 m³/hr, respectivamente a la DA-101 registrándose por el operador de segunda proceso, cuarto de control en RC-21 100 VP-001.

2.- El operador de segunda proceso de campo, debe meter a operar la GA-103/S y alinear las laterales de la LIC-121, para que el encargado de control de proceso controle el nivel en el FA-121 entre 85-95%. Con esto se asegura el control de grasas y aceites en el condensado que es de 2000 ppm máximo.

3.-El Ingeniero Especialista "A" de operación se comunicará telefónicamente a la Planta de Tratamiento de Efluentes para que reciban el condensado contaminado el cuál será de 1100 ton. máximo envío diario (FSIAPA-22).

4.-Una vez se haya establecido la interfase, el Ing. Especialista "A" de operación se comunicará telefónicamente con su similar de Servicios Auxiliares para el envío del diesel contaminado a través de la GA-102/S con un flujo máximo de 20000 lts. diarios

Otros beneficios económicos-ambientales.-

Eliminar el aporte del diesel hacia la planta de tratamiento de efluentes en el agua de apagado, reducirá la carga de contaminantes hacia la planta en 2.8 ton/día medida como DQO, lo que redundará en menor gasto de energía, reactivos y mano de obra.

Beneficios Económicos Intangibles.

Eliminación Emisiones de VOC's (Benceno, Tolueno y Xileno) en el tratamiento primario de efluentes, y con ello la salud de los trabajadores, sobre todo por Benceno.

Eliminación de la fuente de contaminación (Benceno, Tolueno y Xileno) al suelo y nivel freático en la planta.

Aunque estos compuestos no son los únicos que afectan el ambiente laboral, posterior a la conclusión del proyecto, se deberá evaluar para cuantificar los valores de contaminantes presentes en la Planta de Tratamiento de Efluentes.

Conclusión.

Se registró un área de oportunidad de mejora en la Planta de Etileno al plantearse el cambio del destino del diesel de lavado que se introduce en las unidades de compresión y que se capta en el tanque de balance FA-121 para su envío directamente al tanque TV-3407 de la Planta de Generación de Vapor para su uso como combustible alternativo, con lo que se eliminaría por un lado la concentración de BTX en el medio ambiente laboral; se reduciría en 2.8 ton/día de masa de contaminantes medida como DQO en la Planta de Tratamiento de Efluentes, de la eliminación de los contaminantes que actualmente contaminan el nivel freático de esta área y de los lodos del tratamiento primario; haciéndolos peligrosos solo por su contenido de hidrocarburos totales del petróleo y no por BTX

Desde el punto de vista de inversión se estima un monto de \$ 530,000.00 pesos contra un **ahorro potencial** de aproximadamente \$ 688,000.00 pesos por dejar de pagar el tiempo insalubre a 16 trabajadores de la tripulación de la Planta de Tratamiento de Efluentes y de 25 trabajadores de las especialidades de mantenimiento civil, plantas, eléctrico y mecánico, lo que representa un potencial beneficio neto de \$ 158,000.00 en un año. En este sentido, existe el antecedente en PQ. Cangrejera en donde no se paga este concepto a los trabajadores.

Por otro lado se recomiendan que tienen que ver con la operación del tanque FA-121 partiendo del antecedente del mismo en PQ. Cangrejera.

En términos generales el proyecto tendría un Periodo Simple de Recuperación de la Inversión (P.S.R.I.) de 0.7 años.

Finalmente la consecución de este proyecto, se deberá ligar con otro que tiene que ver con el envío del agua de apagado del FA-121 (libre de hidrocarburos) directamente a los Biorreactores del Tratamiento Secundario, ya que actualmente esta agua con el diesel de lavado llega a los tanques horizontales TH-4506 A/B/C/D en donde se separa el aceite-agua, y la purga del agua es canalizada hacia el tratamiento primario de efluentes.

ANEXOS

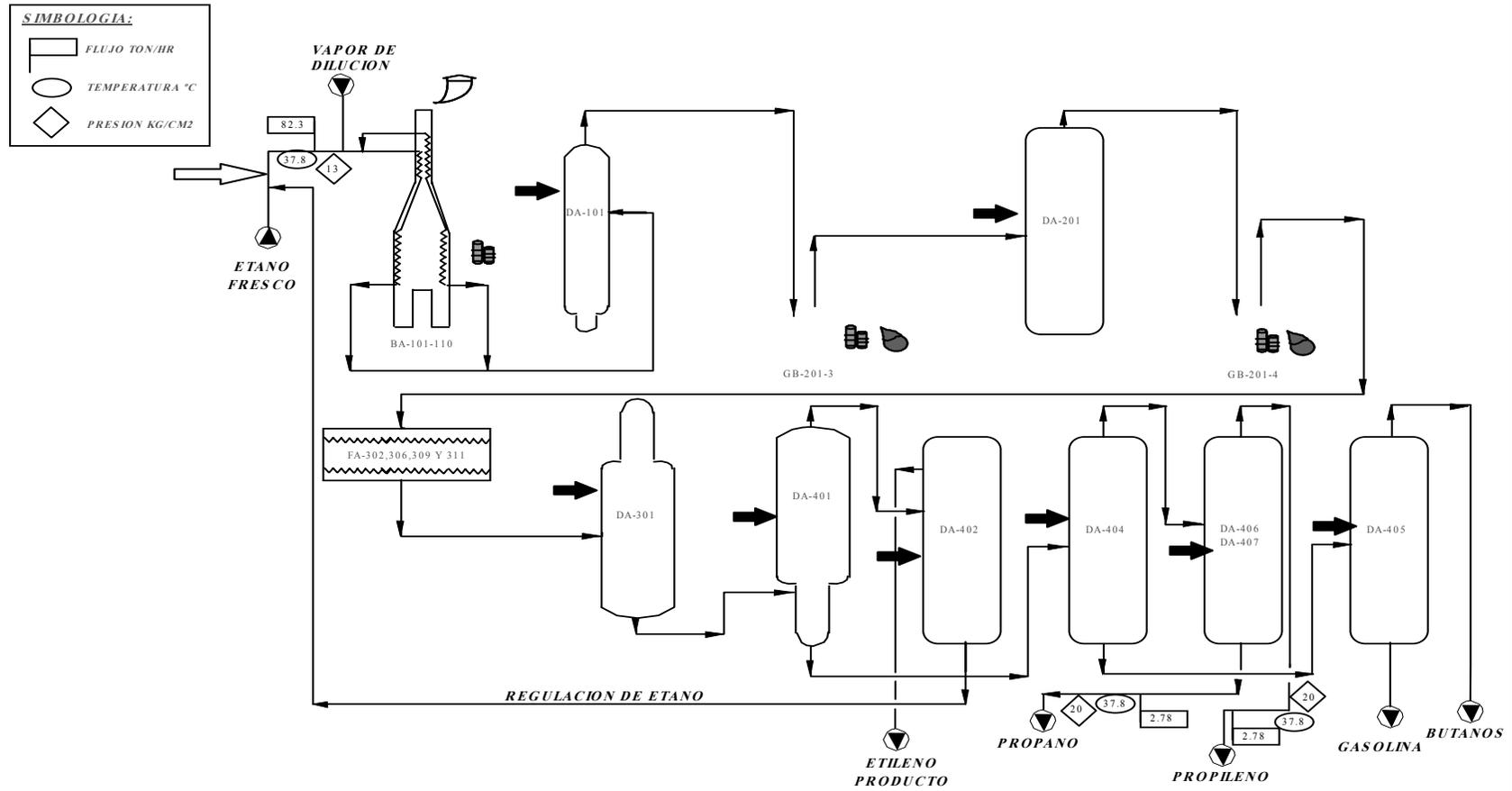
ANEXO No. 1

ETI-03

PETROQUIMICA MORELOS S.A. DE C.V.

PLANTA DE ETILENO

PROY. Q-168-42-01 CAP.: 500,000 TON/AÑO (1,500 TON/DIA)



ANEXO No. 1A

