

DISEÑO Y OPERACION DE UNA UNIDAD DE TOPPING.

Spekuljak, Zvonko; Monella, Horacio.
sit@sitingenieria.com

SIT Ingeniería SRL.
San José 2832. 3000 Santa Fe. Argentina.
www.sitingenieria.com
www.destilacion.blogspot.com

SINOPSIS.

Se presenta el diseño hecho de una Unidad de destilación Topping para procesar 500 m³/día de crudo, el seguimiento de su puesta en marcha y operación, así como las tareas posteriores de revamping, al cambiarse la carga original de diseño por otra más liviana. Esta Unidad se encuentra operando en la Prov. del Neuquén, R. Argentina.

La instalación consta de una columna principal (“topping”), conteniendo rellenos estructurados como elementos de contacto, con una recirculación (“pump around”), cinco extracciones de productos (nafta corta, nafta liviana, querosene, gas oil y fuel oil). Se completa con una cámara preflash, horno, dos columnas laterales (“side strippers”), y el tren de intercambio térmico.

Se incluyen en el trabajo breves descriptivas de equipos, esquema de control de operación y las modificaciones llevadas a cabo y otras propuestas, para adaptar la instalación a la nueva carga, con el objetivo de maximizar la producción.

1.- INTRODUCCIÓN.

El diseño hecho de una Unidad de destilación (“Topping”) fue en su origen, para un objetivo de procesamiento de 500 m³/día de crudo. A posteriori, al cambiarse la carga original de diseño por otra más liviana, se debieron llevar a cabo modificaciones en la arquitectura y en el esquema operativo de la planta, a fin de ir eliminando cuellos de botella operativos, y poder maximizar la producción.

Esta Unidad se encuentra operando en la Prov. del Neuquén, R. Argentina. Cuenta con una columna principal, con rellenos estructurados como internos, con una recirculación (P.A.). Se obtiene producto destilado por cabeza (naftas corta, del preflash y liviana, de cabeza de topping), extracciones laterales de querosene y gasoil, a través de los side-strippers, y producto de fondo (fuel oil). Se completa con una columna preflash, el horno de proceso y la correspondiente red de intercambio térmico.

El objetivo en el diseño original y remarcado luego con el cambio de alimentación y adaptación posterior de la instalación, fue la maximización en la obtención de destilados y la minimización de caudal de fondo pesado (fuel oil), marcado por razones estrictamente comerciales, dada su dificultosa colocación en el mercado. Se procesa actualmente una carga mezcla de crudo (en menor proporción) con condensado (en mayor proporción), con lo cual, si bien se obtiene un satisfactorio resultado respecto de minimizar el caudal de crudo reducido a valores extremadamente chicos, trajo aparejados otros problemas operativos, derivados de los mayores caudales de livianos

que se deben procesar en la instalación. Esto obligó a bajar la carga de la instalación, ya que el sector superior de la columna se convirtió en cuello de botella hidráulico.

A fin de mejorar la operación, y maximizar el aprovechamiento de la instalación, se procedió a implementar diferentes acciones, 1) Se mejoró la capacidad de enfriamiento en cabeza, a fin de minimizar las pérdidas por venteos, y consecuentemente, maximizar la producción de naftas, 2) Se instaló una columna de rectificación de vapores por encima de la cámara preflash, con sus correspondientes condensadores, posibilitando de esta manera retirar la inyección de estos vapores al topping en zona de cámara flash, y obtener como producto una nafta ligera desde cabeza de preflash, 3) Dado el desbalance térmico del tren de recuperación de calor con respecto al esquema original en la nueva situación operativa, se deprimió en temperatura la cámara preflash, por lo cual se debió potenciar la inyección de calor al circuito de crudo ingresante, incorporando calor mediante un intercambiador de calor, operado con fluido térmico, previo al ingreso del crudo a la cámara preflash.

2.- BASES DE DISEÑO ORIGINAL.

Para el diseño original de la instalación, se consideraron varios crudos para determinar cuál de ellos se adoptaría para el diseño de la unidad, teniendo en cuenta la variabilidad que se produce de los mismos en toda la zona de influencia de Plaza Huincul, por lo que la unidad de proceso sería lo suficientemente flexible para procesar las diferentes alternativas que se podrían dar en cuanto a calidad de la carga, intentando tener las menores variaciones de producción que puedan ocurrir.

2.1.- Especificación del Crudo.

El crudo para el cual se diseñó la unidad responde a la siguiente curva de destilación:

<u>TBP a 760 mmHg</u>	
%(v) Vaporizado	T (°C)
1	-12,5
5	59,2
10	87,7
30	177,2
50	270,6
70	368,3
90	517,9
95	595,4
Grados API	43,6
Gases (% p/p)	7,98

Tabla 1. Curva de destilación crudo de diseño original.

2.2.- Especificación de los productos a obtener.

Como se mencionara anteriormente, se obtendrán productos con las siguientes especificaciones, sobre todo la referente a Gas Oil, no habiéndose fijado estrictamente la de los otros productos, pero se ha respetado el criterio de fijarlas dentro de rangos aceptables de calidad, tal que permitan su posterior comercialización.

No se fija ninguna especificación para el producto de fondo.

Producto	NAFTA VIRGEN		KEROSENE		GAS OIL	
Característica	Sg. S.E. (*)	Calculada	Sg. S. E. (*)	Calculada	Sg. S. E. (*)	Calculada
ASTM D86						
Pto. Inicial						
10 %	70 °C	59,8 °C				
20 %			200 °C	202,6 °C		
50 %						
90 %					360 °C	360,1
Punto Final	225 °C	185 (98%)	300 °C	294,1 (98%)		
Viscos. cstk					2 – 5,5	2,92
Pto. Inflamac.			38 °C	> 38 °C	45 °C	> 45 °C
Gr. esp.		0.661		0.778		0.815

(*) Secretaría de Energía, Resolución N° 54/1996.

Tabla 2. Características de los productos.

3.- ALGUNOS ASPECTOS PARTICULARES EN EL DESARROLLO DEL PROYECTO.

El objetivo central propuesto fue la maximización de la producción de Gas Oil y de allí surgió la configuración particular de esta refinería.

Como la presencia de Querosene es considerable en este Crudo, por la forma de operación propuesta, y considerando el objetivo de maximizar Gas Oil, es posible derivar parte de este Querosene producido en esta unidad a la corriente de Gas Oil, incrementando así la cantidad obtenida de este producto y manteniendo la especificación del producto final dentro de las especificaciones del mercado.

En el diseño original se propuso la instalación de un equipo Preflash antes del Horno, a fin de absorber operativamente sin inconvenientes, a los posibles cambios que pudiesen ocurrir en las características de la carga, típicamente variable, con tendencia a estratificaciones por la presencia de hidrocarburos livianos.

Se propuso además la instalación de dos equipos Side-stripper, para acondicionar los puntos iniciales del Querosene y del Gas Oil, en caso que esto fuera necesario.

Para el resto de los productos obtenidos, debían definirse las formas de comercialización y determinar entonces cuales serían los ajustes necesarios para maximizar el valor agregado de los mismos. Uno de los posibles usos de los eventuales gases producidos, dado su alto poder calorífico, sería su quemado en el Horno o en alguna otra unidad que los requiera, mientras que el producto de fondo (Crudo Reducido) podría usarse para calefacción en Horno, razón por la cual se recomendó el uso de quemadores duales en esa unidad. No se descarta la posibilidad de aprovechar comercialmente estos gases, para lo cual deberían ser comprimidos.

Se definió la instalación de un recirculante intermedio (Pump-around) en la Columna principal, de modo de balancear calor dentro de la unidad de destilación primaria; aprovechar ese calor para precalentar la alimentación, y además, para aliviar carga térmica al Condensador de

cabeza, reduciendo las dimensiones de este equipo y disminuir así los costos de instalación, construcción y mantenimiento.

Las bombas de proceso propuestas son todas centrífugas, una principal y otra adicional en condición stand-by.

El horno es una unidad con zonas radiante y convectiva. Se incluyó un serpentín de recalentamiento de vapor para inyección a columna.

4.- DIAGRAMA DE CAÑERÍAS E INSTRUMENTOS. Diseño Original.

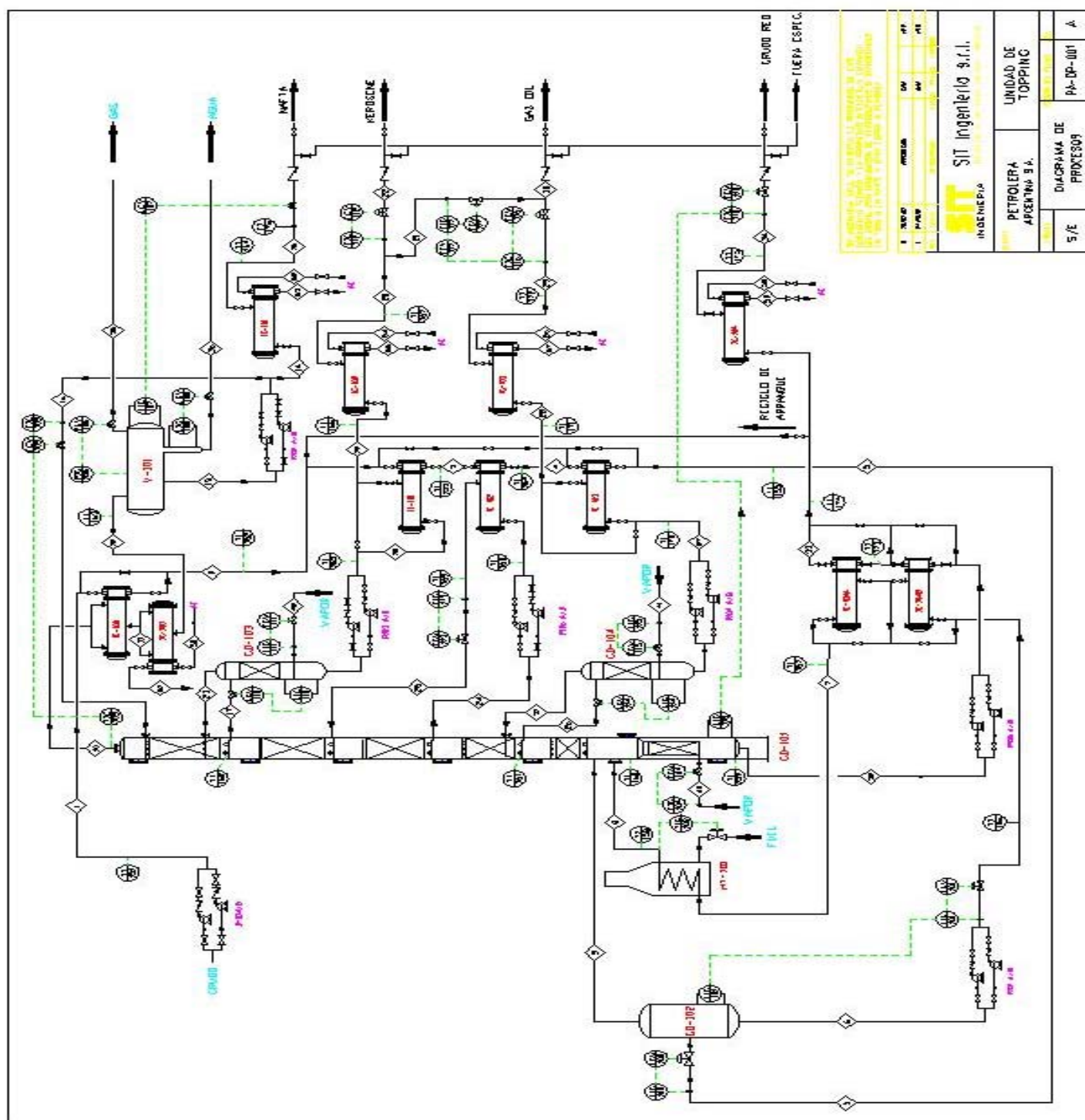


Fig. 1. Diagrama de Cañerías e Instrumentos. Diseño original.

5.- DESCRIPCION DE LA INSTALACION.

5.1.- Columna de Destilación.

La Columna de Destilación Topping, CD101, es de diámetro 1,117 m. en su zona superior, y de 0,60 m. en su fondo. Consta de:

- 5.1.1.- Un distribuidor de reflujo en cabeza, de caños perforados.
- 5.1.2.- Un primer lecho de fraccionamiento, relleno estructurado SIT 4M/30, de 2,90 m. de altura.
- 5.1.3.- Un conjunto plato colector de Querosene, con chimeneas, con envío al SideStripper de Querosene y distribuidor de líquidos, de cubas.
- 5.1.4.- Un segundo lecho de fraccionamiento, relleno estructurado 4M/30, de 0,80 m. de altura.
- 5.1.5.- Plato colector de líquidos, con chimeneas, de ingreso de P.A., con distribuidor de líquidos de cubas.
- 5.1.6.- Lecho de recirculación, de relleno estructurado, combinación de rellenos estructurados, modelos 4M/30 y 6S/30, de 2,60 m.
- 5.1.7.- Plato colector de líquido, con chimeneas, para extracción de P. A. y distribuidor de líquidos de cuba.
- 5.1.8.- Tercer lecho de fraccionamiento, relleno estructurado, modelos 6S/30 y 4M/30, de 1,20 m. de altura.
- 5.1.9.- Plato colector de G.O., con chimeneas, con envío a SideStripper de G.O., con distribuidor de líquido de cubas.
- 5.1.10.- Lecho de lavado, relleno estructurado 4M/30, de 1,20 m. de altura.
- 5.1.11.- Plato arrestagotas y colector de líquidos de lavado, con chimeneas.
- 5.1.12.- Cámara flash, con el correspondiente distribuidor de flujos.
- 5.1.13.- Lecho de stripping de fondo, de diámetro 0,60 m., relleno estructurado 6S/30, de 2,00 m. de altura.

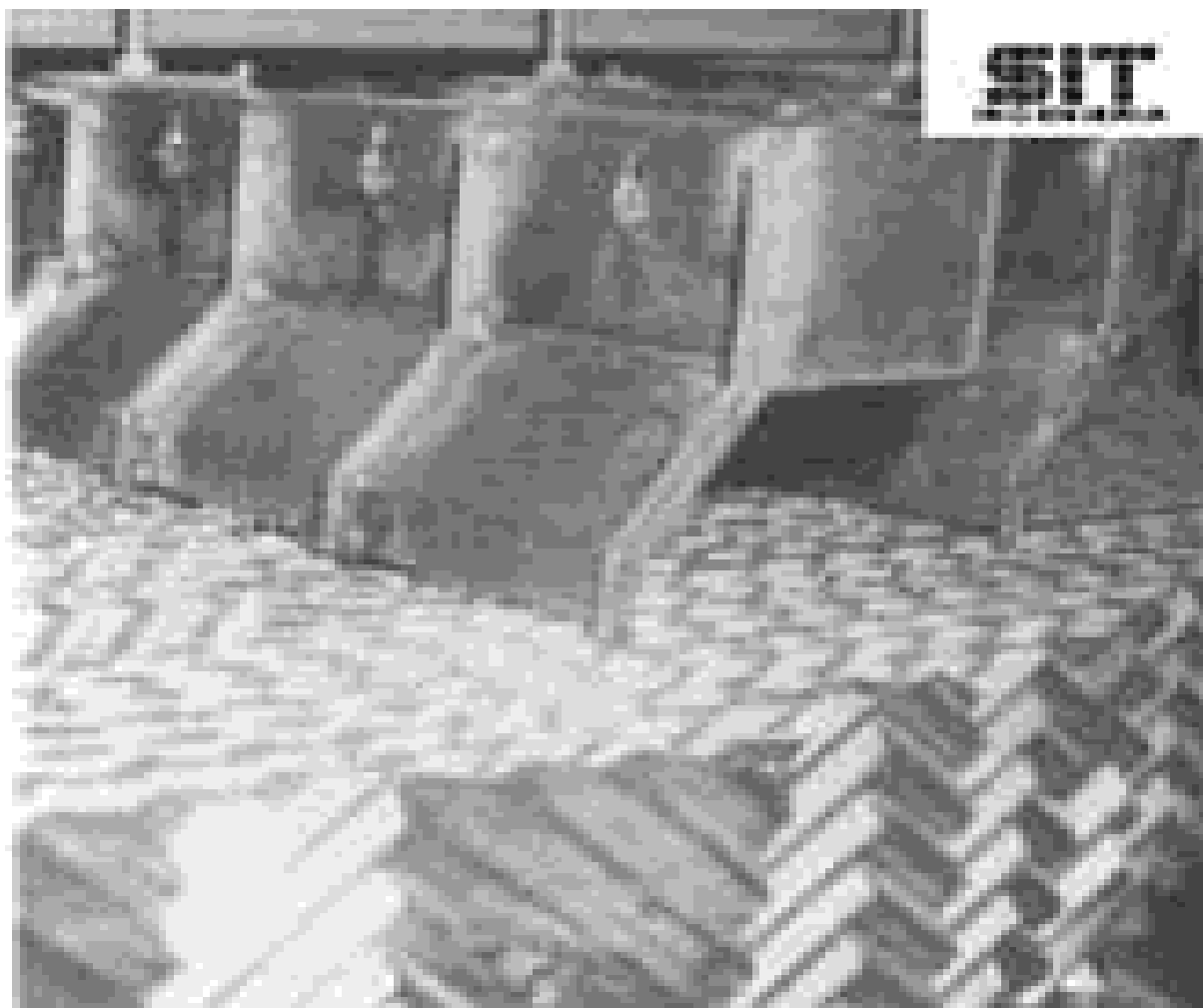


Fig. 2. Relleno estructurado con distribuidor.

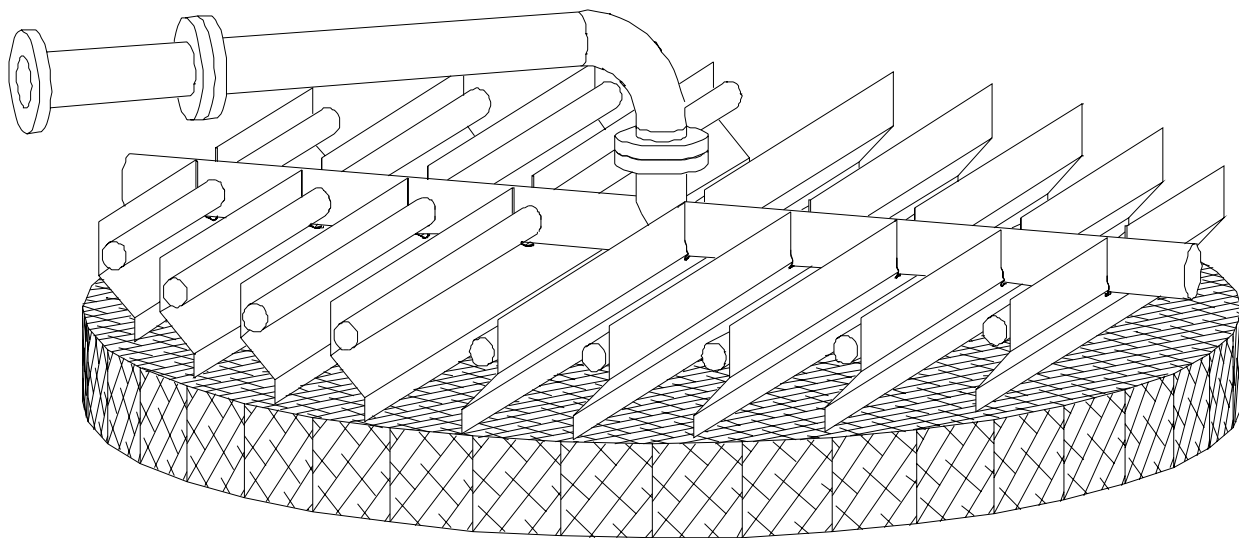


Fig. 3. Esquema de distribuidor de líquidos.

5.2.- Side Stripper de Querosene.

Este SideStripper, CD103, es una columna de 10" de diámetro, con relleno estructurado 4M/30, de 2,50 m. de altura. Inyección de vapor vivo por fondo.

5.3.- Side-stripper de Gas Oil.

Este SideStripper, CD104, es una columna de 10" de diámetro, con relleno estructurado 4M/30, de 2,50 m. de altura. Inyección de vapor vivo por fondo.

5.4.- Decantador de Cabeza.

Recipiente horizontal, V101, de 0,73 m³ de capacidad.

5.5.- Preflash.

Recipiente vertical, CD102, de 0,76 m. de diámetro y 3 m. entre tangentes.

5.6.- Horno HT - 101.

De cabina vertical, de 1,9 10⁶ Kcal/hr para la zona de calefacción de crudo, y 3,2 10⁴ Kcal/hr para la zona de convección (recalentamiento de vapor), 16.400 kg/hr y 355 kg/hr respectivamente. Los saltos de temperaturas son para el Crudo entre 210 y 345 °C, y para la zona de recalentamiento de vapor, 182 a 350°C. Con quemadores a gas natural, habiéndose agregado quemadores para el aprovechamiento térmico de los venteos de planta.

5.7.- Intercambiadores de Calor.

Los intercambiadores de calor del diseño original son del tipo de casco y tubos:

5.7.1.- IE100. 1er. Condensador. Intercambiador Crudo con Vapores de Tope Torre Fraccionadora, de 18,25 m² de area de intercambio.

5.7.2.- IE101. Enfriador de Querosene. Intercambia con crudo. De 21,9 m² de area.

5.7.3.- IE 102. Intercambiador P.A. Intercambia P.A. con crudo. De 34,3 m² de area.

5.7.4.- IE103. Enfriador de G.O., con crudo. De 21,9 m² de area de intercambio.

5.7.5.- IE104 A/B. Carga-Fondo. Intercambia producto de fondo de columna con crudo. Dos cuerpos, de 21,9 m² c/u.

5.7.6.- IC100. 2do. condensador. Condensa y enfría vapores de tope con agua de enfriamiento. De 48,2 m² de area de intercambio.

5.7.7.- IC101. Enfriador de nafta. Con agua de enfriamiento, de 10,22 m² de area.

5.7.8.- IC102. Enfriador final Querosene. Con agua de enfriamiento, de 21,9 m².

5.7.9.- IC103. Enfriador final de G.O. Con agua de enfriamiento, de 30,7 m² de area.

5.7.10.- IC104. Enfriador final de Crudo reducido. Con agua de enfriamiento, de 21,9 m² de area.

6.- CONTROL DE OPERACION.

Los principales lazos de control de operación de la planta son:

6.1.- Ingreso de Crudo. El caudal de ingreso de alimentación a la Destilería se hace mediante un lazo de control de caudal.

6.2.- Operación del Preflash. El nivel de líquido del recipiente se controla mediante un lazo de control de nivel, variando el caudal de la línea de descarga, mediante un lazo de caudal. Los gases venteados en este equipo ingresan originariamente a la cámara flash de la columna principal.

6.3.- El control de temperatura del Horno se lleva a cabo mediante un lazo de temperatura, actuando sobre el caudal de combustible a quemar.

6.4.- El ingreso de vapor vivo al fondo de la Columna principal se controla mediante un lazo caudal. El set point de caudal se establece según las necesidades de fraccionamiento. La variable principal de decisión será el Punto Inicial de la curva de destilación del Crudo Reducido.

6.5.- La presión de consigna de la instalación se mantiene por un lazo de presión, el cual, para mantener el valor de consigna, venteará gases a antorcha. Este valor de consigna de la presión de trabajo dependerá principalmente del crudo procesado (contenido de livianos) y de la capacidad y nivel térmico de refrigeración disponible (agua de enfriamiento). Como principio general, conviene trabajar a la menor presión posible, ya que esto incrementa el caudal de destilados, debido a la mayor vaporización de la carga en la cámara flash de la columna principal. Como contraparte, la menor presión y mayor vaporización estará limitada por razones hidráulicas, tales como un mayor caudal de vapores en la zona del Horno y Línea de Carga, un mayor flujo de vapores dentro de la columna y en los condensadores de cabeza.

6.6.- Un lazo de control de nivel será el encargado de mantener nivel constante de condensado en el tanque colector, mediante envío de Nafta a Tanque. Otro lazo de nivel produce la evacuación de agua condensada desde la bota del mismo recipiente, enviándola a la pileta de efluentes.

6.7.- Control de reflujo a la Columna principal. Mediante lazos de control en cascada, de temperatura de cabeza de la Columna, y de caudal de reflujo, se controla el caudal de reflujo bombeado desde el tanque colector de condensados a la cabeza de la Columna principal. El valor de consigna de temperatura de cabeza será fijado en función de las características del Crudo procesado (contenido de livianos y nafta) y del producto obtenido por cabeza (punto final de la curva de destilación).

6.8.- Control del SideStripper Querosene. El caudal de retiro de Querosene se hará mediante un lazo de control, cuyo valor de consigna se definirá por determinación de la curva de destilación del Querosene que se está retirando como producto. Un control de nivel y caudal será el encargado de reponer inventario de líquido desde la Columna principal a esta Columna lateral. El aporte de vapor de stripping se controla mediante un lazo de control, cuyo valor de consigna se definirá en función del valor del punto inicial de la curva de destilación del producto Querosene. El criterio a emplear para definir una corrección del caudal de esta extracción es el siguiente: Si se debe aumentar el punto inicial de la curva de destilación de este corte, sin modificar su punto final, se deberá disminuir el caudal de extracción y aumentar correlativamente el caudal de extracción de producto de cabeza. Si en cambio, se debe aumentar su punto final sin alterar el punto inicial, se deberá aumentar el caudal de extracción de este corte, disminuyendo correlativamente el caudal de extracción de G.O.

6.9.- El caudal de recirculación será controlado mediante un lazo de caudal, a un valor de consigna dado.

6.10.- Control del SideStripper G.O. El caudal de retiro de G.O. se hará mediante un lazo de caudal, cuyo valor de consigna se definirá por determinación de la curva de destilación del G.O. que se está enviando a Tanque. Un control de nivel y caudal es el encargado de reponer inventario de líquido desde la Columna principal a la Columna lateral. El aporte de vapor de stripping se controla mediante un lazo de caudal, cuyo valor de consigna se definirá en función del valor del punto inicial de la curva de destilación del G.O. producto a Tanque. El criterio a emplear para definir una corrección del caudal de esta extracción es el siguiente: Si se debe aumentar el punto inicial de la curva de destilación de este corte, sin modificar su punto final, se deberá disminuir su caudal de extracción y aumentar correlativamente el caudal de extracción de Querosene. Si en cambio, se debe aumentar su punto final sin alterar el punto inicial, se deberá aumentar el caudal de inyección de vapor al fondo de la Columna principal, disminuyendo correlativamente el caudal de extracción de Crudo Reducido.

6.11.- La derivación de parte del Querosene obtenido a G.O. se hace mediante un lazo relacionador de caudales.

6.12.- El retiro de Crudo Reducido del fondo de la Columna principal se controla mediante un lazo de nivel en cascada.

6.13.- Los caudales de Agua de Enfriamiento se fijan manualmente, en función de la temperatura del agua de enfriamiento disponible y del valor de temperatura de salida de la corriente de proceso enfriada.

6.14.- La Columna principal siempre deberá operar con un balance de corrientes de tal manera de mantener un Overflash de aprox. el 3%. Un elemento de control que permite un seguimiento del Overflash es la diferencia de temperatura entre la cámara flash y aquella medida por debajo del plato de extracción de G.O. Si esta diferencia se achica significativamente, significa que el Overflash de la Columna es demasiado chico, en cambio, si crece por encima del valor esperado, significa que es excesivo.

7.- REVAMPING PARA LAS NUEVAS CONDICIONES DE CARGA.

Dadas las nuevas condiciones de carga, las cuales obligaron a operar la instalación muy lejos de su punto de diseño, se opta por producir un revamping en la instalación, a fin de maximizar la producción y mejorar las condiciones operativas.

En un primer momento, la Refinería comenzó a operar con una mezcla de 40% Crudo Medanito y 60 % Condensado Challacó, debiendo operar a una capacidad menor. En la medida en que se fueron llevando a cabo las diferentes modificaciones, se operó con una mezcla de 10% Crudo Medanito y 90 % Condensado Challacó, con una capacidad sostenida en la producción, del orden de los 400 m³/día.

Las condiciones que se deben cumplir son: punto Final Nafta liviana 240 °C, maximización de G.O. y minimización de F.O.

7.1.- Características de la nueva carga.

Las dos cargas, mezcladas en diferente proporción, fueron tomadas con las siguientes características:

D86 Crudo Pesado (Medanito)		D86 Crudo Liviano (Condensado Challacó)	
%	°C	%	°C
1	81,3	1	-37,6
5	121,2	5	47,3
10	142,2	10	68,6
30	257,0	30	102,7
50	338,1	50	125,1
70	425,3	70	152,7
90	553,4	90	196,1
95	617,6	95	231,8
98	805,0	98	286,7
gravedad esp. s	0,863	gravedad esp. s	0,729

Tabla 3.- Curvas de destilación de los crudos carga nueva.

7.1.- Modificación de la capacidad de condensación en cabeza.

Se agregan dos intercambiadores de calor en cabeza, a fin de potenciar la capacidad de condensación de vapores de nafta liviana, minimizando los venteos.

7.2.- Retiro de nafta liviana de cabeza de cámara preflash. Su fraccionamiento.

A fin de descargar de livianos la columna principal, se retiran vapores de la cámara preflash, con un fraccionamiento mediante una columna con reflujo, CD105, instalada sobre la cámara preflash. Esto requiere de un condensador de vapores, CD106 y CD 107, y un esquema de control de operación, con control de reflujo de esta columna secundaria.

La columna de rectificación parcial del venteo en la cámara preflash, CD 105, es de diámetro 0,76 m., con 1,50 m. de altura de relleno estructurado. Se agregaron dos condensadores existentes en planta, para producir el enfriamiento y condensación de vapores producidos en el preflash. Se tiene la posibilidad de reflujo sobre esta columna, a fin de producir un fraccionamiento limitado, pudiendo con ello controlar el punto final de la Nafta corta obtenida en este equipo.

7.3.- Intercambiador de Calor al ingreso del crudo a cámara preflash.

Dado que el Crudo ingresaría a relativamente baja temperatura a la cámara preflash, se buscó incrementar la vaporización en este equipo, de tal manera de disminuir en lo posible el ingreso de livianos a la cámara flash de la columna topping, y con ello, posibilitar el aumento de carga, por corrimiento del cuello de botella en su sección superior, por menor tráfico de vapores.

Se ha diseñado un equipo operado con fluido térmico, de 616.000 Kcal/hr de carga térmica de diseño, vertical, con carga por tubos, ascendente, con vaporización. Consta de 73 tubos de 2" de diámetro, 2,20 m. de longitud.

7.5.- Incorporación de una segunda columna de destilación.

Dada la existencia de una columna de destilación disponible, fuera de uso en este momento, se estudió la posibilidad de retirar mas Nafta liviana por cabeza de la columna Topping, haciendo mas larga su curva de destilación (P.F. +240°), y en la segunda columna de destilación obtener la Nafta en especificación de P. F. 240°C, y un corte de Aguarrás.

Esta posible modificación, queda pendiente hasta la concreción y entrada en servicio de las modificaciones anteriormente citadas.

9.- CONCLUSIONES.

Se presenta el diseño de una Unidad Topping, y las sucesivas modificaciones posteriores, para adaptar la planta a una nueva calidad de la alimentación y tratando de cumplir con los requerimientos de comercialización de los productos destilados. El desempeño de la columna, y en especial referencia a sus internos, ha mostrado una respuesta satisfactoria a las exigencias planteadas por el servicio. La instalación se ha mostrado flexible en su operación y de relativamente fácil remodelación, para eliminar los cuellos de botella que previsiblemente aparecieron con el cambio de alimentación, hacia un contenido significativamente mayor de livianos, con marcada reducción de caudal de fondo de Topping.

10.- AGRADECIMIENTOS.

Se expresa el agradecimiento a los directivos y personal supervisor de la Empresa Petrolera Argentina S.A. por permitir y facilitar esta presentación.

Breves Currícula de los autores:

Zvonko Spekuljak. Socio gerente de SIT Ingeniería SRL desde 1988 (año de inicio empresario). Responsable de aspectos de diseño de procesos y equipos.

Ingeniero Químico y Doctor en Ingeniería Química. Profesor adjunto cátedra Operaciones Unitaria IIIc. Fac. Ing. Qca., U.N.L. Ex-Investigador, categoría independiente, CONICET, retiro voluntario año 2000. Diversas publicaciones. Ver curriculum extendido en www.geocities.com/spekuljak.

Horacio Monella. Socio gerente de SIT Ingeniería SRL, desde 1988 (año de inicio empresario). Responsable de aspectos de diseño mecánico y de control de procesos.

Ingeniero Electromecánico, U.T.N. Profesional Principal, CONICET, retiro voluntario año 2000.

ΩΩΩΩ