

SIMULACION DE UNA COLUMNA ATMOSFERICA PARA EL FRACCIONAMIENTO DE CRUDOS EXTRAPESADOS DILUIDOS

**Alberto J. Baumeister, Katiuska C. Márquez
INELECTRA, S.A.C.A.**

Sinopsis

En uno de los proyectos previstos para la explotación de la Faja Petrolífera del Orinoco, en el oriente de Venezuela, se está acometiendo la instalación de una nueva Planta que producirá 125,000 BPD de crudo extrapesado diluido con Nafta para su transporte y manejo desde las facilidades de producción, hasta las instalaciones donde se procesa y obtiene un producto en especificación para venta.

Durante la etapa inicial del procesamiento de este crudo, el diluyente con el cual ha sido transportado el crudo diluido desde las facilidades de producción, se fracciona del crudo extrapesado, se almacena y luego es bombeado de vuelta para diluir más producto extraído de los pozos en el campo.

La unidad de fraccionamiento, incluidos el horno y tren de precalentamiento, fue simulada utilizando un simulador comercial, y se evaluaron diferentes mezclas de diluyente, para determinar la flexibilidad operacional de la torre obteniendo las especificaciones del producto deseado.

Una vez comisionada la columna, se compararon los datos del modelo en el estado estacionario con los obtenidos durante la operación, validando los rendimientos y condiciones operacionales esperados.

Este modelo servirá de base para la preparación del modelo dinámico de la unidad.

Introducción

El trabajo objeto de este estudio muestra la metodología utilizada para simular una torre atmosférica utilizada para recuperar diluyente a partir de crudo extrapesado diluido, que por razones de carácter comercial y estratégico, se procedió con el arranque, puesta en marcha y operación, empleando una dieta diferente (crudo y diluyente) a la de diseño original, a efectos de verificar capacidades y condiciones de operación necesarias para obtener el producto en especificación.

El procedimiento consistió en preparar un modelo en estado estacionario en un simulador comercial, partiendo de la caracterización del nuevo crudo, con el objeto de determinar las limitantes de la máxima y mínima carga en la unidad del nuevo crudo diluido, para producir crudo seco con las especificaciones deseadas.

Para validar los resultados teóricos obtenidos con el simulador, se realizó una corrida con los datos estables de cuatro días de operación de la Planta.

El modelo utilizado permitió estabilizar con mayor facilidad el arranque de la unidad, y luego fue ajustado una vez que se encontraron las condiciones estables.

Con la información obtenida de los datos de campo, y posterior a la ejecución de la prueba de máxima carga, se procederá recopilar toda la información necesaria para preparar el modelo dinámico de la torre con el cual se podrá aproximar con mayor facilidad a las operaciones de paro y arranque de la planta, cambios en la dieta utilizada y entrenamiento del personal de planta, sin comprometer la producción y seguridad de las instalaciones.

Desarrollo

La Faja Petrolífera del Orinoco cuenta con una de las reservas de crudos extrapesados más grandes del mundo ($1.75 \times 10^{11} \text{ m}^3$) ⁽¹⁾

En la actualidad y desde finales de los años noventa, cuatro empresas operadoras explotan, bajo la modalidad de “Asociaciones Estratégicas” (ahora, bajo la nueva normativa legal Venezolana “Empresas Mixtas”), el crudo extrapesado de la Faja, dentro del cual se producen actualmente alrededor de 600 mil barriles diarios de crudo.

Para su transporte, y previo al acondicionamiento del crudo (para desgasificarlo, deshidratarlo y estabilizarlo), el crudo extrapesado (7.0 – 9.0 °API) se diluye con un solvente con el cual se produce una mezcla (“blend”) de 15.0 – 18.0 °API, y luego se transfiere a los centros de procesamiento (“Mejoradores”), a 200 km al Norte de los centros de producción en el Complejo de Jose, en la zona costera del estado Anzoátegui, para fraccionar el diluyente utilizado.

El crudo sin diluyente (7.0 – 9.0 °API) es posteriormente sometido a procesos de conversión térmica (coquificación retardada) y los productos generados luego se hidroprocesan, para producir crudos sintéticos con 21 – 25 °API, para la venta. Se produce también, como resultado de la conversión térmica, azufre elemental y coque, los cuales también se comercializan.

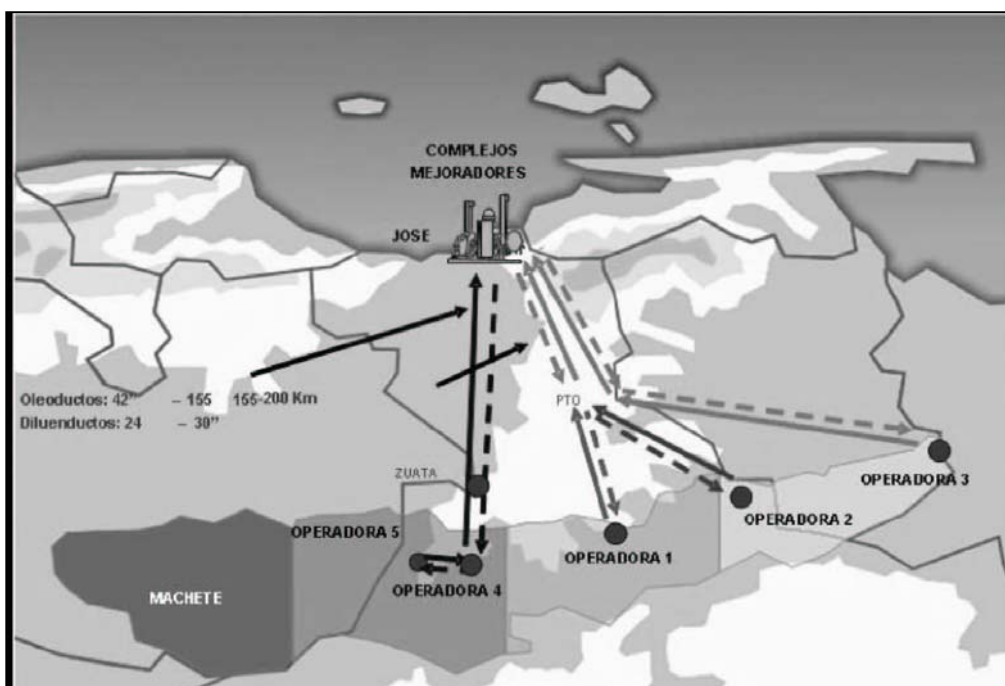


Figura # 1: Faja Petrolífera del Orinoco

El diluyente recuperado, se retorna nuevamente a los centros de producción, 200 km aguas arriba, para reutilizarlo en la dilución del crudo extrapesado extraído.

Alternativamente a este manejo, y desde finales de los años ochenta, la empresa estatal Petróleos de Venezuela (PDVSA) con su filial INTEVEP, desarrolló otra tecnología el cual permitía transportarlo, y darle un uso final como combustible, principalmente para plantas de generación eléctrica. Este combustible se denominó Orimulsión, y tiene la particularidad de ser una emulsión estabilizada con un surfactante donde el agua es la fase continua (30%) y crudo extrapesado la dispersa (70%).

El primer módulo de producción de Orimulsión se instaló en el área de Morichal, en el oriente de Venezuela, hacia mediados de los años noventa.

A finales del año 2000, se acometió la ejecución de la ingeniería y construcción de un nuevo módulo para producir Orimulsión, que se concluyó a principios del año 2006. Más recientemente, se dio paso al arranque de la Planta, la cual se encuentra en estos momentos, en plena producción.

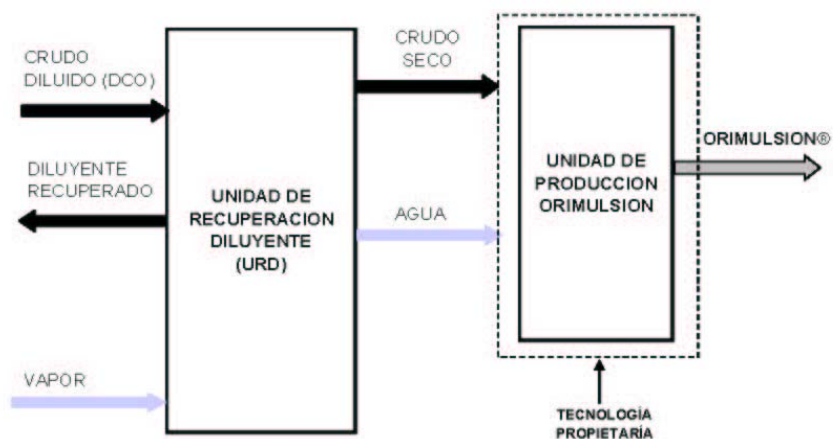


Figura # 2: Diagrama General de Producción

Al igual que en los otros procesos de mejoramiento de crudo, se requiere de un proceso de fraccionamiento para separar el diluyente con el cual se transporta el crudo extrapesado y recuperarlo para reutilizarlo nuevamente en la dilución del crudo extrapesado que se extrae en campo.

El resto del proceso, que se encuentra fuera del alcance de este trabajo por tratarse de una tecnología propietaria y confidencial, permite producir una emulsión estable de crudo y agua, de características adecuadas para su manejo y transporte, con el cual se prepara el combustible (Orimulsión), que principalmente se utiliza en las plantas de generación eléctrica.

Descripción del Proceso

En el caso del proceso en estudio, el crudo diluido (DCO) es bombeado a la unidad de recuperación de diluyente (URD) en la cual es primeramente precalentado en un tren de intercambiadores de calor, aprovechando las corrientes calientes de la columna de fraccionamiento, para luego alimentar a un horno con el cual se calienta hasta 227 – 277 °C (440 – 530 °F). A la salida del horno, el crudo diluido caliente es transferido a la torre de fraccionamiento, para despojar con vapor el crudo

extrapesado por el fondo, del diluyente y las fracciones livianas presentes, que salen por la parte superior de la columna.

La columna está conformada por una sección de platos en la parte inferior, en adición a tres secciones con empaque. El DCO es alimentado en la primera sección, en el plato # 8 (donde #1, es el plato inferior de la torre).

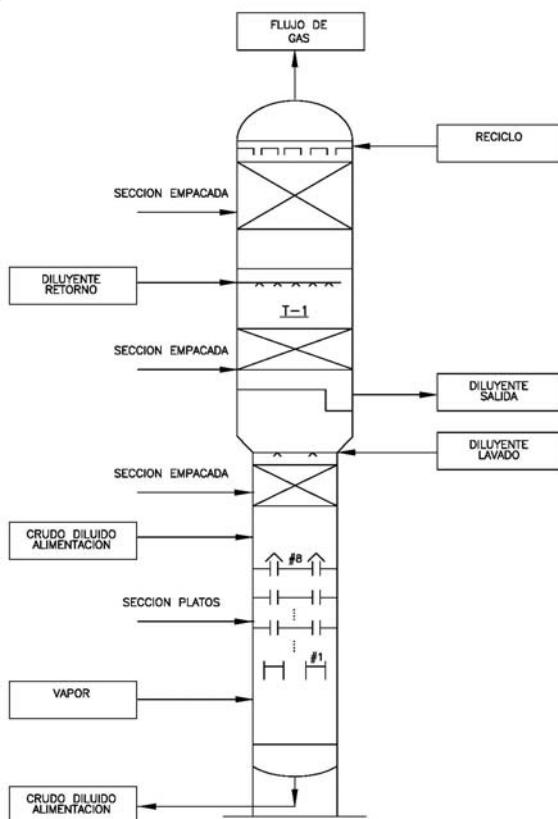


Figura # 3: Diagrama de la Torre de fraccionamiento

En la sección inferior, las fracciones pesadas del DCO se lavan con diluyente recuperado que ingresa como reciclo a la torre en la parte superior de la primera sección empacada, denominada zona de lavado.

El diluyente se retira totalmente por la parte inferior de la segunda zona empacada. Parte del mismo es enviado a almacenaje como diluyente recuperado y el resto se utiliza en la zona de lavado y como reciclo intermedio (*"pump around"*) para enfriar la sección de recuperación de diluyente.

El tope de la fraccionadora se mantiene reflujo con las fracciones ligeras de hidrocarburo que se condensan. Los gases incondensables que se generan producto del craqueo o que vienen entrampados con el crudo se separan en el acumulador de tope para ventearlos a la antorcha (*"flare"*). El agua que ingresa con el crudo alimentado y el vapor utilizado en el despojamiento (*"stripping"*) es también separada en este acumulador y enviada al tanque de aguas agrias.

Bases del Diseño

En el caso que nos concierne, el producto a obtener en especificación debe ser el retirado por el fondo, dado que debe tener unas características particulares para formar la emulsión con el agua en el proceso aguas abajo.

En consecuencia, a pesar de que se requiere recuperar el diluyente para hacer el proceso económicamente viable, en la configuración de la torre diseñada, no se previó especificar una característica definida del mismo, por no disponerse de más grados de libertad en la torre al restringir el producto de fondo a la especificación deseada. Por estas razones, las características del diluyente están sujetas a las especificaciones que se fijen para el producto de fondo.

El diseño original de la torre fraccionadora se realizó utilizando una composición de crudo proveniente de pruebas piloto. El crudo diluido se obtuvo de pruebas de laboratorio utilizando un diluyente de instalaciones similares.

En virtud de que la unidad de acondicionamiento (estabilización, deshidratación y desgasificación) de crudo se encuentra distante de la unidad de producción de Orimulsión, donde estaba instalada la unidad de recuperación de diluyente (URD), se acometieron dos proyectos separados, culminándose primero la facilidad de producción de Orimulsión (FPO), mientras que el proyecto de las facilidades de acondicionamiento de crudo aún se encuentra en fase de construcción.

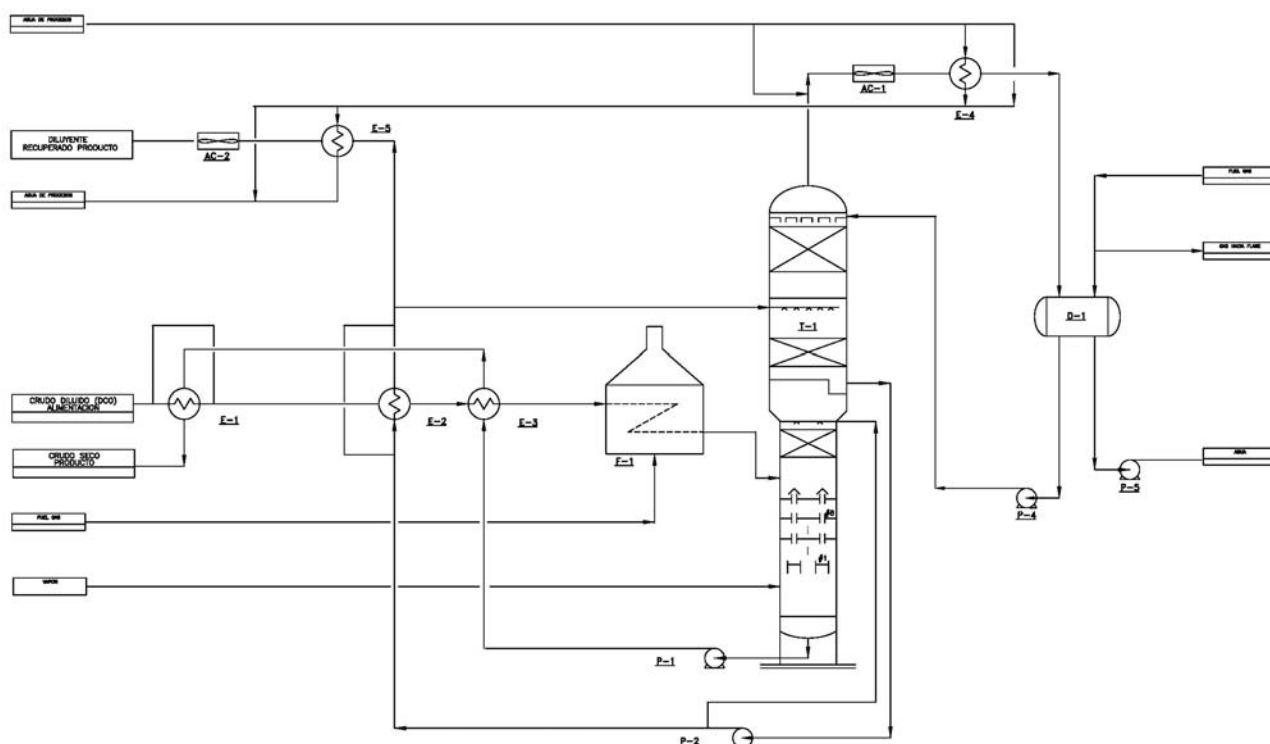


Figura # 4: Esquema del proceso

Por razones de carácter comercial y estratégico que escapan del alcance de este estudio, se decidió proceder con el arranque, puesta en marcha y operación de la FPO, utilizando otras materias primas (crudo y diluyente), que obligaron a evaluar el modelo con el que se diseñó la unidad de fraccionamiento, a efectos de verificar capacidades y condiciones de operación necesarias para obtener el producto en especificación.

DCO 1 Gravedad API : 7.9 Análisis TBP		Diluyente 1 Gravedad API: 51.9 Análisis TBP	
% destilado	Temperatura °C	% destilado	Temperatura °C
1	198	0	62
30	442	50	139
50	573	98	199

Tabla # 1: Curvas de destilación DCO Diseño Original

DCO 2 Gravedad API: 8 Análisis TBP		Diluyente 2 Gravedad API: 51.08 Análisis TBP	
% destilado	Temperatura °C	% destilado	Temperatura °C
1	253	0	49
20	472	50	144
50	571	98	257

Tabla # 2: Curvas de destilación DCO de Arranque

Crudo Seco Gravedad API:	7.5 – 9
Temperatura de almacenamiento °C (°F)	83 (182)
Diluyente Gravedad API	45 - 52
Flujo de Crudo seco, Am3/d (AMBPD)	602 (91)

Tabla # 3: Especificación de productos

Metodología Utilizada

A los fines de evaluar el comportamiento de la URD utilizando la mezcla de DCO disponible, se preparó un modelo en un simulador comercial, teniendo en consideración el esquema de procesos de la unidad mostrado en la figura 4, con el objeto de determinar las limitantes existentes a máxima y mínima carga en la unidad, para producir crudo seco con las especificaciones mostradas en la tabla #3, a partir de un DCO con las características indicadas en la tabla # 1 y 2.

El modelo generado, se utilizaría para determinar las condiciones de operación requeridas para el arranque y operación de la planta y posteriormente, se validaría con datos de una corrida estable de cuatro días en la Planta, una vez en funcionamiento. Los datos de la corrida estable de la planta se muestran en la tabla # 4 y figuras # 5, 6 y 7.

Días	Alimentación a la unidad			Torre Fraccionadora											
	Flujo	Temp.	Presión	Temp. Entrada	Presión tope	Presión fondo	Temp retorn pump round	Temp diluyente salida	Temp Fondo	Flujo de Crudo seco	Temp. Cond.	Presión cond.	Flujo Diluyente recup.	Flujo de vapor alimen.	Flujo de agua de salida
Unidades	m3/h	°C	Kpa	°C	Kpa	Kpa	°C	°C	°C	m3/h	°C	Kpa	m3/h	Kg/h	m3/h
Promedio	493.07	36.12	1884.87	269.54	24.08	27.07	121.08	135.32	257.69	452.11	43.70	17.34	111.66	4386.57	3.93
1	493.79	36.05	1851.47	269.25	25.60	28.46	120.84	135.79	258.22	451.14	45.27	17.47	113.34	4250.29	3.73
2	492.93	36.26	1853.55	269.48	23.35	26.29	120.66	135.91	258.86	448.62	43.82	17.39	115.25	4453.57	4.08
3	493.74	35.95	1888.26	269.62	23.90	26.97	122.05	135.17	256.85	454.83	43.08	17.26	109.24	4458.48	4.02
4	491.84	36.21	1946.17	269.82	23.48	26.55	120.77	134.41	256.83	453.84	42.63	17.25	108.82	4383.94	3.90

Tabla # 4: Data operacional de 4 días

Por disponibilidad del producto, la validación del modelo generado fue realizada con una carga de aproximadamente 497 m3/D (~75,000 SBPD) y se realizará en un futuro, al materializarse la prueba de máxima carga (“*performance test*”), próximo a realizarse.

Posteriormente y una vez validado, el modelo se empleará para generar la simulación dinámica del proceso, que será objeto de un estudio posterior.

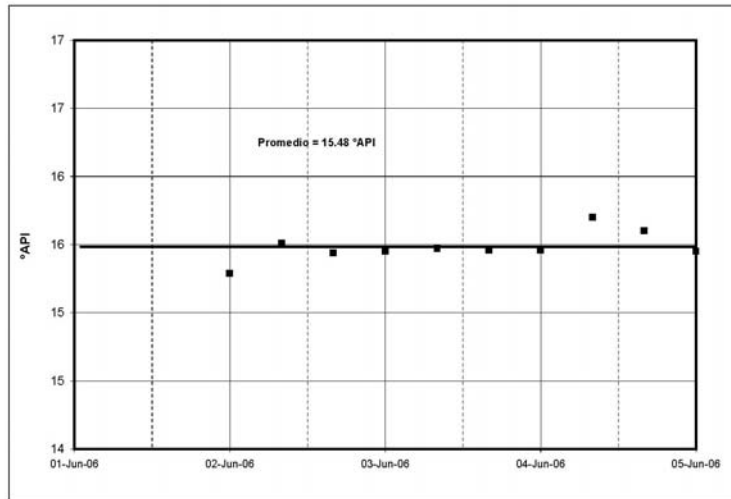


Figura # 5: Gravedad API del DCO2 para la corrida de planta

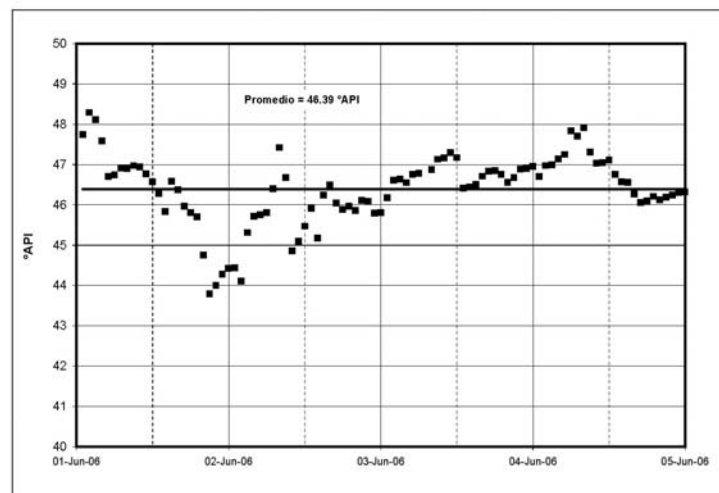


Figura # 6: Gravedad API del Diluyente para la corrida de planta

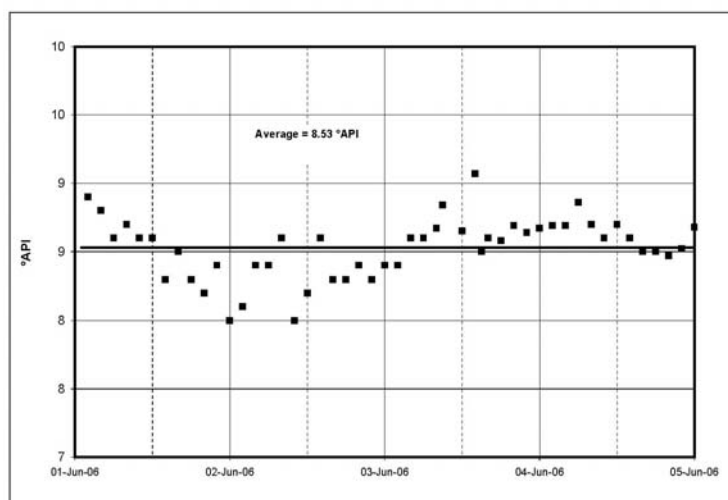


Figura # 7: Gravedad API del Crudo seco para la corrida de planta

Resultados Obtenidos

En la tabla # 5 se hace una comparación de los datos generados con el modelo para el caso de diseño usando el crudo diluido original (DCO1) y con la mezcla (DCO2) que sería utilizada para el arranque de planta a 75,000 SBPD (mínimo “turn-down”) y 125,000 SBPD (máxima carga).

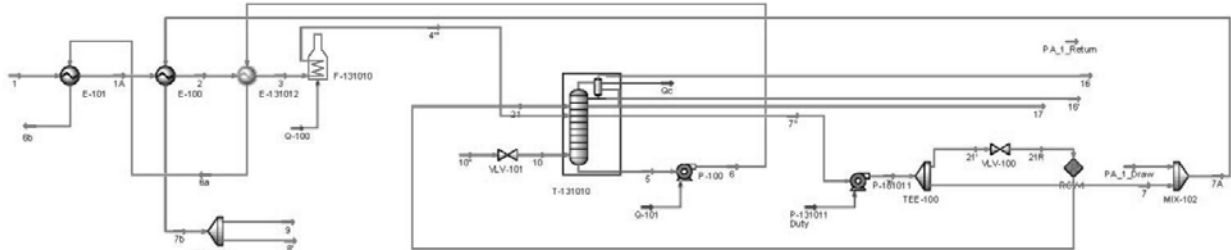


Figura # 5: Diagrama de la Simulación

		DCO 1	DCO 2			
		Máximo	Máximo	Turn-down		
		TEORICO	TEORICO	TEORICO	Datos de Campo	Caso ajustado
Crudo Diluido Alimentación						
Flujo	bls/d (m3/h)	122157 (809)	125616 (832)	74384 (492)	74384 (492)	74384 (492)
Gravedad API		17	15.9	15.9	15.5	15.90
Temperatura	°F (°C)	90 (32)	90 (32)	90 (32)	97 (36)	97.00 (36)
% Agua en la alimentación		<1	<1	<1	<1	<1
Presión	psig (Kpa)	440 (3032)	420 (2894)		273 (1881)	273 (1881)
Crudo Diluido Precalentamiento						
Temperatura entrada 3er intercambiador	°F (°C)	177 (81)			199 (93)	199 (93)
Presión entrada 3er intercambiador	psig (Kpa)	363 (2504)			220 (1516)	220 (1516)
Temperatura salida 3er intercambiador	°F (°C)	346 (174)			409 (209)	409 (209)
Presión salida 3er intercambiador	psig (Kpa)	275.3 (1897)			184 (1268)	184 (1268)
Temperatura salida Horno	°F (°C)	475 (246)	507 (264)	507 (263.89)	518 (270)	518 (270)
Presión salida horno	psig (Kpa)	15.05 (104)	8 (55)	8 (55.13)	3 (20)	3 (20)
TORRE						
Temperatura Tope	°F (°C)	220 (104)	223 (106)	223 (106)		231 (111)
Presión de Tope	psig (Kpa)	4.3 (29)	3.5 (24)	3.5 (24)	3.5 (24)	3.5 (24)
Temperatura Condesado	°F (°C)	120 (49)	120 (49)	120 (49)	110 (43)	110 (43)
Presión Condesado	psig (Kpa)	2.5 (17)	2.5 (17)	2.5 (17)	2.5 (18)	2.5 (18)
Temperatura Fondo	°F (°C)	463 (239)	497 (258)	495 (257)	496 (258)	507 (264)
Presión de Fondo	psig (Kpa)	8 (55)	8 (55)	8 (55)	3.9 (27)	3.9 (27)
Temperatura Diluyente recuperado	°F (°C)	268 (131)	280 (138)	281 (138)	276 (136)	285 (141)
Flujo de Vapor	lb/h (Kg/h)	21768 (9895)	21768 (9895)	21000 (9545)	9650.46 (4387)	9650 (4387)
Flujo de lavado	gpm (m3/h)	83 (19)	113 (26)	113 (26)	12 (3)	12 (3)
Flujo Pump Around	gpm (m3/h)	1792 (407)	2510 (570)	1792 (407)	2254 (512)	2482 (563)
Diferencial Temperatura Pump Around	°F (°C)	60 (33)	64 (36)	40 (22)	26 (14)	27 (15)
Reciclo del tope	bls/d (m3/h)	30479 (202)	23200 (154)	21800 (144)	20034.2 (133)	17250 (114)
Flujo de agua del acumulador	bls/d (m3/h)	1342.0 (9)	1579.0 (10)	1493.0 (10)	603.40 (4)	664 (4)
Crudo Seco						
Flujo	bls/d (m3/h)	104794 (694)	114691 (759)	67568 (447.3)	68185 (451.38)	70000 (463.4)
Gravedad API		8.4	8.4	7.9	8.5	8.4
Temperatura	°F (°C)	182 (83)	182 (83)	182 (83.33)	182 (83.33)	182 (83.33)
Diluyente Producto						
Flujo	bls/d (m3/h)	32534 (215)	28928	18013 (119)	16849 (112)	16496 (109)
Gravedad API		47.1	47.78	47.1	46.4	49.3

Tabla # 5: Comparación de los resultados obtenidos con las mezclas de DCO1 (original) y DCO2

Al comparar las mezclas de crudo DCO1 (original utilizado en el diseño) y DCO2 (utilizado para el arranque), de acuerdo con lo mostrado en la tabla #5, se puede apreciar que hay una diferencia en las propiedades de transporte (gravedad API y viscosidad), donde el crudo utilizado para el diseño es más liviano, lo cual anticipaba restricciones hidráulicas, particularmente a máxima carga al utilizar el DCO2, así como también condiciones de operación más exigentes. Ello se manifiesta en las temperaturas de carga, fondo y tope de la columna al utilizar el DCO2 en lugar del DCO1.

Adicionalmente a ello, otro factor que influenció estos resultados fue el uso de un diluyente de características diferentes al de diseño, también más pesado, como se denota en las tablas #1 y 2.

Si bien se muestra una corrida teórica a máxima carga utilizando el DCO2 generada con el modelo simulado, aún la planta no se ha llevado a máxima carga.

El modelo que se generó a partir del caso de diseño para el DCO2 a la carga de trabajo (75,000 SBPD “mínimo *turn-down*”), muestra un consumo de vapor de despojamiento mayor que el utilizado en la prueba de campo. Esta diferencia se explica dado que la gravedad API del crudo seco obtenido para la prueba de campo es mayor. La curva mostrada en la figura 8, muestra la variación de esta propiedad al incrementar o disminuir el flujo de vapor utilizado.

Si bien los flujos de lavado y “*pumparound*” difieren para el modelo teórico que se generó con respecto a lo manejado en planta, al correr nuevamente el modelo utilizando los valores medidos en campo, se pudo verificar que se logran las especificaciones de producto.

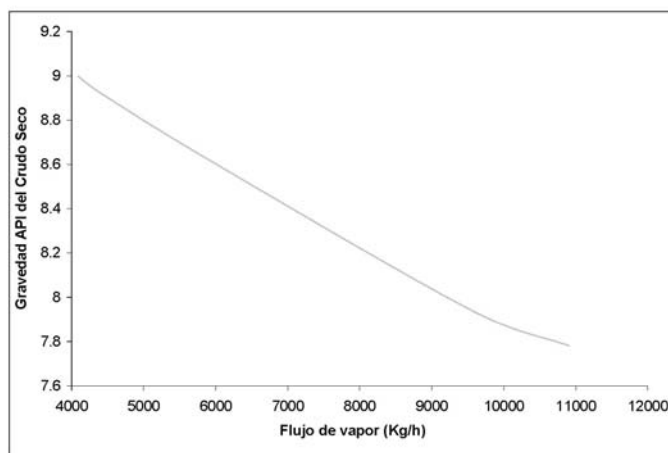


Figura # 6: Gravedad API del crudo de seco vs. flujo de vapor alimentado

La figura #7 muestra la relación entre la gravedad API del producto de fondo con la del diluyente para un crudo con las características del DCO2, en donde se aprecia que la gravedad API del diluyente recuperado aumentará en la medida que fracciones pesadas del diluyente se pierdan por el fondo.

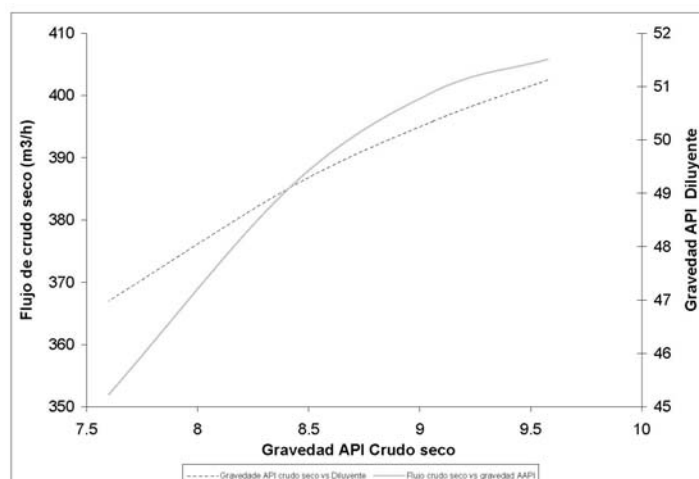


Figura # 7: Sensibilidad de la simulación de los datos de campo con la gravedad API del crudo de seco vs. Gravedad API diluyente y el flujo de crudo seco

Conclusiones

A pesar de las diferencias en las propiedades y características del crudo diluido disponible para el arranque de la URD, se logró generar un modelo que permitió anticipar las condiciones requeridas y potenciales limitaciones al operar la unidad con una dieta de características distintas a las de diseño.

El modelo fue validado con los datos de planta y se ajustó a las condiciones reales de campo, con lo cual se dispone de la base para preparar el modelo dinámico con el cual se podrá aproximar con mayor facilidad a las operaciones de paro y arranque de la planta, cambios en la dieta utilizada y entrenamiento del personal de planta, sin comprometer la producción y seguridad de las instalaciones.

Referencias

1. Solari, Bruno. "Procesamiento de Crudos Pesados", INELECTRA, Caracas 2006
2. Kister, Henry. "Distillation Design", McGraw-Hill, Inc., New York 1992