

# UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera



## AMPLIACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO DE REFINERIA LA PAMPILLA A 15 MBPD

### TESIS

PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL  
DE INGENIERO QUIMICO

Raúl Felipe Wong Chiang

PROMOCION 84 - I

Lima - Perú

1992

Dedico esta tesis

mis padres **Luis** y  
**Flora**, por lo que me han  
brindado en toda una  
vida, y

a mi esposa **Sara**, por el  
amor y apoyo que me da a  
diario.

Agradezco sinceramente a la  
Sra. **Sandra Becerra Barrueto**  
por su valiosa colaboración.

## RESUMEN

La capacidad de la Unidad de Destilación al Vacío de la Refinería La Pampilla fue ampliada de 12.6 a 15.0 MBPD con el fin de aumentar la producción de gasóleo pesado de vacío para sustituir al gasóleo liviano como carga a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido. Mediante la evaluación expuesta en esta tesis, se logró dicho aumento de capacidad con inversiones mínimas, optimizándose el esquema operativo con los equipos existentes.

El valor actual neto del proyecto se estima en 6.72 millones de dólares, correspondientes al ahorro de diesel empleado como depresor de viscosidad de los residuales.

## INDICE

Objetivos	Pág. 5
Capitulo 1: Información general de diseño	7
1.1 Bases de diseño	7
1.2 Rendimientos estimados	8
1.3 Balances de materia y energía del proceso	9
Capitulo 2: Unidades de Destilación Primaria I y Vacío - Descripción del proceso	14
2.1 Unidad de Destilación Primaria I	14
2.2 Unidad de Destilación al Vacío	17
Capitulo 3: Evaluación de equipos principales	26
3.1 Hornos de carga	26
3.2 Torre de vacío	28
3.3 Intercambiadores de calor	30
3.4 Enfriadores atmosféricos	32
Capitulo 4: Corrida de prueba a 15 MBPD en la Unidad de Destilación al Vacío	63
4.1 Antecedentes	63
4.2 Resumen de la corrida de prueba	64
4.3 Descripción de la corrida de prueba	65
4.4 Resultados	68
Capitulo 5: Modificaciones requeridas	77

5.1	Distribución de crudo reducido y residual de vacío en el tren de precalentamiento	77
5.2	Sistema de evacuación de fondos de vacío	79
Capítulo 6:	Evaluación económica	92
6.1	Variación de rendimientos en la Unidad FCC	92
6.2	Variación de productos livianos agregados a residuales para controlar su viscosidad	93
6.3	Valorización de estructura diferencial de productos terminados	96
6.4	Inversión y costos operat. diferenciales	97
6.5	Ahorros netos	100
Anexo 1:	El petróleo y sus derivados	110
A1.1	Componentes del petróleo	110
A1.2	Derivados del petróleo	111
Anexo 2:	Procesos de refinación	116
A2.1	Separaciones físicas	116
A2.2	Procesos de conversión	120
A2.3	Procesos de tratamiento químico	128
Anexo 3:	PETROPERU y la Refinería La Pampilla	132
A3.1	Petróleos del Perú	132
A3.2	La industria refinera en el Perú	133
A3.3	Refinería La Pampilla	134
	Bibliografía	148
	Índice de tablas y gráficos	151

## OBJETIVOS

Los objetivos del Proyecto de Ampliación de la Unidad de Destilación al Vacío de la Refinería La Pampilla de 12.6 a 15.0 mil barriles por día (MBPD) son:

1. Aumentar la producción de gasóleo pesado de vacío (HVGO) para conformar la carga a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC), conjuntamente con el gasóleo de la Unidad de Destilación Primaria II (UDP II), minimizando los volúmenes de gasóleo liviano y diesel alimentados a la Unidad FCC.
2. Producir excedentes de gasóleo liviano de vacío (LVGO) para su empleo como depresor de viscosidad de los residuales en sustitución del diesel empleado actualmente.

La presente tesis expone el método de diseño de procesos aplicado para lograr los objetivos anteriores.

El diseño de procesos se realizó en las siguientes etapas:

1. Evaluación teórica de capacidad de los equipos principales.

Corridas de prueba en planta, a fin de comprobar en la práctica las conclusiones obtenidas a partir del cálculo teórico.

3. Especificación de equipos e instalaciones complementarias, de acuerdo a limitaciones observadas en las dos primeras etapas.

4. Evaluación de la rentabilidad económica del proyecto.

## CAPITULO 1

### INFORMACION GENERAL DE DISEÑO

#### 1.1 Bases de diseño

El presente diseño ha sido realizado con el objeto de ampliar la capacidad de procesamiento de la Unidad de Destilación al Vacío de Refinería La Pampilla hasta 15 MBPD alimentando crudo reducido de la Unidad de Destilación Primaria I (UDP I), con los rendimientos y condiciones de operación indicadas en el presente capítulo.

Para realizar el estudio, se han considerado las siguientes bases de diseño:

Mantener las calidades actuales de carga y productos.

Se evaluarán dos casos, dependiendo del crudo procesado en la UDP I:

Caso 1: Crudo Loreto de 22.5 °API

Caso 2: Crudo Ecuador Oriente de 29.2 °API.



- 2° Maximizar el envío de gasóleo pesado de vacío caliente directamente a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC).
- 3° Maximizar el precalentamiento de crudo alimentado a la UDP I.

1.2 Rendimientos estimados

Se presentan a continuación. Los valores indicados corresponden a los rendimientos típicos observados en la Unidad de Destilación al Vacío de la Refinería la Pampilla durante el periodo 1988 - 1989.

---

TABLA 1.2 - A

CASO 1: CRUDO LORETO

Corriente	BFD	°API	mLb/h	%Vol
Carga a UDV	15000	15.6	210.7	100.00
Gasóleo liviano	1150	33.7	14.4	7.66
Gasóleo pesado	4750	25.9	62.4	31.67
Residual	9100	7.9	134.8	60.67
Gases			0.8	

---

TABLA 1.2 - B

CASO 2: CRUDO ECUADOR ORIENTE

Corriente	BPD	°API	mLb/h	%Vol
Carga a UDV	15000	16.5	209.4	100.00
Gasóleo liviano	1375	31.1	17.5	9.17
Gasóleo pesado	5625	25.2	74.2	37.50
Residual	8000	9.9	116.9	53.33
Gases			0.9	

1.3 Balances de materia y energía generales

Se adjuntan en las Tablas 1.3.1 A/B. En las Tablas 1.3.2 A/B se incluyen los balances de materia y energía para el crudo en el tren de precalentamiento.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA GENERAL  
CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Corriente	Flujo B/D	Grav. API	sg 60 sp.gr.	L:sgt V:lb/cf	Flujo Mol/hr	m Mlb/h	Pres Psia	Temp. °F	K UOP	H BTU/#	Q MMBTU/h
Crudo reducido a hornos	15000	15.6	0.962	0.796	593.5	210.7		620	11.1	325.3	68.537
Carga térmica hornos											8.649
Productos en zona flash											
Gases	75	55.0	0.759	0.005	22.5	0.8	1.50	628	12.0	477.4	0.397
LV60	1150	33.7	0.857	0.030	61.2	14.4	1.50	628	11.6	440.8	6.340
HV60	4750	25.9	0.899	0.040	198.0	62.4	1.50	628	11.6	432.9	26.995
HV60 a S.Max y malla	952	25.9	0.899	0.040	39.7	12.5	1.50	628	11.6	432.9	5.410
Líquido	8148	8.1	1.014	0.873	287.2	120.6	1.50	628	11.0	315.4	38.044
Fondos de 11C7	9100	7.9	1.015	0.875	321.2	134.9	1.50	628	11.0	315.1	42.497
Quench frío	50	7.9	1.015	0.962	1.8	0.7		267	11.0	110.8	0.082
Fondos totales a 11P17	9150	7.9	1.015	0.876	322.9	135.6		626	11.0	313.8	42.558
Circuito 1:											
RV+quench al 11E11	5650	7.9	1.015	0.876	199.4	83.7		626	11.0	313.8	26.279
Carga térmica 11E11											6.820
RV+quench al 11E9	5650	7.9	1.015	0.908	199.4	83.7		495	11.0	232.3	19.458
Carga térmica 11E9											5.851
RV+quench al 11E6	5650	7.9	1.015	0.938	199.4	83.7		370	11.0	162.5	13.608
Carga térmica 11E6											4.328
RV+quench del 11E6	5650	7.9	1.015	0.962	199.4	83.7		267	11.0	110.8	9.279
RV de 11E6 al 11E29	5600	7.9	1.015	0.962	197.6	83.0		267	11.0	110.8	9.197
Circuito 2:											
RV de 11P17 a 11E53	3500	7.9	1.015	0.876	123.5	51.9		626	11.0	313.8	16.279
CR a 11E80	6820	15.6	0.962	0.796	269.9	95.8		620	11.1	325.3	31.162
CR de 11E80 a 11E53	6820	15.6	0.962	0.852	269.9	95.8		432	11.1	206.1	19.745
Carga térmica 11E80											11.417
CR+RV al 11E53	10320	12.9	0.980	0.857	393.4	147.7		501	11.0	243.9	36.014
Carga térmica 11E53											8.209
CR+RV del 11E53 al E29	10320	12.9	0.980	0.883	393.4	147.7		406	11.0	188.3	27.805
RV+CR al 11E29	15920	11.1	0.992	0.911	591.0	230.7		359	11.0	160.4	37.006
Carga térmica 11E29											6.609
RV+CR del 11E29	15920	11.1	0.992	0.925	591.0	230.7		304	11.0	131.8	30.397
HV60 total a 11P15	14102	25.9	0.899	0.759	587.7	185.1		456	11.6	236.9	43.857
HV60 a FCC	0	25.9	0.899	0.759	0.0	0.0		456	11.6	236.9	0.000
HV60 a malla	640	25.9	0.899	0.759	26.7	8.4		456	11.6	236.9	1.990
HV60 a plato 13	312	25.9	0.899	0.759	13.0	4.1		456	11.6	236.9	0.970
HV60+Rf.HV60 a 11E8	13150	25.9	0.899	0.759	548.0	172.6		456	11.6	236.9	40.897
Carga térmica 11E8											3.816
HV60+Rf.HV60 a 11E4	13150	25.9	0.899	0.772	548.0	172.6		421	11.6	214.8	37.081
Carga térmica 11E4											11.182
HV60+Rf.HV60 del 11E4	13150	25.9	0.899	0.809	548.0	172.6		312	11.6	150.0	25.900
HV60 neto a 11E28	4750	25.9	0.899	0.809	198.0	62.4		312	11.6	150.0	9.355
Carga térmica 11E28											5.777
HV60 del 11E28 a tanque	4750	25.9	0.899	0.866	198.0	62.4		132	11.6	57.4	3.579
Rf.HV60 a 11E27	8400	25.9	0.899	0.809	350.1	110.3		312	11.6	150.0	16.544
Carga térmica 11E27											3.084
Rf.HV60 de 11E27 a 11C7	8400	25.9	0.899	0.826	350.1	110.3		261	11.6	122.1	13.460
LV60 total a 11P14	15010	33.7	0.857	0.798	798.9	187.7		202	11.6	94.2	17.678
LV60 a 11E26	1150	33.7	0.857	0.798	61.2	14.4		202	11.6	94.2	1.354
Carga térmica 11E26											0.629
LV60 del 11E26 a tanque	1150	33.7	0.857	0.828	61.2	14.4		114	11.6	50.5	0.726
Rf.LV60 a 11E24	13860	33.7	0.857	0.798	737.7	173.4		202	11.6	94.2	16.324
Carga térmica 11E24											4.996
Rf.LV60 de 11E24 a 11C7	13860	33.7	0.857	0.818	737.7	173.4		145	11.6	65.3	11.327
Gas a eyectores	75	55.0	0.759	0.005	22.5	0.8	0.84	154	12.0	217.0	0.180



BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA GENERAL  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Corriente	Flujo B/D	Grav. API	sg 60 sp.gr.	L:sgt V:lb/cf	Flujo Mol/hr	m Mlb/h	Pres Psia	Temp. °F	K UOP	H BTU/#	Q MMBTU/h
Crudo reducido a hornos	15000	16.5	0.956	0.793	621.4	209.4		600	11.2	314.9	65.953
Carga térmica hornos											14.401
Productos en zona flash											
Gases	81	55.0	0.759	0.004	25.6	0.9	1.44	641	12.0	486.1	0.436
LV60	1375	31.1	0.870	0.027	77.7	17.5	1.44	641	11.5	444.4	7.765
HV60	5625	25.2	0.903	0.038	240.8	74.2	1.44	641	11.5	438.3	32.510
HV60 a S.Wax y malla	1000	25.2	0.903	0.038	42.8	13.2	1.44	641	11.5	438.3	5.780
Líquido	7000	8.0	1.014	0.871	246.9	103.7	1.44	641	11.1	326.6	33.863
Fondos de 11C7	8000	9.9	1.001	0.850	278.3	116.9	1.44	641	11.1	330.0	38.575
Quench frio	500	9.9	1.001	0.939	17.4	7.3		290	11.1	124.4	0.909
Fondos totales a 11P17	8500	9.9	1.001	0.855	295.7	124.2		620	11.1	316.2	39.273
Circuito 1:											
RV+quench al 11E11	6500	9.9	1.001	0.855	226.2	95.0		620	11.1	316.2	30.032
Carga térmica 11E11											6.235
RV+quench al 11E9	6500	9.9	1.001	0.882	226.2	95.0		517	11.1	250.5	23.797
Carga térmica 11E9											6.571
RV+quench al 11E6	6500	9.9	1.001	0.912	226.2	95.0		398	11.1	181.4	17.226
Carga térmica 11E6											5.414
RV+quench del 11E6	6500	9.9	1.001	0.939	226.2	95.0		290	11.1	124.4	11.813
RV de 11E6 al 11E29	6000	9.9	1.001	0.939	208.8	87.7		290	11.1	124.4	10.904
Circuito 2:											
RV de 11P17 a 11E53	2000	9.9	1.001	0.855	69.6	29.2		620	11.1	316.2	9.241
CR a 11E80	3000	16.5	0.956	0.793	124.3	41.9		600	11.2	314.9	13.191
CR de 11E80 a 11E53	3000	16.5	0.956	0.878	124.3	41.9		315	11.2	142.6	5.972
Carga térmica 11E80											7.219
CR+RV al 11E53	5000	13.8	0.974	0.864	193.9	71.1		447	11.2	214.0	15.215
Carga térmica 11E53											7.669
CR+RV del 11E53 al E29	5000	13.8	0.974	0.917	193.9	71.1		247	11.2	106.1	7.546
RV+CR al 11E29	11000	11.6	0.989	0.928	402.6	158.8		271	11.1	116.2	18.449
Carga térmica 11E29											2.533
RV+CR del 11E29	11000	11.6	0.989	0.936	402.6	158.8		238	11.1	100.2	15.917
HV60 total a 11P15	16575	25.2	0.903	0.767	709.6	218.6		450	11.5	231.8	50.652
HV60 a FCC	4000	25.2	0.903	0.767	171.2	52.7		450	11.5	231.8	12.224
HV60 a malla	640	25.2	0.903	0.767	27.4	8.4		450	11.5	231.8	1.956
HV60 a plato 13	360	25.2	0.903	0.767	15.4	4.7		450	11.5	231.8	1.100
HV60+Rf.HV60 a 11E8	11575	25.2	0.903	0.767	495.6	152.6		450	11.5	231.8	35.372
Carga térmica 11E8											6.111
HV60+Rf.HV60 a 11E4	11575	25.2	0.903	0.789	495.6	152.6		385	11.5	191.7	29.261
Carga térmica 11E4											10.108
HV60+Rf.HV60 del 11E4	11575	25.2	0.903	0.828	495.6	152.6		269	11.5	125.5	19.154
HV60 neto a 11E28	1625	25.2	0.903	0.828	69.6	21.4		269	11.5	125.5	2.689
Carga térmica 11E28											1.810
HV60 del 11E28 a tanque	1625	25.2	0.903	0.881	69.6	21.4		97	11.5	41.0	0.879
Rf.HV60 a 11E27	9950	25.2	0.903	0.828	426.0	131.2		269	11.5	125.5	16.465
Carga térmica 11E27											4.687
Rf.HV60 de 11E27 a 11C7	9950	25.2	0.903	0.849	426.0	131.2		200	11.5	89.8	11.778
LV60 total a 11P14	10375	31.1	0.870	0.807	586.0	131.8		220	11.5	102.3	13.492
LV60 a 11E26	1375	31.1	0.870	0.807	77.7	17.5		220	11.5	102.3	1.788
Carga térmica 11E26											0.751
LV60 del 11E26 a tanque	1375	31.1	0.870	0.835	77.7	17.5		134	11.5	59.4	1.037
Rf.LV60 a 11E24	9000	31.1	0.870	0.807	508.3	114.4		220	11.5	102.3	11.704
Carga térmica 11E24											3.768
Rf.LV60 de 11E24 a 11C7	9000	31.1	0.870	0.829	508.3	114.4		155	11.5	69.4	7.935
Gas a eyectores	81	55.0	0.759	0.005	25.6	0.9	0.89	175	12.0	226.1	0.203



## CAPITULO 2

### UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA I Y VACIO DESCRIPCION DEL PROCESO

#### 2.1 Unidad de Destilación Primaria I

El petróleo crudo almacenado en tanques ingresa a las bombas de carga 11P1-ABC, que reciben además gasolina en reproceso transferida desde UDF II. La carga se divide en tres circuitos paralelos e ingresa al primer tren de precalentamiento para intercambiar calor con los siguientes fluidos:

<u>Circuito 1</u>	<u>Circuito 2</u>	<u>Circuito 3</u>
11E1: nafta	11E51: kero	11E53:crudo re-
11E2: refl. nafta	11E52: reflujo	ducido +
11E3: kerosene	de nafta	residual
11E4: HVGO		de vacío

A la salida de estos intercambiadores, la carga ingresa a las desaladoras electrostáticas 11D1 (circuito 1) y 11D80 (circuitos 2 y 3 unidos). En éstas se extraen sales para prevenir corrosión por

HCl formado por hidrólisis de los cloruros de Ca y Mg.

El crudo efluente de las desaladoras se envía al segundo tren de precalentamiento:

<u>Circuito 1</u>	<u>Circuito 2</u>	<u>Circuito 3</u>
11E6: residual	11E5: diesel	11E80:crudo
11E7: diesel	11E8: HVGO	reducido
11E9: residual		
11E10:reflujo de diesel		
11E11:residual		

El crudo precalentado proveniente de los tres circuitos se somete a una operación de vaporización instantánea en la torre preflash 11D2. El producto de tope ingresa a la zona de vaporización de la fraccionadora y el de fondos se bombea a los hornos 11H1A y 11H1B.

Los hornos son de tipo cilíndrico vertical, siendo el 11H1A de modelo Isoflow-Petrochem (zonas de convección y radiación integral) y el 11H1B de tipo circular con banco de tubos horizontales en la zona convectiva (Ref. (21)). Ambos hornos cuentan con quemadores combinados de aceite y gas combustible. El crudo parcialmente vaporizado es enviado a la columna de fraccionamiento.



La fraccionadora 11C1 posee 42 bandejas y platos laterales para extraer nafta, kerosene, diesel y gasóleo. Cuenta con reflujos circulantes de nafta y diesel, que al retornar a menor temperatura a la columna adecúan el gradiente térmico interno requerido.

Del tope de la fraccionadora se obtiene gasolina, que se despoja de compuestos corrosivos y humedad en la estabilizadora 11C51.

Los cortes laterales son despojados en columnas de agotamiento con inyección de vapor sobrecalentado, salvo el agotador de nafta que opera con un rehervidor de fondos. Los productos intercambian calor con el crudo, y luego se enfrían con aire o con agua. El kerosene, diesel y gasóleo son deshidratados en filtros de sal.

El crudo reducido es despojado con vapor dentro de la columna de fraccionamiento y se evacúa a través de tres circuitos:

1° Precalentamiento de crudo (11E80/11E53).

Generación de vapor de alta presión en la caldereta 11E55.

3° Alimentación a la Unidad de Vacío.

## 2.2 Unidad de Destilación al Vacío

La carga a la UDV es crudo reducido de UDP I, proveniente de las bombas de fondos 11P12 o efluente del intercambiador 11E80.

El crudo reducido ingresa bajo control de flujo a los hornos 11H2A y 11H2B. El 11H2A es de tipo cilíndrico vertical Isoflow-Petrochem, con zona de convección integral. El horno 11H2B fue instalado como parte del proyecto de Ampliación a 12 MBPD [1] es de tipo cilíndrico vertical y posee zona convectiva de tubos horizontales con superficie extendida. La carga que sale de los hornos ingresa a la zona de vaporización de la torre de vacío.

La columna 11C7 cuenta con dos secciones de bandejas superiores con 6 platos perforados en cada sección. Las bandejas actúan como condensadores de contacto. La torre se ha diseñado con baja eficiencia de separación, no se requiere un fraccionamiento riguroso entre ambos gasóleos porque en el diseño original ambos se destinaban como carga a la Unidad FCC (Ref. [7]).

El retiro de calor de la columna se efectúa con los reflujos de gasóleo liviano (LVGO) y pesado

[1] Ver en el Anexo 3 la evolución de la capacidad de la Unidad de Vacío.

(HVGO), que retornan a la torre de vacío seis platos por encima del plato de extracción respectivo, por lo cual ambas secciones de bandejas son poco eficientes para la transferencia de masa.

Los platos acumuladores de LVGO y HVGO son de extracción total, siendo mínima la cantidad de reflujo interno que puede fluir por rebose al plato inmediato inferior.

Bajo el plato de extracción de HVGO existen dos platos de tipo copas de burbujeo alargadas, entre los que se recircula el *slop wax*, que es aceite extraído del plato 14 para retornarlo al plato 13 (actualmente se emplea HVGO para este servicio). Sobre estos dos platos existe una malla que previene el arrastre de gotas de líquido, esta malla se lava continuamente con una corriente de HVGO.

Debajo de la zona de vaporización no existen platos adicionales. El residual de vacío es evacuado como producto de fondos. Para evitar coquificación del residual por alta temperatura, se recicla al fondo de la columna una corriente de residual proveniente del intercambiador 11E6.

El vacío en la columna se genera mediante dos eyectores en serie 11J1/J2 que operan con vapor de

250 psig. Se tienen dos condensadores de superficie enfriados con agua de refrigeración, uno a la salida de cada eyector.

El LVGO no intercambia calor con el crudo por su bajo nivel térmico, es directamente enfriado en los aero-refrigerantes 11E24 (reflujo) y 11E26 (producción). El reflujo de LVGO retorna directamente al tope de la torre bajo control de flujo, mientras que el LVGO de producción se envía fuera de límite de baterías bajo control de nivel del plato.

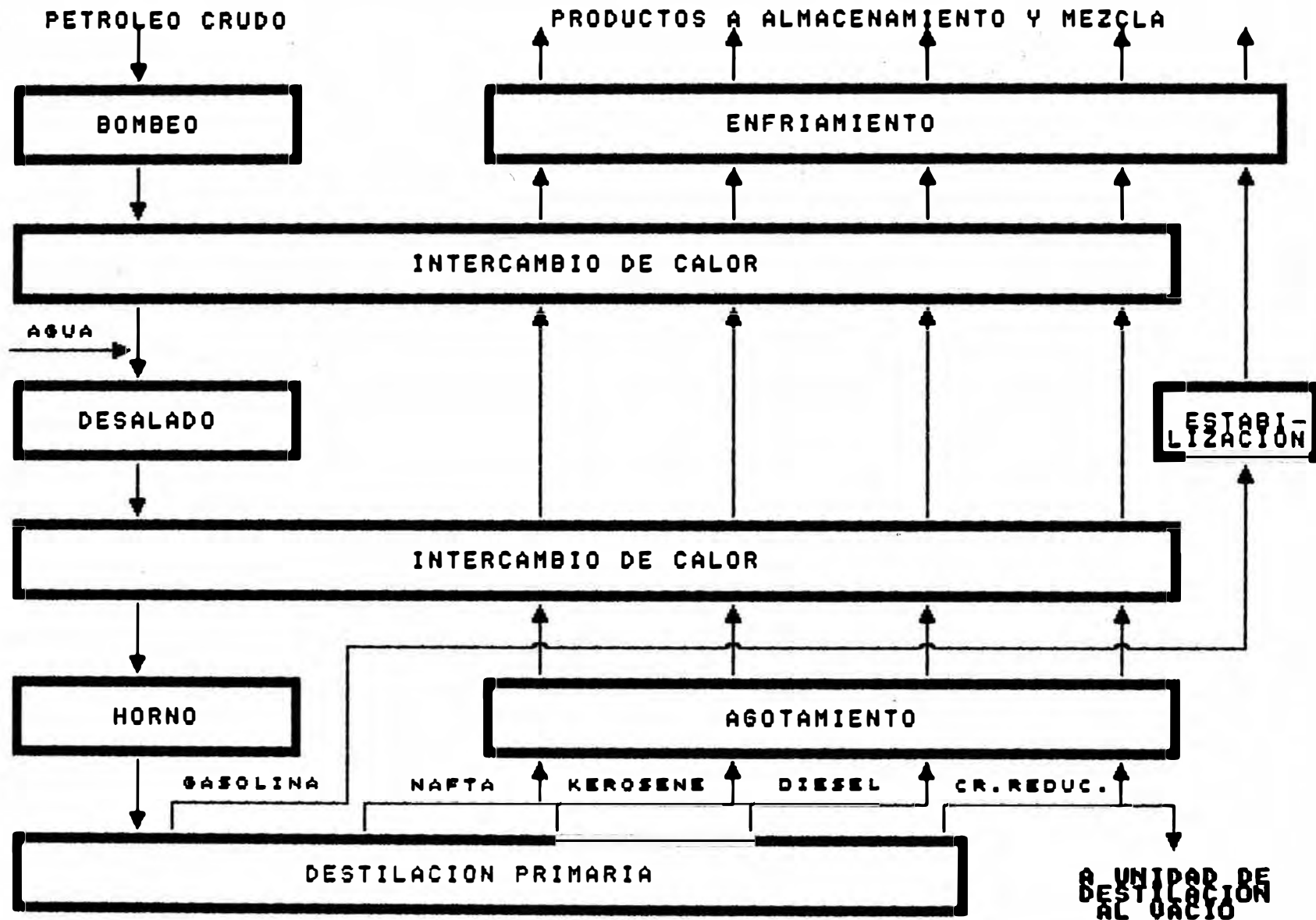
El HVGO precalienta al crudo en los intercambiadores 11E8 y 11E4. A la salida de éste el flujo se divide: el reflujo se subenfria en el aerorrefrigerante 11E27 y retorna al plato 7 de la 11C7 bajo control de flujo, mientras que el HVGO de producción se enfria en el aerorrefrigerante 11E28 y se envía en el tanque de carga de la Unidad FCC bajo control de nivel del plato de extracción.

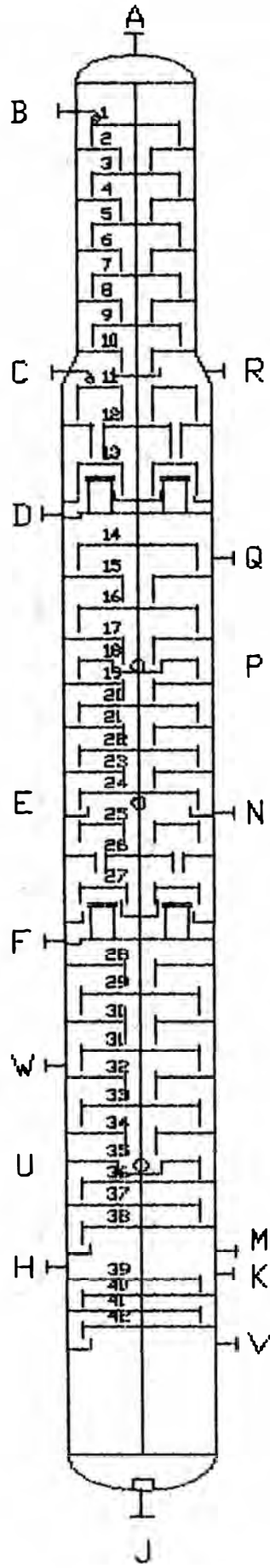
Existe además una corriente de HVGO que se envía directamente de la bomba de producto a la Unidad FCC para aumentar la temperatura de la carga a esta unidad.

El residual de vacío sale de la columna por control de nivel, e ingresa a los intercambiadores 11E11, 11E9 y 11E6 precalentando el crudo; también existe un sistema que permite mezclar el residual con el crudo reducido efluente del 11E80, para ser distribuido a los 11E11/E9/E6 y al 11E53. Luego, el residual es enfriado conjuntamente con el crudo reducido en el enfriador atmosférico 11E29 y se envía a tanques.

Todos los flujos de líquido en la unidad son impulsados con bombas centrífugas: (i) 11P14: bomba de LVGO, (ii) 11P15A/B: bomba de HVGO (la 11P15B es además suplente de la 11P14), (iii) 11P17ABC: bombas de residual de vacío y (iv) 11P19: bomba de condensado de los 11E30/11E31. Las bombas 11P15B y 11P17B son accionadas por turbinas a vapor, las restantes por motores eléctricos.

**REFINERIA LA PAMPILLA**  
**UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA I**  
**DIAGRAMA DE BLOQUES**





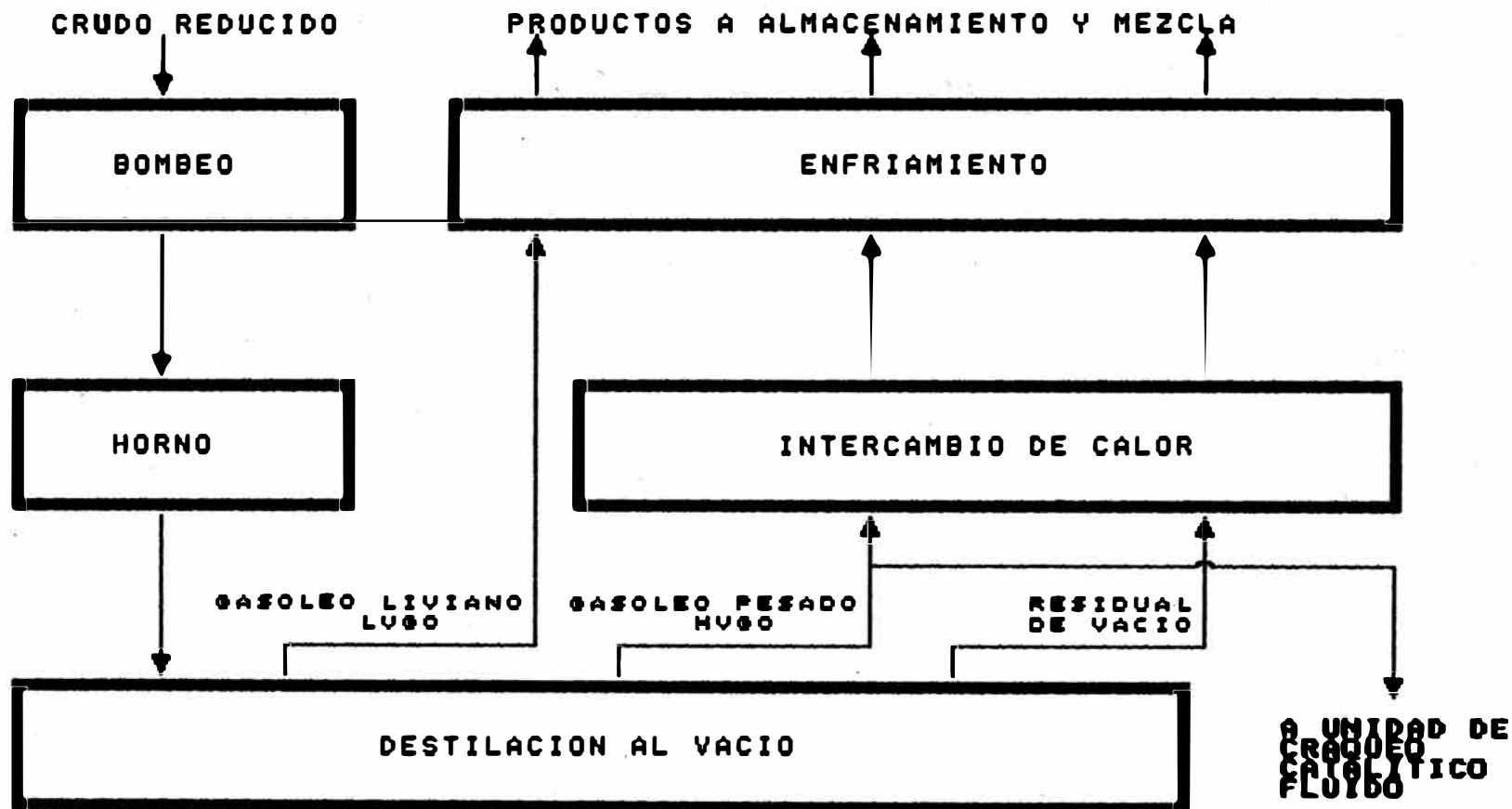
DESCRIPCION DE CONEXIONES	
A	Vapores de tope
B	Reflujo de gasolina
C	Reflujo de nafta
D	Salida de nafta
E	Reflujo de diesel
F	Salida de diesel
H	Cruda del horno 11H1A
J	Cruda reducido
K	Cruda del horno 11H1B
M	Vapores de torre preflash
N	Ent. vapores de diesel
P	Sal. kerosene
Q	Ent. vapores de kerosene
R	Ent. vapores de nafta
U	Sal. gasoleo atmosferico
V	Ent. vapor de agotamiento
W	Ent. vapores de gasoleo

REFINERIA LA PAMPILLA

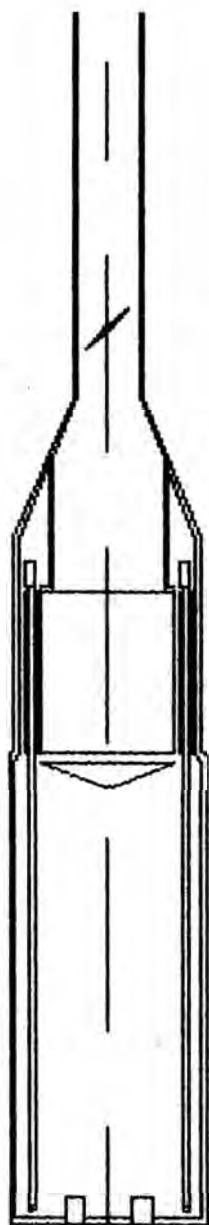
FRACCIONADORA  
11C1

R. Wong Ch. - Abr. 1991

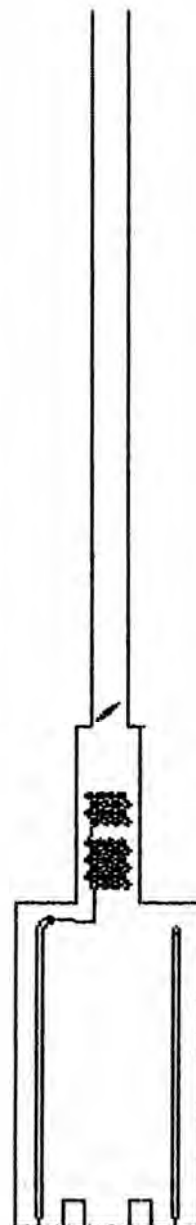
**REFINERIA LA PAMPILLA**  
**UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO**  
**DIAGRAMA DE BLOQUES**







11-H2A



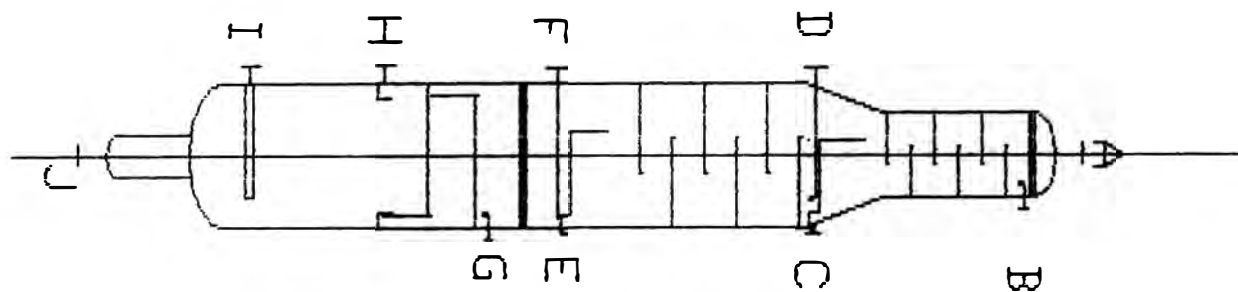
11-H2B

REFINERIA LA PAMPILLA

HORNOS

11-H2A / 11-H-2B

R. Wong Ch - Feb. 1990



### DESCRIPCION DE CONEXIONES

A	Vapores de tope	N	
B	Reflujo de LVGD	P	
C	Salida de LVGD	Q	
D	Reflujo de HVGD	R	
E	Salida de HVGD	U	
F	Reflujo a la malla	V	
G	Entrada de slip wax	W	
H	Salida de slip wax		
I	Entrada de crudo reducido		
J	Salida de fondos		

REFINERIA LA PAMPILLA

TORRE DE VACIO  
11C7

R. Wong Ch - Feb. 1990

## CAPITULO 3

### EVALUACION DE EQUIPOS PRINCIPALES

#### 3.1 Horno de carga

El horno 11H2B tiene suficiente capacidad para operar a 15 MBPD de carga, en ambos casos de diseño (carga: crudo reducido de UDP I proveniente de Crudo Loreto o Crudo Ecuador Oriente).

Las principales variables de proceso evaluadas son la carga térmica, el flux y la temperatura de metal de tubos, en cada zona del horno.

- 1° La máxima carga térmica requerida es 15.29 MMBTU/h, inferior a la capacidad de diseño 15.75 MMBTU/h. La distribución de calor (MMBTU/h) en las secciones del horno es:

	Calculado		Diseño
	Caso 1	Caso 2	
Zona radiante	11.85	11.13	11.546
Zona escudo	0.91	0.88	0.903
Zona convect.	2.53	2.39	3.305
<u>Total</u>	<u>15.29</u>	<u>14.40</u>	<u>15.754</u>

2° Los flux de calor calculados (BTU/h/ft<sup>2</sup>) están dentro del rango permisible de diseño.

	Calculado		Máximo
	Caso 1	Caso 2	
Zona radiante	8212	7713	12000
Zona escudo	6026	5828	12000
Zona convect.	1086	1026	4000

3° Las temperaturas de pared de tubo (°F) son inferiores a las máximas permisibles.

	Calculado		Máximo
	Caso 1	Caso 2	
Zona radiante	780	775	1150
Zona escudo	721	726	1150
Zona convect.	709	711	1150

4° La eficiencia del horno será de 75.5%, operando con 22% de exceso de aire y 890°F como máximo de temperatura de chimenea. Esta eficiencia es inferior a la indicada en el diseño (80%), sin embargo está dentro del rango normalmente permitido por PETROPERU. Dado que el horno cuenta con sistema de desholli-

nado, se estima que es posible mantener estas condiciones.

El procedimiento empleado para la evaluación del horno es el método de Lobo-Evans (Ref. (17), (20)). Los cálculos detallados se muestran en las Tablas 3.1.1 A/B. Las caídas de presión en la línea de transferencia se detallan en las Tablas 3.1.2 A/B.

### 3.2 Torre de vacío

La torre de vacío 11C7 no requiere modificaciones para operar con 15 MBPD.

Las principales variables de proceso verificadas son: la capacidad de condensación en los platos de las zonas de LVGO-HVGO, la caída de presión en la columna y los tiempos de residencia en los platos acumuladores.

A diferencia de las columnas de destilación convencionales, en la torre de vacío la transferencia de masa es de menor trascendencia por los motivos expuestos en el Capítulo 2.2. Las bandejas de las secciones de LVGO y HVGO son de flujo a contracorriente, consisten en bandejas perforadas por cuyos orificios fluyen simultáneamente vapores ascendentes y líquidos descendentes. Al no existir

bajantes entre platos consecutivos, se permite el flujo de vapor por el segmento libre con lo cual se minimiza la caída de presión por plato.

- 1° Los balances de materia y energía internos de la torre se muestran en las Tablas 3.2.1 A/B. Se requerirá modificar la distribución de reflujos de HVGO y LVGO a fin de establecer el balance mostrado.
- 2° La torre cuenta con suficiente capacidad de intercambio de calor:

	<u>N° platos requer.</u>		<u>N° plat. reales</u>
	Caso 1	Caso2	
Zona HVGO	5.9	4.1	6
Zona LVGO	5.0	5.6	6

- 3° Las caídas de presión calculadas entre la zona de vaporización y el tope serán de 1.41 y 1.11 "Hg en los casos 1 y 2 respectivamente.
- 4° Los tiempos de residencia en los platos acumuladores de LVGO y HVGO serán del orden de 2-4 minutos:

Tiempo de residencia (minutos)		
	Caso 1	Caso 2
Plato LVGO	2.3 / 3.9	3.3 / 4.2
Plato HVGO	2.6 / 3.7	2.2 / 3.2

Para el cálculo térmico de los platos (condensación por contacto directo) se empleó el método de Exxon (Ref. (21)) y los resultados se muestran en las Tablas 3.2.2 A/B. La evaluación hidráulica y cálculo de pérdidas de carga en los platos perforados N° 1-12 y en los platos 'long cap' N° 13-14 se realizó empleando la misma referencia, según las Tablas 3.2.3 A/B. La caída de presión en las mallas intermedia y superior se evaluó mediante el Método UQP (Ref. (18)) (Tabla 3.2.4 A/B).

### 3.3 Intercambiadores de calor

#### 1° Cargas térmicas:

Las cargas térmicas (MMBTU/hr) de los intercambiadores de calor crudo-residual de vacío 11E11, 11E9 y 11E6 serán muy superiores a las de diseño debido al flujo sustancialmente mayor de residual respecto al considerado en el diseño original.

Los intercambiadores de calor crudo-HVGO 11E8 y 11E4 operarán con cargas térmicas ligeramente menores a las de diseño.

Equipo	Servicio	Calculado		Diseño
		Caso 1	Caso 2	
11E6	Crudo-Residual	4.32	5.42	1.94
11E9	Crudo-Residual	5.85	6.57	1.94
11E11	Crudo Residual	6.81	6.24	2.51
11E4	Crudo-HVGO	11.18	10.11	10.80
11E8	Crudo-HVGO	3.82	6.11	6.20
11E53	Crudo-Cr.reducido	8.21	7.67	
<u>11E80</u>	<u>Crudo-Cr.reducido</u>	<u>11.41</u>	<u>7.22</u>	<u>10.67</u>

2° Caidas de presión en intercambiadores (Lado casco):

La caída de presión del residual en los intercambiadores en serie 11E11, 11E9 y 11E6 es muy alta, constituye una limitación para el incremento de carga con la configuración original.

La caída de presión del HVGO en los intercambiadores 11E8 y 11E4 excede a las de diseño, sin embargo esto no constituye limitación debido a su magnitud menor.



Equipo	Servicio	Calculado		Diseño
		Caso 1	Caso 2	
<u>Tubos-Casco</u>				
11E6	Crudo-Residual	35.6	38.3	4.4
11E9	Crudo-Residual	45.8	58.2	7.3
11E11	Crudo-Residual	36.4	48.1	6.2
11E4	Crudo-HVGO	14.4	12.6	7.7
11E8	Crudo-HVGO	17.1	14.4	9.5
11E53	Crudo-Cr.reducido	23.3	7.8	
11E80	Crudo-Cr.reducido	5.7	1.3	15.0

Para la evaluación de los coeficientes globales de transferencia de calor y de las caídas de presión se utilizó el método de Kern, Cap.7. Los cálculos térmicos se muestran en las Tablas 3.3.1 A/B y los de caídas de presión, en las Tablas 3.3.2 A/B.

#### 3.4 Enfriadores atmosféricos

##### 1° Cargas térmicas y temperaturas de salida:

La temperatura de envío a tanques del residual de vacío y crudo reducido, enfriados conjuntamente en el 11E29, será alta en el Caso 1 (304°F). En el Caso 2 no se presenta

esta limitación debido al menor flujo y viscosidad de los residuales.

Las temperaturas de envío a tanques del LVGO y HVGO serán de 114/132 y 134/97 °F respectivamente, en cada caso de diseño.

Las capacidades de los enfriadores de reflujo de LVGO y de HVGO (11E24 y 11E27 respectivamente) también cumplen los requerimientos de proceso.

Cargas térmicas (MMBTU/h):

Equipo	Servicio	Calculado		Diseño
		Caso 1	Caso 2	
11E24	Reflujo LVGO	4.99	3.77	4.33
11E26	LVGO	0.63	0.75	0.77
11E27	Reflujo HVGO	3.08	4.69	11.98
11E28	HVGO	5.78	1.81	6.16
11E29	Res.+cr.reduc.	6.60	2.53	1.92

Temperaturas de salida (°F) :

Equipo	Servicio	Calculado		Diseño
		Caso 1	Caso 2	
11E24	Reflujo LVGO	145	155	130
11E26	LVGO	114	134	150
11E27	Reflujo HVGO	261	200	150
11E28	HVGO	132	97	150
11E29	Res.+cr.reduc.	304	238	200

2° Caídas de presión en enfriadores atmosféricos

Las caídas de presión de los diversos productos serán inferiores a las de diseño, no se presenta limitación por este motivo.

Caídas de presión (psi):

Equipo	Servicio	Calculado		Diseño
		Caso 1	Caso 2	
11E24	Reflujo LVGO	4.4	2.1	5.0
11E26	LVGO	1.0	1.3	5.0
11E27	Reflujo HVGO	1.5	2.3	11.0
11E28	HVGO	0.7	0.2	7.1
11E29	Res.+cr.reduc.	4.1	24.4	20.0

Los cálculos térmicos y de caída de presión se muestran en las Tablas 3.4.1 A/B y 3.4.2 A/B.

**TABLA 3.1.1 - A**  
**EVALUACION TERMICA DEL HORNO 11H2B**  
**CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO**

ZONA RADIANTE	Simb.	Unid.	
<b>Area de transferencia</b>			
Area plana fría secc. radiante	Acp	ft <sup>2</sup>	853.00
Efic. de absorción secc. radiante	a	----	0.91
Area plana fría secc. escudo	Acp	ft <sup>2</sup>	86.67
Efic. de absorción secc. escudo	a	----	1.00
-->> Area plana fría equivalente	a*Acp	ft <sup>2</sup>	862.90
<b>Area de refractario expuesta</b>			
Area de envolvente	At	ft <sup>2</sup>	1289.57
-->> Area expuesta := (At-a*Acp)	Aw	ft <sup>2</sup>	426.67
<b>Factor de intercambio</b>			
Exceso de aire	EA	%	22 VAR
Presión parcial de CO2 + H2O	P	atm	0.237
Longitud media de rayo	L	ft	13.82
Presión*Longitud	P*L	atm*ft	3.27
Temperatura de gas en zona radiante	Tgr	*F	1469 VAR
Emisividad	E	----	0.491 FIG 4
Relación Aw/(a*Acp)		----	0.494
-->> Factor de intercambio	F	----	0.55 FIG 5
<b>Carga térmica - Zona radiante</b>			
Temp. de metal en Z. radiante	Ttr	*F	780 VAR
<b>Calor por radiación</b>			
Const. Stefan-Boltzmann	Sigma	BTU/h/ft <sup>2</sup> *R <sup>4</sup>	1.73E-09
QRr := Sigma*a*Acp*F*(Tgr <sup>4</sup> -Ttr <sup>4</sup> )	QRr	MMBTU/h	9.43
<b>Calor por convección</b>			
Coefficiente pelicular	hCr	BTU/h/ft <sup>2</sup> *R <sup>2</sup>	2.0
Area equivalente convectiva	ARt	ft <sup>2</sup>	1725.8
QRc := hCr*ARt*(Tg-Tt)	QRc	MMBTU/h	2.38
Carga térmica total Zona Rad.			
-->> QR1 := QRr+QRc	QR1	MMBTU/h	11.81
<b>Balance térmico total - zona radiante</b>			
Carga térmica total neta	Q	MMBTU/h	15.29 VAR
Eficiencia térmica	eff	%	75.5 VAR
Temp. de chimenea	Tch	*F	890 FIG 7
Calor liberado por combustible	Qn	MMBTU/h	20.25
(Qn/(a*Acp*F))		BTU/h/ft <sup>2</sup>	42660
Calor sensible del aire	Qa	MMBTU/h	0
Temperatura del combustible	Tfuel	*F	150 VAR
Calor sensible del combustible	Qf	MMBTU/h	0.04
Calor perdido por paredes	Ql	MMBTU/h	0.40
Relación Qg/Qn - sal. Z. radiante		----	0.395
Calor en gases a zona escudo	Qg	MMBTU/h	7.99
Carga térmica total Zona Rad.			
-->> QR2 := Qn+Qa+Qf-Ql-Qg	QR2	MMBTU/h	11.89
<b>Condiciones de convergencia:</b>			
-->> er := ABS(QR1/QR2 - 1)	er	----	0.007
-->> ee := ABS(Qg/Qn*Tch/((100-eff-Ql/Qn)/100)-1)	ee	----	0.017

**TABLA 3.1.1 - A (Continuación)**  
**EVALUACION TERMICA DEL HORNO 11H2B**  
**CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO**

ZONA ESCUDO	Símb.	Unid.	
Calor radiante a la zona convectiva			
Factor de eficiencia	alfa		0.74
Temperatura de metal en Zona escudo		°F	721
Temperatura de gases a zona escudo		°F	1469
-->> $Q_{sl} := \sigma(1-\alpha)A_{cp} F(T_g^4 - T_t^4)$	$Q_{sl}$	MMBTU/h	0.26
Carga térmica - Zona escudo			
Temperatura de gases a zona convectiva			
Relación $Q_g/Q_n$ - salida de Z. escudo	----		0.395
Calor en gases a zona convectiva	$Q_{gs}$	MMBTU/h	0.382
-->> Temp. de gases a Z. convectiva	$T_{gs}$	°F	1427 VAR
Condición de convergencia:			
-->> $e := \text{ABS}(Q_g/T_{gs}/Q_{gs} - 1)$	e	----	0.001
Calor por convección a Z. escudo			
Diámetro externo	$OD_c$	pulg.	5.563
Espaciamiento	t	pulg.	10
Número de hileras	----		2
Número de tubos por hilera	----		4
Longitud de tubos	Lc	ft	13
Ancho total	$W_t$	pulg.	45
Ancho libre	$W_{fs}$	pulg.	22.748
Flujo de gases de combustión	$w_{fg}$	Lb/h	20328
Veloc. másica gases de combustión	Gg	lb/s/ft <sup>2</sup>	0.229
Area de transferencia	$A_s$	ft <sup>2</sup>	151.5
Temperaturas			
Temp. crudo reducido ent. Z. escudo	$T_{c2}$	°F	617.5 VAR
Temp. crudo reducido sal. Z.escudo	$T_{c3}$	°F	623.8 VAR
Dif. temp. media logarítmica	LMTDs	°F	827
Temp. media crudo reducido	$T_{ps}$	°F	620.7
Temp. media metal	$T_{ts}$	°F	721
Temp. promedio de gases	$T_{gs}$	°F	1448
Temp película gases	$T_{gfs}$	°F	1034
Coefficientes de transferencia			
Coef. convección	hcc	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	3.44
Coef. radiación de gas	hcr	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	3.25 FIG 10
Coef. transf pared-tubo	h <sub>cw</sub>	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	15.57
Area de pared por hilera	$A_{cw}$	ft <sup>2</sup>	18.76
Area de tubos por hilera	$A_{ct}$	ft <sup>2</sup>	75.73
Factor de corrección	f	----	0.173
$f := h_{cw}/(h_{cc}+h_{cr}+h_{cw}) * A_{cw}/A_{ct}$			
Coefic. pelicular externo	hc	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	7.85
-->> $hc := (1+f)*(h_{cc}+h_{cr})$			
Coefic. pelicular interno			
Flujo másico	$m$	lb/h	213041 VAR
Diámetro interno	ID	pulg	4.933
Velocidad másica	G	lb/s/ft <sup>2</sup>	445.9
Calor específico	$C_p$	btu/lb/°F	0.6809 VAR
Conductividad térmica	k	btu/h/ft/°F	0.057 VAR
Viscosidad promedio	$\mu$	cP	1.706 VAR
Viscosidad a temp. pared	$\mu_{w}$	cP	1.196 VAR
Núm. Reynolds modificado := $ID * G / \mu$	$Re'$	----	1289
Función de Reynolds	$f(Re')$	----	6092
Coef. pelicular interno	h <sub>ci</sub>	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	3251
-->> $h_{ci} := Pr^{.333} * (\mu / \mu_w)^{.14} * f(Re')$			
Coefficiente global de transferencia			
Factor de ensuciamiento interno	$R_i$	$h * ft^2 * °F / btu$	0.005
Factor de ensuciamiento externo	$R_e$	$h * ft^2 * °F / btu$	0.005
Coefficiente global	$U_s$	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	7.27
Calor transferido			
$Q_{cs} := U_s * A_s * LMTDs$	$Q_{cs}$	MMBTU/h	0.91
Calor ganado por la carga	$Q_{fs}$	MMBTU/h	0.91
$Q_{fs} := m * C_p * (T_{c3} - T_{c2})$			
Condición de convergencia			
-->> $e_s := \text{ABS}(Q_{cs}/Q_{fs} - 1)$	$e_s$	----	0.004

**TABLA 3.1.1 - A (Continuación)**  
**EVALUACION TERMICA DEL HORNO 11H2B**  
**CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO**

ZONA CONVECTIVA	Símb.	Unid.		
<b>Carga térmica - Zona convectiva</b>				
<b>Calor por convección</b>				
Diámetro externo	ODc	pulg.	5.563	
Espaciamiento	t	pulg.	10	
Número de hileras	Nhc	----	4	
Número de tubos por hilera	Nth	----	4	
Longitud de tubos	Lc	ft	13	
<b>Superficies extendidas</b>				
Diámetro aletas	d	pulg.	0.5	
Longitud aletas	h	pulg.	1	
Número de aletas por plano	Nfp	----	20	
Núm. planos aletas/pie	Npf	ft^-1	19.2	
<b>Áreas</b>				
Ancho total	Wt	pulg.	45	
Ancho libre	Wfs	pulg.	16.35	
Veloc. másica gases de combustión	Gg	lb/s/ft^2	0.319	
Área de tubo liso por hilera	A't	ft^2	75.73	
Área de aletas por hilera	Af	ft^2	245.00	
<b>Temperaturas</b>				
Temp. crudo reducido ent. Z. convect.	Tc1	°F	600	VAR
Temp. crudo reducido sal. Z. convect.	Tc2	°F	617.5	
Dif. temp. media logarítmica	LMTDs	°F	506	
Temp. media crudo reducido	Tps	°F	608.75	
Temp. media metal	Tts	°F	708.75	
Temp. promedio de gases	Tgs	°F	1115	
Temp película gases	Tgfs	°F	862	
<b>Coefficientes de transferencia</b>				
Coef. convección	hcc	btu/h/ft^2/°F	4.06	
Abscisa: $X*(2*hcc/k/Y)^{.5}$	----	----	0.24	
Eficiencia de aletas	E	----	0.95	FIG 3
Coef. conv. tubo aletado hf: -->> $hf := hcc*(E*Af+A't)/A't$	hf		16.53	
Coef. radiación de gas	hcr	btu/h/ft^2/°F	2.45	FIG 10
Coef. transf pared-tubo	hcw	btu/h/ft^2/°F	15.10	
Factor de corrección $b := hcw/(hf+hcr+hcw)*Acw/Act$	b	----	0.110	
Coefic. pelicular externo -->> $hc := (1+b)*(hf+hcr)$	hc	btu/h/ft^2/°F	21.06	
Coefic. pelicular interno (asum.)	hi	btu/h/ft^2/°F	100	
Factor de ensuciamiento interno	Ri	h*ft^2*°F/btu	0.005	
Factor de ensuciamiento externo	Re	h*ft^2*°F/btu	0.005	
Coeficiente global	Us	btu/h/ft^2/°F	14.82	
<b>Calor transferido:</b>				
$Qccl := Uc*A't*Nh*LMTD$	Qccl	MMBTU/h	2.27	
Calor ganado por la carga $Qfc := m*Cp*(Tc2-Tc1)$	Qfc	MMBTU/h	2.54	
<b>Condición de convergencia</b>				
-->> $ec := ABS((Qccl+Qs1)/Qfs-1)$	ec	----	0.004	
<b>BALANCE TERMICO GENERAL</b>			<b>Calcul Diseño</b>	
Zona radiante	Qr	MMBTU/h	11.85	11.55
Zona escudo	Qs	MMBTU/h	0.91	0.90
Zona convectiva	Qc	MMBTU/h	2.53	3.31
Total	Q	MMBTU/h	15.29	15.75

**TABLA 3.1.2 - A**  
**CAIDA DE PRESION EN LINEA DE TRANSFERENCIA DEL 11H2B**  
**CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO**

Tramo			1	2	3	5	6	7	8	9	10	11	12
<b>Configuración</b>													
Diámetro interno	D	pulg	VAR 14.688	14.688	14.688	14.688	14.688	9.562	9.562	9.562	9.562	9.562	9.562
Longitud lineal	L <sub>l</sub>	m	VAR 5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Longitud equivalente	L	ft	VAR 0	12	24	96	165.8	20	30	40	50	69.6	0
Suma de K	K		VAR 1	0	0	0	0	0.33	0	0	0	0	0.5
<b>Condiciones</b>													
Flujo másico total	m	lb/h	CONST 213041										
Fracc. vol. vapor (sal)	x		0.50	0.35	0.34	0.32	0.30	0.27	0.24	0.22	0.21	0.19	0.17
Flujo másico de vapor	m <sub>v</sub>	lb/h	98140	68630	67643	63002	58746	53802	47198	43987	40761	37712	34499
Flujo másico de líquido	m <sub>l</sub>	lb/h	113077	146471	147587	152839	157655	163249	170722	174357	178007	181457	185092
Desviación: (m <sub>v</sub> +m <sub>l</sub> -m)/m			-0.009	0.010	0.010	0.013	0.016	0.019	0.023	0.025	0.027	0.029	0.031
Visc. vapor	M <sub>uv</sub>	cP	VAR 0.0027	0.0029	0.0029	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030
Visc. líquido	M <sub>ul</sub>	cP	VAR 44	39	39	37	36	36	36	36	36	36	36
Visc. promedio	M <sub>u</sub>	cP	0.0054	0.0084	0.0085	0.0094	0.0101	0.0110	0.0126	0.0135	0.0146	0.0158	0.0172
Núm. Reynolds	Re		2E+07	1E+07	1E+07	1E+07	9E+06	1E+07	1E+07	1E+07	1E+07	9E+06	8E+06
Factor de fricción	f		0.0126	0.0126	0.0126	0.0127	0.0127	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137
Presión salida	P2	psia	0.967	3.517	3.658	4.395	5.180	6.246	7.970	8.951	10.042	11.180	12.503
Presión entrada (asum)	P1	psia	VAR 3.517	3.658	3.923	5.180	6.246	7.970	8.951	10.042	11.181	12.503	12.974
Presión promedio	P	psia	2.242	3.588	3.791	4.788	5.713	7.108	8.460	9.496	10.611	11.842	12.738
Temperatura de salida	T	°F	VAR 651	678	679	683	686	690	696	698	701	703	705
Peso molecular de vapor	M <sub>w</sub>	lb/mol	VAR 282	282	282	282	282	282	282	282	282	282	282
Grav. API liq a 60°F	g <sub>l</sub>	°API	VAR 6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8
Grav. API vap a 60°F	g <sub>v</sub>	°API	VAR 25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0
K UOP l			VAR 11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1
K UOP v			VAR 11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6
sg 60 L			1.023	1.023	1.023	1.023	1.023	1.023	1.023	1.023	1.023	1.023	1.023
sg 60 v			0.904	0.904	0.904	0.904	0.904	0.904	0.904	0.904	0.904	0.904	0.904
Densidad de líquido @ T	sg <sub>l</sub>	g/cc	0.882	0.875	0.875	0.874	0.873	0.872	0.870	0.870	0.869	0.868	0.868
<b>Condiciones promedio</b>													
Densidad de vapor @ P <sub>i</sub> , T	d <sub>v</sub>	lb/ft <sup>3</sup>	0.053	0.083	0.087	0.110	0.131	0.162	0.192	0.216	0.240	0.268	0.287
Densidad promedio @ P <sub>i</sub> , T	d <sub>p</sub>	lb/ft <sup>3</sup>	0.107	0.238	0.255	0.345	0.439	0.593	0.798	0.957	1.148	1.377	1.609
Velocidad promedio	v	ft/s	470	211	197	146	114	200	149	124	103	86	74
<b>Condiciones de salida</b>													
Densidad de vapor @ P <sub>2i</sub> , T <sub>dv2</sub>		lb/ft <sup>3</sup>	0.023	0.081	0.084	0.101	0.119	0.143	0.181	0.203	0.227	0.253	0.282
Densidad promedio @ P <sub>2i</sub> , T <sub>dp2</sub>		lb/ft <sup>3</sup>	0.046	0.234	0.246	0.316	0.398	0.522	0.752	0.903	1.087	1.301	1.580
Velocidad a la salida	v <sub>2</sub>	ft/s	1089	215	204	159	126	227	158	131	109	91	75
dP fricción	dP <sub>f</sub>	psia	2.550	0.142	0.265	0.786	1.066	1.723	0.981	1.091	1.139	1.322	0.472
dP aceleración	dP <sub>a</sub>	psia											
Presión entrada	P <sub>1i</sub>	psia	3.517	3.658	3.923	5.180	6.246	7.970	8.951	10.042	11.180	12.503	12.974
Entalpía de líquido	H <sub>l</sub>	btu/lb	330.7	349.1	349.8	352.5	354.6	357.3	361.4	362.8	364.9	366.2	367.6
Entalpía de vapor	H <sub>v</sub>	btu/lb	445.8	463.0	463.6	466.1	468.0	470.6	474.4	475.7	477.6	478.9	480.2
Entalpía promedio	H	btu/lb	385.7	385.5	385.6	385.7	385.4	385.4	385.9	385.5	385.9	385.6	385.3
Presión salida		mm Hg	50	182	189	227	268	323	412	463	519	578	646
dP		mm Hg	132	7	14	41	55	89	51	56	59	68	24

TABLA 3.2.1-A  
BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA INTERNO 11C7  
CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Corriente	Flujo B/D	Grav. sg	60 API	L:sg V: sp.gr.	T lb/cf	MW lb/m	m Mlb/h	P psia	T °F	H BTU/#	Q MMBTU/h	Flujo vol ft <sup>3</sup> /s
<b>Balance térmico-zona intermedia</b>												
<b>Entradas</b>												
Rf.mesh+S.wax de ZF	952	25.9	0.899	0.026	325	12.5	0.97	650	446.4	5.579		131.2
HVGO	4750	25.9	0.899	0.026	325	62.4	0.97	650	446.4	27.837		654.4
LVGO	1150	33.7	0.857	0.020	240	14.4	0.97	650	454.5	6.537		204.4
Gases	75	55.0	0.759	0.003	37	0.8	0.97	650	492.3	0.409		76.6
Rf.mesh+S.Wax 11P15	952	25.9	0.899	0.759	325	12.5	0.97	456	236.9	2.961		0.1
Total [1]										43.324		
<b>Salidas</b>												
Rf.mesh+S.wax a t12	952	25.9	0.899	0.022	325	12.5	0.78	620	428.1	5.350		159.7
HVGO	4750	25.9	0.899	0.022	325	62.4	0.78	620	428.1	26.692		796.9
LVGO	1150	33.7	0.857	0.016	240	14.4	0.78	620	435.9	6.269		248.9
Gases	75	55.0	0.759	0.002	37	0.8	0.78	620	472.0	0.392		93.3
Rf.mesh+S.Wax a ZF	952	25.9	0.899	0.683	325	12.5	0.97	650	371.2	4.639		0.1
Total [2]										43.343		
Diferencia [1]-[2]										-0.019		
<b>{{2}} Balance térmico- Zona HVGO</b>												
<b>Entradas</b>												
Rf.mesh+S.Wax de ZI	952	25.9	0.899	0.022	325	12.5	0.78	620	428.1	5.350		159.7
HVGO de ZI	4750	25.9	0.899	0.022	325	62.4	0.78	620	428.1	26.692		796.9
LVGO de ZI	1150	33.7	0.857	0.016	240	14.4	0.78	620	435.9	6.269		248.9
Gases de ZI	75	55.0	0.759	0.002	37	0.8	0.78	620	472.0	0.392		93.3
Rf.HVGO de 11E27	8400	25.9	0.899	0.826	325	110.3	0.48	261	122.1	13.460		0.6
Rf.Interno de t6	2680	33.7	0.857	0.798	240	33.5	0.48	202	94.2	3.156		0.2
Total [3]										55.319		
<b>Salidas</b>												
Rf.mesh+S.Wax a ZI	952	25.9	0.899	0.759	325	12.5	0.78	456	236.9	2.961		0.1
HVGO	4750	25.9	0.899	0.759	325	62.4	0.78	456	236.9	14.773		0.4
Rf.HVGO	8400	25.9	0.899	0.759	325	110.3	0.78	456	236.9	26.124		0.6
LVGO a t6	1150	33.7	0.857	0.015	240	14.4	0.48	260	245.8	3.535		267.9
Gases a t6	75	55.0	0.759	0.002	37	0.8	0.48	260	12.0	0.010		100.4
Rf.Interno a t6	2680	33.7	0.857	0.015	240	33.5	0.48	260	245.8	8.239		624.4
Total [4]										55.642		
Diferencia [3]-[4]										-0.322		
<b>{{3}} Balance térmico - Zona LVGO</b>												
<b>Entradas</b>												
LVGO de ZH	1150	33.7	0.857	0.015	240	14.4	0.48	260	245.8	3.535		267.9
Gases	75	55.0	0.759	0.002	37	0.8	0.48	260	265.2	0.220		100.4
Rf.Interno de t7	2680	33.7	0.857	0.015	240	33.5	0.48	260	245.8	8.239		624.4
Rf.LVGO de 11E24	13860	33.7	0.857	0.826	240	173.4	0.48	122	54.0	9.357		0.9
Total [5]										21.351		
<b>Salidas</b>												
LVGO producción	1150	33.7	0.857	0.798	240	14.4	0.48	202	94.2	1.354		0.1
Rf.Interno a t7	2680	33.7	0.857	0.798	240	33.5	0.48	202	94.2	3.156		0.2
Rf. LVGO	13860	33.7	0.857	0.798	240	173.4	0.48	202	94.2	16.324		1.0
Gases	75	55.0	0.759	0.002	37	0.8	0.28	154	217.0	0.180		144.7
Total [6]										21.015		
Diferencia [5]-[6]										0.336		



TABLA 3.2.2-A  
 CALCULO TERMICO DE LOS PLATOS DE LA TORRE DE VACIO  
 CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Descripción	Símb.	Unid.	HV60	LV60
<b>Temperaturas</b>				
Ent. vapor	Ti	°F	620	260
Sal. vapor	To	°F	260	154
Ent. líquido	ti	°F	247	122
Sal. líquido	to	°F	456	202
Dif. log. media	LMTD	°F	60	44
<b>Flujo másico</b>				
Ent. vapor	Gi	mlb/h	90.1	48.7
Sal. vapor	Go	mlb/h	48.7	0.8
Ent. líquido	Li	mlb/h	143.8	173.4
Sal. líquido	Lo	mlb/h	185.1	221.3
NTU tot. requer. := (Ti-To)/LMTD*Ln(Gi/Go)	NGHT	---	6.62	6.48
Correc. multicomp. (to-ti)/(Ti-To)	km Lambda	---	1.34 0.581	1.35 0.759
<b>NTU por etapa</b>				
Flujo liq. prom.	Lav	mlb/h	164.5	197.3
Temp. prom.	tav	°F	351	162
Dens. prom.	dav	lb/cf	49.66	50.66
Flujo volum. liq.	Ql	gpm	412.9	485.7
Núm. pasos	Np	---	1	1
Ancho de vertedero	lw	pulg	133.2	76.2
NTU por etapa := 1.18*(Ql/Np/lw)^0.21	NGH	---	1.50	1.74
Núm. de etapas requeridas := NGHT*km/NGH	NA	---	5.9	5.0
Núm. mínimo de etapas	NAm	---	4.6	2.1
Núm. etapas reales	NAr	---	6.0	6.0



TABLA 3.2.4-A  
CAIDA DE PRESION EN DEMISTERS  
CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Demister		Inf	Sup	
Densidad del gas	dg	lb/ft <sup>3</sup>	0.021	0.002
Veloc. superficial actual del gas:	Vact	ft/s	11.64	4.28
Area superficial	a	ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	110	110
Viscosidad de gas	u	cP (TCPI-CC)	0.016	0.01
Num. Reynolds	NRe	----	202.4	9.2
Factor de fricción	fc	----	0.3	2.0
Espesor de la malla	t	ft	0.328	0.164
Constante gravedad	gc		32.2	32.2
Porosidad	e		0.977	0.977
dP sin arrastre	dPD	"H2O	0.19	0.01
Vact/((dl-dg)/dg) <sup>.5</sup>		ft/s	0.24	0.02
Flujo		lb/h/ft <sup>2</sup>	862.2	24.6
dP arrastre	dPL	"H2O	0.33	0.01
dP total : dPD + dPL	dPT	"H2O	0.52	0.02
	dPT	"Hg	0.039	0.001

TABLA 3.2.5-A  
EVALUACION DE PLATOS ACUMULADORES  
CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Plato acumulador		HV60	LV60
Capacidad normal	Bbl	30.25	25.60
Capacidad máxima	Bbl	43.21	32.84
Caudal de líquido @C.Op.	Bbl @T/D	16699	16119
Tiempo de residencia			
normal	min	2.6	2.3
máximo	min	3.7	2.9

TABLA 3.3.1-A  
EVALUACION DE INTERCAMBIADORES DE CALOR  
CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Item	Símb.Unid.		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
<b>Condiciones de diseño</b>									
Tipo TEMA	---	---	AEU	AEU	AEU	AEU	AEU	AES	AES
Area de transferencia	A	ft2	1800	1055	1300	840	840	1330	1331
<b>Fluido:</b>									
Casco	---	---	HV60	HV60	RV	RV	RV	CR+RV	Cr.Red.
Tubos	---	---	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Carga térmica de diseño	Q'	MMBTU/h	6.52	4.85	1.94	1.94	2.51		10.67
Dif. temp. corregida	LMTDc	°F	87.6	86.7	52.1	68.8	80.1		191
Coef.global limpio	Uo'	BTU/h/ft2/°F	44	59.2	31.2	39.8	43.4		77.2
Coef.global sucio	Ud'	BTU/h/ft2/°F	41.3	53.1	28.6	33.5	37.3		42
<b>Factor de ensuciamiento</b>									
Casco	rs'	h*ft2*°F/RTU	0.003	0.003	0.003	0.005	0.005		0.005
Tubos	rt'	h*ft2*°F/RTU	0.004	0.003	0.002	0.003	0.003		0.004
<b>Caída de presión</b>									
Casco	dPs'	psi	7.7	9.5	4.4	7.3	6.2		15
Tubos	dPt'	psi	1.9	6.3	3.8	10	25.9		15
<b>Presión de diseño</b>									
Casco	DPs	kg/cm2	13.6	13.6	8.3	9.6	9.6	7	10.9
Tubos	DPT	kg/cm2	19.2	12.5	13.7	12.11	10.6	17.4	10.5
<b>Temperatura de diseño</b>									
Casco	DTs	°F	491	536	617	572	653	600	680
Tubos	DTt	°F	338	428	338	446	527	310	500
<b>Tubos</b>									
Número de pasos	npt	---	2	2	2	2	2	4	4
Núm. por paso	N	---	236	138	110	110	110	87	87
Diámetro externo	OD	pulg	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
Long. efectiva	L	ft	19.521	19.521	19.521	19.521	19.521	19.685	19.685
Diámetro interno	IDt	pulg	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584
Espaciamiento entre tubos	p	pulg	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984
<b>Casco</b>									
Número de pasos	nps	---	1	1	1	1	1	1	1
Diámetro interno	IDs	pulg	27.56	21.65	23.62	19.69	19.69	23.62	23.62
Espaciado de deflectores	B	pulg	6.89	6.89	4.92	3.94	3.94	5.7086	7.035
Número de baffles	nb	---	34	34	46	58	58	34	30
<b>Condiciones del proyecto</b>									
<b>Tubos</b>									
Caudal a 60°F	qt	BPD	21000	5500	21000	21000	21000	5000	9500
Flujo másico	mt	mlb/h	278.7	73.0	278.7	278.7	278.7	66.4	126.1
Temp. entrada	Tti	°F	142	280	224	273	377	72	250
Temp. salida	Tto	°F	224	372	253	312	417	320	408.8
Grav.espec. a 60°F	sgt	g/cm3	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909
Grav.espec. a Tti	sgti	g/cm3	0.873	0.831	0.849	0.833	0.800	0.894	0.840
Grav.espec. a Tto	sgto	g/cm3	0.849	0.801	0.839	0.821	0.786	0.818	0.789
Viscosidad a Tti	Muti	cP	16.7	2.9	5.1	3.1	1.5	91.2	3.8
Viscosidad a Tto	Muto	cP	5.1	1.5	3.7	2.3	1.2	2.1	1.2
<b>Casco</b>									
Caudal a 60°F	qs	BPD	13150	13150	5650	5650	5650	10320	6820
Flujo másico	ms	mlb/h	172.6	172.6	83.8	83.8	83.8	147.7	95.8
Temp. entrada	Tsi	°F	421	456	370	495	626	501	620
Temp. salida	Tso	°F	312	421	267	370	495	406	432
Grav.espec. a 60°F	sgs	g/cm3	0.899	0.899	1.015	1.015	1.015	0.980	0.962
Grav.espec. a Tsi	sgsi	g/cm3	0.772	0.759	0.938	0.908	0.876	0.857	0.796
Grav.espec. a Tso	sgso	g/cm3	0.809	0.772	0.962	0.938	0.908	0.883	0.852
Viscosidad a Tsi	Musi	cP	0.8	0.7	50.1	9.0	3.2	3.3	1.2
Viscosidad a Tso	Muso	cP	1.6	0.8	653.0	50.1	9.0	7.2	3.4
<b>Cálculo del coeficiente global</b>									
<b>Lado Tubos</b>									
Flujo másico por cada tubo		lb/h	1181.0	529.0	2533.8	2533.8	2533.8	762.8	1449.3
<b>Extremo frío:</b>									
Velocidad lineal		ft/s	3.24	1.52	7.14	7.28	7.58	2.04	4.13
Número de Reynolds		---	765	1967	5383	8885	18717	90	4081
k*NP <sup>0.333</sup>		BTU/h/ft/°F	0.46	0.26	0.31	0.26	0.20	0.82	0.28
Temp. pared (asumida)		°F	255	374	253	338	455	295	371
Grav. espec. a T pared			0.839	0.801	0.840	0.813	0.773	0.826	0.802
Viscosidad a T pared			3.6	1.5	3.7	1.9	1.0	2.6	1.5
L/D laminar			401	401	401	401	401	404	404
hi1		BTU/h/ft2/°F	50.3	59.5	148.1	192.0	267.7	16.1	117.8
<b>Extremo caliente:</b>									
Velocidad lineal		ft/s	3.33	1.58	7.22	7.39	7.71	2.23	4.40
Número de Reynolds		---	2509	3805	7371	12152	23335	3896	12806
k*NP <sup>0.333</sup>		BTU/h/ft/°F	0.31	0.21	0.28	0.24	0.19	0.23	0.19
Temp. pared (asumida)		°F	355	428	331	434	556	441	550
Grav. espec. a T pared			0.807	0.782	0.815	0.781	0.736	0.778	0.739
Viscosidad a T pared			1.7	1.1	2.0	1.1	0.7	1.0	0.7
hi2		BTU/h/ft2/°F	90.1	74.4	179.5	229.5	303.9	90.1	191.2

... sigue

TABLA 3.3.1

... sigue

Lado casco									
Area transversal de flujo	as	ft2	0.314	0.246	0.192	0.128	0.128	0.223	0.274
Veloc. másica	Gs	lb/h/ft2	550590	700751	436282	654424	654425	663204	349106
Diámetro equivalente	De	ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Extremo frío:									
Número de Reynolds		---	10662	25903	21	402	2228	2818	3187
$k \cdot NPr^{.333}$		BTU/h/ft2/°F	0.21	0.17	1.45	0.61	0.34	0.32	0.25
Temp. pared		°F	255	374	253	338	455	295	371
Grav. espec. a T pared			0.828	0.788	0.965	0.946	0.918	0.912	0.869
Viscosidad a T pared			2.6	1.1	1088.4	95.4	14.0	32.3	5.7
ho1		BTU/h/ft2/°F	1873.7	2536.6	517.4	946.5	1305.4	1189.2	1128.9
Extremo caliente									
Número de Reynolds		---	20352	30334	268	2228	6348	6279	9149
$k \cdot NPr^{.333}$			0.17	0.16	0.61	0.34	0.24	0.24	0.17
Temp. pared		°F	355	428	331	434	556	441	550
Grav. espec. a T pared			0.795	0.769	0.947	0.923	0.893	0.874	0.818
Viscosidad a T pared			1.2	0.8	110.8	18.4	5.2	5.2	1.6
ho2		BTU/h/ft2/°F	2187.2	2668.3	757.2	1256.2	1621.6	1629.2	1455.2
Resistencia del metal									
Conduct. térm. del metal	km	BTU/h/ft2/°F	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7
Resistencia térmica									
Rm		h·ft2·°F/BTU	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003
Factores de ensuciamiento									
Externo	Rdo	h·ft2·°F/BTU	0.003	0.003	0.005	0.006	0.007	0.005	0.005
Interno	Rdi	h·ft2·°F/BTU	0.004	0.005	0.004	0.004	0.005	0.004	0.004
Coeficientes globales									
Extremo frío	U1	BTU/h/ft2/°F	29.0	31.5	47.5	52.1	51.8	11.0	45.0
Extremo caliente	U2	BTU/h/ft2/°F	43.2	36.6	52.9	56.1	53.9	39.5	56.0
Cálc. temp. calórica (tc)									
(U2-U1)/U1	Kc	---	0.49	0.16	0.11	0.08	0.04	2.59	0.25
(Tso-Tti)/(Tsi-Tto)	r	---	0.86	1.68	0.37	0.53	0.56	1.85	0.86
Fracción calórica	Fc	---	0.454	0.531	0.411	0.441	0.450	0.446	0.469
Temp. calórica tubos	tc	°F	179	329	236	290	395	183	325
Temp. calórica casco	Tc	°F	371	437	327	440	567	459	532
Cálculo final del Uo									
Lado tubos									
Grav. especif. @ tc		g/cm3	0.862	0.815	0.845	0.828	0.794	0.861	0.817
Viscosidad @ tc		cP	9.1	2.0	4.4	2.7	1.3	8.6	2.0
Velocidad lineal		ft/s	3.28	1.55	7.18	7.32	7.64	2.12	4.25
Número de Reynolds		---	1411	2878	6160	10266	20746	961	7647
$k \cdot NPr^{.333}$		BTU/h/ft2/°F	0.38	0.23	0.30	0.25	0.20	0.37	0.23
Temp. pared (asumida)		°F	345	424	296	381	494	417	468
Grav. espec. a T pared			0.810	0.784	0.826	0.798	0.759	0.786	0.769
Viscosidad a T pared			1.8	1.1	2.6	1.4	0.8	1.2	0.9
hi		BTU/h/ft2/°F	66.8	67.8	163.2	209.0	283.3	48.2	154.7
Lado casco									
Grav. especif. @ tc		g/cm3	0.789	0.766	0.948	0.922	0.890	0.869	0.823
Viscosidad @ tc		cP	1.1	0.8	119.7	17.0	4.8	4.5	1.8
Número de Reynolds		---	15691	27961	112	1185	4215	4554	6024
$k \cdot NPr^{.333}$		BTU/h/ft2/°F	0.18	0.16	0.82	0.43	0.28	0.27	0.20
Temp. pared		°F	345	424	296	381	494	417	468
Grav. espec. a T pared			0.798	0.771	0.955	0.935	0.908	0.880	0.842
Viscosidad a T pared			1.3	0.8	270.3	40.7	9.1	6.5	2.6
ho		BTU/h/ft2/°F	2126.7	2645.0	654.6	1094.0	1454.2	1542.6	1320.0
Factor de corr. LMTD									
(Tsi-Tso)/(Tto-Tti)	Ft	---	0.954	0.953	0.893	0.954	0.964	0.932	0.853
(Tto-Tti)/(Tsi-Tti)	R	---	1.34	0.38	3.45	3.27	3.26	0.38	1.19
	S	---	0.29	0.52	0.20	0.17	0.16	0.58	0.43
Coeficiente global									
Ud		BTU/h/ft2/°F	35.5	34.4	50.4	54.1	52.8	26.5	51.3
Dif. temp. media logarítmica									
LMTD		°F	183	110	74	135	159	250	196
Calor transferido									
Ud·A·Ft·LMTD	Qu	MMBTU/h	11.19	3.81	4.33	5.85	6.81	8.21	11.41
Q perdido fl. caliente	Qh	MMBTU/h	11.18	3.82	4.33	5.85	6.82	8.21	11.42
Q ganado crudo	Qc	MMBTU/h	11.18	3.81	4.32	5.85	6.80	8.21	11.40
Condic. convergencia									
eh:=(Qh-Qu)/Qu	eh	---	-0.000	0.001	-0.000	-0.000	0.001	-0.001	0.000
ec:=(Qc-Qu)/Qu	ec	---	-0.000	0.000	-0.002	0.001	-0.002	-0.000	-0.001

**TABLA 3.3.2-A**  
**CAIDAS DE PRESION EN INTERCAMBIADORES**  
**CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO**

Item		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
dP Lado casco								
Baffle cut	%	25	25	25	25	25	25	25
Número de deflectores	nb	34	34	46	58	58	34	30
Diámetro int. casco	Ds ft	2.30	1.80	1.97	1.64	1.64	1.97	1.97
Veloc. másica	Gs lb/h/ft <sup>2</sup>	550590	700751	436282	654424	654425	663204	349106
Grav. específica	s g/cm <sup>3</sup>	0.862	0.815	0.845	0.828	0.794	0.861	0.817
Diám. equivalente	De ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Correcc. por viscosidad	PHis	0.978	0.991	0.892	0.885	0.914	0.949	0.948
Núm. de Reynolds	NRes	15691	27961	112	1185	4215	4554	6024
Factor de fricción	f ft <sup>2</sup> /pulg <sup>2</sup>	0.0019	0.0017	0.0059	0.0031	0.0025	0.0024	0.0023
Caída de presión	dPs psi	14.4	17.1	35.6	45.8	36.4	23.3	5.7
dP tot x producto			31.5			117.8		29.0

TABLA 3.4.1-A  
EVALUACION DE ENFRIADORES ATMOSFERICOS  
CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Item		11E24	11E26	11E27	11E28	11E29
Servicio		Ref.LV60	LV60	Ref.HV60	HV60	RV+CR
Arreglo						
Secc. en paralelo	---	1	1	3	2	1
Secc. en serie	---	1	1	1	1	3
Area de transf. por sección	ft2	39439	3574	23681	19536	3348
Area de transf. total (incl. aletas)	ft2	39439	3574	71043	39072	10044
Condiciones de diseño						
Carga térmica de diseño	MMBTU/h	4.329	0.770	11.976	6.159	1.921
Dif. temp. corregida	*F	55	76	110	103	87
Coef. global de diseño	BTU/h/ft2/*F	2.978	4.225	2.280	2.286	3.268
Factor de ensuciamiento neto	h*ft2*F/BTU	0.003	0.003	0.003	0.003	0.005
Caída de presión	psi	5	5	11	7.1	20
Datos mecánicos						
Presión de diseño	psig	113.8	113.8	193.5	193.5	169.3
Temperatura de diseño	*F	302	302	392	392	374
Tubos:						
Núm. de pasos por sección	NP ---	5	3	6	4	2
Núm. de hileras/sección	NR ---	10	3	6	6	6
Núm. de tubos por sección	NT ---	430	39	258	213	288
Díametro externo	do pulg	1	1	1	1	1.5
Longitud	L ft	30	30	30	30	30
Díametro interno	di pulg	0.81	0.81	0.81	0.81	1.28
Espaciam. longitudinal	P1 pulg	2.10	2.10	2.10	2.10	1.88
Espaciam. transversal	Pt pulg	2.13	2.13	2.13	2.13	1.88
Aletas transversales:						
Núm. aletas por pulgada	n ---	7	7	7	7	0
Díametro externo	Do pulg	2	2	2	2	
Espesor de aleta	b pulg	0.014	0.014	0.014	0.014	
Tipo	---	Grooved	Grooved	Grooved	Grooved	---
Ventiladores						
Modelo	---	A120-4	A120-4	A120-4	A120-4	A96-4
Velocidad de giro	RPMf	286	286	342	260	426
Núm. por enfriador	---	2	2	4	2	2
Díametro	ft	10	10	10	10	8
Caudal de aire	lb/h	332010	103703	1466049	606261	177998
Presión estática	mm H2O	7.35	7.35	10.2	6.3	14.5
Consumo de pot./ ventilador	HP	4.7	4.7	9.3	4.8	5.6
Motores						
Velocidad de giro	RPMm	1750	1750	1750	1750	1750
Potencia	HP	7.37	7.37	14.75	7.37	7.37
Condiciones del proyecto						
Tubos						
Caudal a 60°F	qt BPD	13860	1150	8400	4750	15920
Flujo másico	mt mlb/h	173.4	14.4	110.3	62.4	230.7
Temp. entrada	T1 *F	202	202	312	312	359
Temp. salida	T2 *F	145	132	261	225	342
Grav.espec. a 60°F	sgt g/cm3	0.857	0.857	0.899	0.899	0.992
Grav.espec. a T1	sg1 g/cm3	0.798	0.798	0.809	0.809	0.911
Grav.espec. a T2	sg2 g/cm3	0.818	0.822	0.826	0.837	0.915
Viscosidad a T1	Mu1 cP	1.0	1.0	1.6	1.6	20.6
Viscosidad a T2	Mu2 cP	1.5	1.7	2.4	3.5	26.8
Exterior de tubos						
Flujo másico de aire	ma lb/h	276675	103703	110000	606261	177998
Presión estática	mm H2O	7.35	7.35	10.2	6.3	14.5
Temp. entrada	t1 *F	70	70	70	70	70
Temp. salida	t2 *F	144	90	185	90	120
Factor de ensuciamiento						
Interno	FFf h*ft2*F/BTU	0.002	0.002	0.003	0.003	0.005
Externo	FFa h*ft2*F/BTU	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001

... sigue

TABLA 3.4.1-A

... sigue

Cálculo del coeficiente global

<b>Lado tubos</b>							
Flujo másico por cada tubo		lb/h	2015.8	1106.4	854.8	585.5	1602.0
Salida del hidrocarburo							
Velocidad lineal		ft/s	3.07	1.66	1.29	0.84	0.86
Número de Reynolds		---	10657	4339	2758	323	151
$k \cdot NPr^{.333}$		BTU/h/ft/°F	0.21	0.24	0.24	0.44	0.62
Temp. pared (asumida)		°F	108	92	224	121	264
Grav. espec. a T pared		g/cm3	0.830	0.836	0.837	0.869	0.935
Viscosidad a T pared		cP	2.1	2.6	3.5	18.0	125.7
L/D laminar		---	444	444	444	444	281
hi1		BTU/h/ft2/°F	115.3	63.2	44.2	17.1	8.6
<b>Entrada del hidrocarburo</b>							
Velocidad lineal		ft/s	3.14	1.73	1.31	0.90	0.88
Número de Reynolds		---	16455	9032	4192	2871	384
$k \cdot NPr^{.333}$		BTU/h/ft/°F	0.18	0.18	0.21	0.21	0.45
Temp. pared (asumida)		°F	190	149	191	191	215
Grav. espec. a T pared		g/cm3	0.802	0.816	0.848	0.848	0.947
Viscosidad a T pared		cP	1.0	1.4	5.3	5.3	526.3
hi2		BTU/h/ft2/°F	146.8	86.9	47.8	35.3	13.2
<b>Lado exterior</b>							
<b>Coef. de transf.</b>							
'Cooler face area'	AC	ft2	228.5	69.1	685.6	377.4	225.0
Flujo standard de aire		scfma	42495	22645	24021	132388	38869
Veloc. facial del aire	FV	sfpm	185.9	327.7	35.0	350.8	172.8
Area libre de paso / pie	FA	ft2/ft	3.772	1.202	3.772	3.130	1.578
Veloc. másica (mín A libre)	Ga	lb/ft2/h	1719.6	2875.2	972.0	6457.0	3759.7
Espaciamiento entre aletas	s	pulg	0.13	0.13	0.13	0.13	
Conduct. térmica del aire	ka	btu/h/ft/°F	0.016	0.016	0.016	0.016	0.016
Viscosidad del aire	ma	lb/ft/h	0.048	0.048	0.048	0.048	0.048
Calor específico	Cpa	btu/lb/°F	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24
Coef. turbulento inicial	Hat	btu/h/ft2/°F	5.26	7.46	3.57	12.95	8.03
Núm. Reynolds	Rea	---	2985	4992	1688	11210	9791
Factor de correcc. laminar	CV	---	1.000	1.000	0.741	1.000	1.000
Coef. corregido limpio	Hac	btu/h/ft2/°F	5.26	7.46	2.64	12.95	8.03
Coef. corregido sucio	Haf	btu/h/ft2/°F	5.23	7.41	2.64	12.78	7.97
<b>Eficiencia de aletas</b>							
Conduct. térm. aluminio	ka	btu/h/ft/°F	118	118	118	118	
$X_s = (2 \cdot Haf / ka) \cdot 0.5 \cdot (h + b/2)$		---	0.368	0.438	0.261	0.576	
$\tanh(X)$		---	0.353	0.412	0.256	0.520	
$E_{fic} = \tanh(X) / X$	E	---	0.96	0.94	0.98	0.90	
Area de aletas / pie	Af	ft2/ft	2.775	2.775	2.775	2.775	0.000
Area ext. de tubo libre/pie	Aof	ft2/ft	0.236	0.236	0.236	0.236	0.393
Area ext. tubo base / pie	Aot	ft2/ft	0.262	0.262	0.262	0.262	0.393
Coef. final aire	Ha	btu/h/ft2/°F	57.78	80.52	29.70	133.78	7.97
Area total externa / pie	At	ft2/ft	3.011	3.011	3.011	3.011	0.393
Area lisa ficticia	AB	ft2	3377	306	6079	3346	10179
<b>Cálc. temp. calórica</b>							
Coef. global ent. fluido	U2	btu/h/ft2/°F	35.48	34.37	15.82	21.68	4.54
Coef. global sal. fluido	U1	btu/h/ft2/°F	32.81	29.05	15.32	11.99	3.73
$(U2 - U1) / U1$	Kc	---	0.08	0.18	0.03	0.81	0.22
$(t2 - T1) / (t1 - T2)$	r	---	0.33	2.42	0.65	3.24	0.58
Fracción calórica	Fc	---	0.837	0.714	0.840	0.608	0.946
Temp. calórica tubos	Tc	°F	154	139	269	203	307
<b>Cálculo final del hi</b>							
Grav. espec. a Tc		g/cm3	0.814	0.820	0.823	0.844	0.924
Viscosidad a Tc		cP	1.4	1.6	2.2	4.6	49.3
Velocidad lineal		ft/s	3.08	1.68	1.29	0.86	0.86
Número de Reynolds		---	11545	5555	2969	1003	160
$k \cdot NPr^{.333}$		BTU/h/ft/°F	0.21	0.22	0.25	0.31	0.70
Temp. pared (asumida)		°F	139	111	199	146	275
Grav. espec. a T pared		g/cm3	0.820	0.829	0.845	0.862	0.932
Viscosidad a T pared		cP	1.6	2.1	4.8	10.8	96.9
hi		BTU/h/ft2/°F	118.5	66.3	38.8	30.2	10.1
<b>Factor de corr. LMTD (ChE 27.3.78)</b>							
$(T1 - T2) / (t2 - t1)$	R'	---	0.98	0.97	0.98	0.97	0.99
$(t2 - t1) / (T1 - t1)$	e'	---	0.53	3.47	0.43	4.52	0.36
		---	0.81	0.19	0.48	0.16	0.53
Coef. global (base: tubo liso)	Ud	BTU/h/ft2/°F	33.12	29.85	14.44	19.19	4.03
Dif. temp. media logaritmica	LMTD	°F	46	71	142	93	163
<b>Calor transferido</b>							
$Ud \cdot AB \cdot Ft \cdot LMTD$	Qu	MMBTU/h	4.988	0.628	12.195	5.769	6.611
Q perdido fl. caliente	Qh	MMBTU/h	4.996	0.629	3.084	5.777	6.609
Q ganado por aire	Qc	MMBTU/h	4.997	0.630	3.089	5.776	6.596
<b>Condic. convergencia</b>							
$eh = (Qh - Qu) / Qu$	eh	---	0.002	0.000	-2.954	0.001	-0.000
$ec = (Qc - Qu) / Qu$	ec	---	0.002	0.002	-0.747	0.001	-0.002



TABLA 3.4.2-A  
 CAIDAS DE PRESION  
 CASO 1: CRUDO REDUCIDO LORETO

Item		11E24	11E26	11E27	11E28	11E29
dP aire						
Densidad del aire a t1	da1 lb/ft3	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075
Densidad del aire a t2	da2 lb/ft3	0.062	0.071	0.061	0.070	0.058
Densidad promedio del aire	da lb/ft3	0.069	0.073	0.068	0.072	0.066
dP del aire a través de tubos	dPa pulg H2O	0.15	0.10	0.03	0.79	1.49
Flujo volum. aire a t prom.	acfa	47684	23632	27185	139988	45387
Area cubierta por ventil.	Afan ft2	157.1	157.1	314.2	157.1	100.5
dP por velocidad	VP pulg H2O	0.01	0.00	0.00	0.05	0.01
Caída de P del aire total	TP pulg H2O	0.16	0.10	0.04	0.85	1.50
	TP' mm H2O	3.97	2.58	0.89	21.48	38.15
Eficiencia del motor	Em ---	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76
Potencia consumida	BHP HP	0.75	0.24	0.05	11.91	6.86
dP hidrocarburo (Mét. HP)						
Veloc. másica	G'f lb/s/ft2	156.5	85.9	66.4	45.4	49.8
Reynolds modificado	Ref ---	93.10	44.79	23.94	8.09	1.29
Factor de fricción	f ---	0.0032	0.0039	0.0047	0.0064	0.0110
Caída de presión	dPf psi	5.30	1.11	1.45	0.58	1.05
dP hidrocarburo (Mét. Kern)						
Velocidad másica	Gt lb/h/ft2	563306	309196	238877	163617	179270
Número de Reynolds	Ret ---	11545	5555	2969	1003	160
Factor de fricción	f ft2/pulg2	0.0003	0.0003	0.0004	0.0005	0.0031
Corr. visc. (Mu/Muw)^n	phi ---	0.981	0.961	0.899	0.806	0.845
dP tubos	dPt psi	4.40	0.98	1.48	0.68	4.13

**TABLA 3.1.1 - B**  
**EVALUACION TERMICA DE HORNO 11H2B**  
**CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR**

ZONA RADIANTE	Símb.	Unid.	11H2B
<b>Area de transferencia</b>			
Area plana fría secc. radiante	Acp	ft <sup>2</sup>	853.00
Efic. de absorción secc. radiante	a	----	0.91
Area plana fría secc. escudo	Acp	ft <sup>2</sup>	86.67
Efic. de absorción secc. escudo	a	----	1.00
--> Area plana fría equivalente	a*Acp	ft <sup>2</sup>	862.90
<b>Area de refractario expuesta</b>			
Area de envolvente	At	ft <sup>2</sup>	1289.57
--> Area expuesta := (At-a*Acp)	Aw	ft <sup>2</sup>	426.67
<b>Factor de intercambio</b>			
Exceso de aire	EA	%	25 VAR
Presión parcial de CO2 + H2O	P	atm	0.231
Longitud media de rayo	L	ft	13.82
Presión*Longitud	P*L	atm*ft	3.20
Temperatura de gas en zona radiante	Tgr	*F	1441 VAR
Emisividad	E	----	0.491 FIG 4
Relación Aw/(a*Acp)		----	0.494
--> Factor de intercambio	F	----	0.55 FIG 5
<b>Carga térmica - Zona radiante</b>			
Temp. de metal en Z. radiante	Ttr	*F	775 VAR
<b>Calor por radiación</b>			
Const. Stefan-Boltzmann	Sigma	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°R <sup>4</sup>	1.73E-09
QRr := Sigma*a*Acp*F*(Tgr <sup>4</sup> -Ttr <sup>4</sup> )	QRr	MMBTU/h	8.81
<b>Calor por convección</b>			
Coefficiente pelicular	hCr	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°R <sup>2</sup>	2.0
Area equivalente convectiva	ARt	ft <sup>2</sup>	1725.8
QRc := hCr*ARt*(Tg-Tt)	QRc	MMBTU/h	2.30
Carga térmica total Zona Rad.			
--> QR1 := QRr+QRc	QR1	MMBTU/h	11.11
<b>Balance térmico total - zona radiante</b>			
Carga térmica total neta	Q	MMBTU/h	14.40 VAR
Eficiencia térmica	eff	%	76 VAR
Temp. de chimenea	Tch	*F	870 FIG 7
Calor liberado por combustible	Qn	MMBTU/h	18.95
(Qn/(a*Acp*F))		BTU/h/ft <sup>2</sup>	39926
Calor sensible del aire	Qa	MMBTU/h	0
Temperatura del combustible	Tfuel	*F	150 VAR
Calor sensible del combustible	Qf	MMBTU/h	0.04
Calor perdido por paredes	Ql	MMBTU/h	0.38
Relación Qg/Qn - sal. Z. radiante		----	0.394
Calor en gases a zona escudo	Qg	MMBTU/h	7.46
Carga térmica total Zona Rad.			
--> QR2 := Qn+Qa+Qf-Ql-Qg	QR2	MMBTU/h	11.15
<b>Condiciones de convergencia:</b>			
--> er := ABS(QR1/QR2 - 1)	er	----	0.0033
--> ee := ABS(Qg/Qn*Tch/((100-eff-Ql/Qn)/100)-1)	ee	----	0.0016

**TABLA 3.1.1 - B (Continuación)**  
**EVALUACION TERMICA DE HORNO 11H2B**  
**CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR**

ZONA ESCUDO	Símb.	Unid.	
Calor radiante a la zona convectiva			
Factor de eficiencia	alfa		0.74
Temperatura de metal en Zona escudo		°F	726
Temperatura de gases a zona escudo		°F	1441
-->> $Q_{s1} := \sigma \cdot (1-\alpha) \cdot A_{cp} \cdot F \cdot (T_g^4 - T_t^4)$	$Q_{s1}$	MMBTU/h	0.24
Carga térmica - Zona escudo			
Temperatura de gases a zona convectiva			
Relación $Q_g/Q_n$ - salida de Z. escudo		----	0.394
Calor en gases a zona convectiva	$Q_g$	MMBTU/h	0.381
-->> Temp. de gases a Z. convectiva	$T_g$	°F	1420 VAR
Condición de convergencia:			
-->> $e := ABS(Q_g/T_g - Q_g)$	e	----	0.0153
Calor por convección a Z. escudo			
Diámetro externo	$OD_c$	pulg.	5.563
Espaciamento	t	pulg.	10
Número de hileras		----	2
Número de tubos por hilera		----	4
Longitud de tubos	$L_c$	ft	13
Ancho total	$W_t$	pulg.	45
Ancho libre	$W_{fs}$	pulg.	22.748
Flujo de gases de combustión	$m_g$	Lb/h	19475
Veloc. másica gases de combustión	$G_g$	lb/s/ft <sup>2</sup>	0.220
Area de transferencia	$A_s$	ft <sup>2</sup>	151.5
Temperaturas			
Temp. crudo reducido ent. Z. escudo	$T_{c2}$	°F	622.2 VAR
Temp. crudo reducido sal. Z.escudo	$T_{c3}$	°F	630.3 VAR
Dif. temp. media logarítmica	$LMTDs$	°F	804
Temp. media crudo reducido	$T_{ps}$	°F	626.3
Temp. media metal	$T_{ts}$	°F	726
Temp. promedio de gases	$T_g$	°F	1430
Temp película gases	$T_{gfs}$	°F	1028
Coefficientes de transferencia			
Coef. convección	$h_{cc}$	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	3.35
Coef. radiación de gas	$h_{cr}$	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	3.25 FIG 10
Coef. transf pared-tubo	$h_{cw}$	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	15.79
Area de pared por hilera	$A_{cw}$	ft <sup>2</sup>	18.76
Area de tubos por hilera	$A_{ct}$	ft <sup>2</sup>	75.73
Factor de corrección			
$f := h_{cw} / (h_{cc} + h_{cr} + h_{cw}) \cdot A_{cw} / A_{ct}$	f	----	0.175
Coefic. pelicular externo			
-->> $h_c := (1+f) \cdot (h_{cc} + h_{cr})$	$h_c$	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	7.76
Coefic. pelicular interno			
Flujo másico	$m$	lb/h	209442 VAR
Diámetro interno	$ID$	pulg	4.933
Velocidad másica	$G$	lb/s/ft <sup>2</sup>	438.3
Calor específico	$C_p$	btu/lb/°F	0.513 VAR
Conductividad térmica	$k$	btu/h/ft/°F	0.058 VAR
Viscosidad promedio	$\mu$	cP	1.243 VAR
Viscosidad a temp. pared	$\mu_w$	cP	1.05 VAR
Núm. Reynolds modificado := $ID \cdot G / \mu$	$Re'$	----	1740
Función de Reynolds	$f(Re')$	----	7699
Coef. pelicular interno			
-->> $Nu := Pr^{.333} \cdot (\mu / \mu_w)^{.14} \cdot f(Re')$	$h_{ci}$	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	3316
Coefficiente global de transferencia			
Factor de ensuciamiento interno	$R_i$	h·ft <sup>2</sup> ·°F/btu	0.005
Factor de ensuciamiento externo	$R_e$	h·ft <sup>2</sup> ·°F/btu	0.005
Coefficiente global	$U_s$	btu/h/ft <sup>2</sup> /°F	7.18
Calor transferido			
$Q_{cs} := U_s \cdot A_s \cdot LMTDs$	$Q_{cs}$	MMBTU/h	0.88
Calor ganado por la carga			
$Q_{fs} := m \cdot C_p \cdot (T_{c3} - T_{c2})$	$Q_{fs}$	MMBTU/h	0.87
Condición de convergencia			
-->> $e_s := ABS(Q_{cs} / Q_{fs} - 1)$	$e_s$	----	0.0054

**TABLA 3.1.1 - B (Continuación)  
EVALUACION TERMICA DE HORNO 11H2B  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR**

ZONA CONVECTIVA		Símb.	Unid.	
Carga térmica - Zona convectiva				
Calor por convección				
Diámetro externo	ODc	pulg.	5.563	
Espaciamiento	t	pulg.	10	
Número de hileras	Nhc	----	4	
Número de tubos por hilera	Nth	----	4	
Longitud de tubos	Lc	ft	13	
Superficies extendidas				
Diámetro aletas	d	pulg.	0.5	
Longitud aletas	h	pulg.	1	
Número de aletas por plano	Nfp	----	20	
Núm. planos aletas/pie	Npf	ft^-1	19.2	
Areas				
Ancho total	Wt	pulg.	45	
Ancho libre	Wfs	pulg.	16.35	
Veloc. máscica gases de combustión	Gg	lb/s/ft^2	0.305	
Area de tubo liso por hilera	A't	ft^2	75.73	
Area de aletas por hilera	Af	ft^2	245.00	
Temperaturas				
Temp. crudo reducido ent. Z. convect.	Tc1	°F	600	VAR
Temp. crudo reducido sal. Z. convect.	Tc2	°F	622.2	
Dif. temp. media logarítmica	LMTDs	°F	487	
Temp. media crudo reducido	Tps	°F	611.1	
Temp. media metal	Tts	°F	711.1	
Temp. promedio de gases	Tgs	°F	1098	
Temp película gases	Tgfs	°F	855	
Coeficientes de transferencia				
Coef. convección	hcc	btu/h/ft^2/°F	3.95	
Abscisa: $X*(2*hcc/k/Y)^{.5}$		----	0.23	
Eficiencia de aletas	E	----	0.95	FIG 3
Coef. cony. tubo aletado hf: -->> hf := hcc*(E*Af+A't)/A't	hf		16.09	
Coef. radiación de gas	hcr	btu/h/ft^2/°F	2.45	FIG 10
Coef. transf pared-tubo	hcw	btu/h/ft^2/°F	15.19	
Factor de corrección b := hcw/(hf+hcr+hcw)*Acw/Act	b	----	0.112	
Coefic. pelicular externo -->> hc := (1+b)*(hf+hcr)	hc	btu/h/ft^2/°F	20.61	
Coefic. pelicular interno (asum.)	hi	btu/h/ft^2/°F	100	
Factor de ensuciamiento interno	Ri	h*ft^2*°F/btu	0.005	
Factor de ensuciamiento externo	Re	h*ft^2*°F/btu	0.005	
Coeficiente global	Us	btu/h/ft^2/°F	14.59	
Calor transferido : Qcc1 := Uc*A't*Nh*LMTD	Qcc1	MMBTU/h	2.15	
Calor ganado por la carga Qfc := m*Cp*(Tc2-Tc1)	Qfc	MMBTU/h	2.39	
Condición de convergencia -->> ec := ABS((Qcc1+Qs1)/Qfs-1)	ec	----	0.0024	
<b>BALANCE TERMICO GENERAL</b>				
Zona radiante	Qr	MMBTU/h	11.13	11.55
Zona escudo	Qs	MMBTU/h	0.88	0.90
Zona convectiva	Qc	MMBTU/h	2.39	3.31
Total	Q	MMBTU/h	14.40	15.75

**TABLA 3.1.2 - B**  
**CAIDA DE PRESION EN LINEA DE TRANSFERENCIA DEL 11H2B**  
**CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR**

Tramo	i		1	2	3	4	6	7	8	9	10	11	12
<b>Configuración</b>													
Diámetro interno	D	pulg	VAR 14.688	14.688	14.688	14.688	14.688	9.562	9.562	9.562	9.562	9.562	9.562
Longitud lineal	Lm	m	VAR 5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Longitud equivalente	L	ft	VAR 0	12	24	48	165.8	20	30	40	50	69.6	0
Suma de K	K		VAR 1	0	0	0	0	0.33	0	0	0	0	0.5
<b>Condiciones</b>													
Flujo másico total	m	lb/h	CONST 209442										
Fracc. vol vapor (sal)	x		f(Cr) 0.53	0.41	0.41	0.40	0.36	0.34	0.30	0.29	0.27	0.26	0.24
Flujo másico de vapor	mv	lb/h	105092	81319	80296	78493	71363	66569	60303	57275	54258	51422	48448
Flujo másico de líquido	ml	lb/h	102755	129099	130233	132232	140133	145446	152389	155745	159089	162232	165527
Desviación (mv+ml-m)/m			-0.008	0.005	0.005	0.006	0.010	0.012	0.016	0.017	0.019	0.020	0.022
Visc. vapor	Muv	cP	VAR 0.0027	0.0029	0.0029	0.0029	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030
Visc. líquido	Mul	cP	VAR 3	3	3	3	2	2	2	2	2	2	2
Visc. promedio	Mu	cP	0.0051	0.0070	0.0071	0.0073	0.0083	0.0089	0.0098	0.0103	0.0109	0.0115	0.0122
Núm. Reynolds	Re		2E+07	1E+07	1E+07	1E+07	1E+07	2E+07	1E+07	1E+07	1E+07	1E+07	1E+07
Factor de fricción	f		0.0126	0.0126	0.0126	0.0126	0.0126	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137
Presión salida	P2	psia	1.451	3.791	3.951	4.249	5.668	6.879	8.860	10.013	11.311	12.683	14.302
Presión entrada (asum)	P1	psia	VAR 3.790	3.950	4.249	4.780	6.878	8.859	10.012	11.310	12.683	14.302	14.895
Presión promedio	P	psia	2.621	3.871	4.100	4.515	6.273	7.869	9.436	10.661	11.997	13.493	14.599
<b>Temperatura</b>													
Peso molecular de vapor	MW	lb/mol	VAR 641	661	662	663	669	674	679	682	684	687	689
Grav. API liq a 60°F	gl	*API	VAR 270	270	270	270	270	270	270	270	270	270	270
Grav. API vap a 60°F	gv	*API	VAR 9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9
K UQP l			VAR 25.2	25.2	25.2	25.2	25.2	25.2	25.2	25.2	25.2	25.2	25.2
K UQP v			VAR 11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1	11.1
sg 60 L			VAR 11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5
sg 60 v			1.001	1.001	1.001	1.001	1.001	1.001	1.001	1.001	1.001	1.001	1.001
Densidad de líquido @ T	sgtl	g/cc	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903
Densidad de líquido @ T		g/cc	0.850	0.844	0.844	0.844	0.842	0.841	0.839	0.839	0.838	0.837	0.836
<b>Condiciones promedio</b>													
Densidad de vapor @ Pi, T	dv	lb/ft <sup>3</sup>	0.060	0.087	0.092	0.101	0.140	0.175	0.208	0.235	0.264	0.296	0.320
Densidad promedio @ Pi, T	dp	lb/ft <sup>3</sup>	0.113	0.211	0.226	0.254	0.386	0.516	0.678	0.803	0.949	1.121	1.281
Velocidad promedio	v	ft/s	439	239	223	198	130	230	175	148	125	106	93
<b>Condiciones de salida</b>													
Densidad de vapor @ P2i, Tdv2		lb/ft <sup>3</sup>	0.033	0.085	0.089	0.095	0.126	0.153	0.196	0.221	0.249	0.278	0.313
Densidad promedio @ P2i, Tdp2		lb/ft <sup>3</sup>	0.062	0.207	0.218	0.239	0.349	0.451	0.637	0.754	0.896	1.055	1.256
Velocidad a la salida	v2	ft/s	792	244	231	210	144	263	186	157	132	113	95
dP fricción	dPf	psia	2.340	0.160	0.299	0.531	1.211	1.981	1.153	1.298	1.373	1.619	0.593
dP aceleración	dPa	psia											
Presión entrada	P1i	psia	3.791	3.951	4.249	4.780	6.879	8.860	10.013	11.311	12.683	14.302	14.895
<b>Entalpía de líquido</b>													
Entalpía de vapor	Hl	btu/lb	329.7	343.5	344.1	345.1	349.3	352.1	355.8	357.6	359.4	361.1	362.8
Entalpía de vapor	Hv	btu/lb	438.1	450.6	451.1	452.1	455.9	458.5	461.8	463.5	465.1	466.6	468.2
Entalpía promedio	H	btu/lb	387.3	387.5	387.5	387.6	387.8	387.9	388.1	388.3	388.4	388.5	388.7
<b>Presión salida</b>													
dP		mm Hg	75	196	204	220	293	356	458	518	585	656	739
dP		mm Hg	121	8	15	27	63	102	60	67	71	84	31

TABLA 3.2.1-B  
BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA INTERNO 11C7  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Corriente	Flujo B/D	Grav. °API	sg 60 sp.gr.	L:sg V: lb/cf	T MW lb/m	m Mlb/h	P psia	T °F	H BTU/#	Q MMBTU/h	Flujo vol. ft <sup>3</sup> /s
<b>Balance térmico-zona intermedia</b>											
<b>Entradas</b>											
Rf.mesh+S.max de ZF	1000	25.2	0.903	0.038	308	13.2	1.44	641	438.3	5.780	97.6
HV60	5625	25.2	0.903	0.038	308	74.2	1.44	641	438.3	32.510	548.8
LV60	1375	31.1	0.870	0.027	225	17.5	1.44	641	444.4	7.765	177.0
Gases	81	55.0	0.759	0.005	37	0.9	1.44	641	486.1	0.436	55.3
Rf.mesh+S.Max 11P15	1000	25.2	0.903	0.767	308	13.2	1.44	450	231.8	3.056	0.1
Total [1]										49.547	
<b>Salidas</b>											
Rf.mesh+S.max a t12	1000	25.2	0.903	0.033	308	13.2	1.25	614	422.0	5.564	109.5
HV60	5625	25.2	0.903	0.033	308	74.2	1.25	614	422.0	31.300	616.2
LV60	1375	31.1	0.870	0.024	225	17.5	1.25	614	427.9	7.477	198.7
Gases	81	55.0	0.759	0.004	37	0.9	1.25	614	468.0	0.420	62.1
Rf.mesh+S.Max a ZF	1000	25.2	0.903	0.694	308	13.2	1.44	641	362.5	4.780	0.1
Total [2]										49.542	
Diferencia [1]-[2]										0.005	
<b>((2)) Balance térmico- Zona HV60</b>											
<b>Entradas</b>											
Rf.mesh+S.Max de ZI	1000	25.2	0.903	0.033	308	13.2	1.25	614	422.0	5.564	109.5
HV60 de ZI	5625	25.2	0.903	0.033	308	74.2	1.25	614	422.0	31.300	616.2
LV60 de ZI	1375	31.1	0.870	0.024	225	17.5	1.25	614	427.9	7.477	198.7
Gases de ZI	81	55.0	0.759	0.004	37	0.9	1.25	614	468.0	0.420	62.1
Rf.HV60 de 11E27	9950	25.2	0.903	0.849	308	131.2	0.95	200	89.8	11.778	0.7
Rf.Interno de t6	900	31.1	0.870	0.805	225	11.4	0.95	225	105.0	1.200	0.1
Total [3]										57.740	
<b>Salidas</b>											
Rf.mesh+S.Max a ZI	1000	25.2	0.903	0.767	308	13.2	1.25	450	231.8	3.056	0.1
HV60	5625	25.2	0.903	0.767	308	74.2	1.25	450	231.8	17.190	0.4
Rf.HV60	9950	25.2	0.903	0.767	308	131.2	1.25	450	231.8	30.407	0.8
LV60 a t6	1375	31.1	0.870	0.028	225	17.5	0.95	263	244.8	4.277	175.4
Gases a t6	81	55.0	0.759	0.005	37	0.9	0.95	263	12.0	0.011	54.8
Rf.Interno a t6	900	31.1	0.870	0.028	225	11.4	0.95	263	244.8	2.799	114.8
Total [4]										57.739	
Diferencia [3]-[4]										0.001	
<b>((3)) Balance térmico - Zona LV60</b>											
<b>Entradas</b>											
LV60 de ZH	1375	31.1	0.870	0.028	225	17.5	0.95	263	244.8	4.277	175.4
Gases	81	55.0	0.759	0.005	37	0.9	0.95	263	266.6	0.239	54.8
Rf.Interno de t7	900	31.1	0.870	0.028	225	11.4	0.95	263	244.8	2.799	114.8
Rf.LV60 de 11E24	9000	31.1	0.870	0.829	225	114.4	0.95	155	69.4	7.935	0.6
Total [5]										15.251	
<b>Salidas</b>											
LV60 producción	1375	31.1	0.870	0.805	225	17.5	0.95	225	105.0	1.834	0.1
Rf.Interno a t7	900	31.1	0.870	0.805	225	11.4	0.95	225	105.0	1.200	0.1
Rf. LV60	9000	31.1	0.870	0.805	225	114.4	0.95	225	105.0	12.004	0.6
Gases	81	55.0	0.759	0.005	37	0.9	0.89	175	226.1	0.203	51.9
Total [6]										15.242	
Diferencia [5]-[6]										0.009	

TABLA 3.2.2-B  
 CALCULO TERMICO DE LOS PLATOS DE LA TORRE DE VACIO  
 CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Descripción	Símb.	Unid.	HVGO	LVGO
<b>Temperaturas</b>				
Ent. vapor	Ti	°F	614	263
Sal. vapor	To	°F	263	175
Ent. líquido	ti	°F	202	155
Sal. líquido	to	°F	450	225
Dif. log. media	LMTD	°F	104	28
<b>Flujo másico</b>				
Ent. vapor	Gi	mlb/h	105.7	29.8
Sal. vapor	Go	mlb/h	29.8	0.9
Ent. líquido	Li	mlb/h	142.6	114.4
Sal. líquido	Lo	mlb/h	218.6	143.3
NTU tot. requer. := $(Ti-To)/LMTD+Ln(Gi/Go)$	NGHT	---	4.64	6.64
Correc. multisp. (to-ti)/(Ti-To)	km Lambda	---	1.34 0.706	1.35 0.795
<b>NTU por etapa</b>				
Flujo liq. prom.	Lav	mlb/h	180.6	128.8
Temp. prom.	tav	°F	326	190
Dens. prom.	dav	lb/cf	50.50	50.97
Flujo volum. liq.	Ql	gpm	445.9	315.2
Núm. pasos	Np	---	1	1
Ancho de vertedero	lw	pulg	133.2	76.2
NTU por etapa := $1.18*(Ql/Np/lw)^{0.21}$	NGH	---	1.52	1.59
Núm. de etapas requeridas := $NGHT*km/NGH$	NA	---	4.1	5.6
Núm. mínimo de etapas	NA <sub>m</sub>	---	2.8	2.8
Núm. etapas reales	NAr	---	6.0	6.0

TABLA 3.2.3-B  
CALCULO HIDRAULICO DE PLATOS 'LONG CAP'  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

CALCULO HIDRAULICO DE PLATOS PERFORADOS  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Plato				13-14	Plato										
					12	11	10-8	7	6	5-2	1				
<b>A. Vapores al plato</b>					<b>A. Vapores al plato</b>										
Temp.	T	*F	641	Temp.	*F	614					263				
Presión	P	psia	1.44	Presión	psia	1.25					0.95				
Densidad	dv	lb/ft <sup>3</sup>	0.033	Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	0.031					0.024				
Flujo másico	Mv	lb/s	29.37	Flujo másico	lb/s	29.12					8.28				
Flujo volumétrico	Mv/dv	ft <sup>3</sup> /s	878.6	Flujo volumétrico	ft <sup>3</sup> /s	924					345				
(dv/(dv+dl)) <sup>1/2</sup>	---	---	0.028	(dv/(dv+dl)) <sup>1/2</sup>	---	0.026					0.022				
Flujo vap. diseño	VL	ft <sup>3</sup> /s	24.43	Flujo vap. diseño	ft <sup>3</sup> /s	23.7					7.5				
<b>B. Líquido del plato</b>					<b>B. Líquido del plato</b>										
Temp.	T	*F	641	Temp.	*F	450					225				
Viscosidad	mu	cP	0.58	Viscosidad	cP	1.03					1.18				
Tens. superf.	sigma	mN/m	8	Tens. superf.	mN/m	15									
Densidad	dl	lb/ft <sup>3</sup>	43.28	Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	47.85					50.22				
Flujo másico	Ml	lb/s	3.66	Flujo másico	lb/s	60.71					39.80				
Flujo volumétrico	LL	ft <sup>3</sup> /s	0.08	Flujo volumétrico	ft <sup>3</sup> /s	1.27					0.79				
<b>C. Bajantes</b>					<b>C. Dimensiones</b>										
(dl-dv)/dl	---	---	1.00	Diám. del plato	ft	11.48	11.48	11.48	11.48	6.56	6.56	6.56			
sigma <sup>2</sup> /mu/dl	---	---	2.55	Número de orificios	---	2200	4400	3200	2400	1600	3200	2100			
Vel. máx. permisible	Vdi	ft/s	0.22	Diám. de orificios	pulg	0.196	0.196	0.196	0.196	0.196	0.196	0.196			
Area mínima de entrada a bajante	Adi	ft <sup>2</sup>	0.38	Long. vertedero	pulg	133.1	133.1	133.1	133.1	76.22	76.22	76.22			
<b>D. Tamaño de plato</b>					Altura de vertedero	pulg	2.95	2.95	2.95	2.95	0.20	0.20	0.20		
Factor	Kmup	---	0.08	Altura entre platos	ft	2.69	2.69	2.69	2.69	2.00	2.00	2.00			
Espaciamiento	H	ft	3.937	Area segmento libre	ft <sup>2</sup>	35.02	35.02	35.02	35.02	11.58	11.58	11.58			
Area superficial de prueba	As'	ft <sup>2</sup>	81.635	Area libre total	ft <sup>2</sup>	35.48	35.95	35.69	35.52	11.92	12.26	12.02			
Factor de corr. por bajantes	Kd	---	1.027	<b>D. Veloc. permisible</b>											
Area sup. mínima	As	ft <sup>2</sup>	75.527	GPH liq/ D (ft)		2976					3253				
Diámetro de prueba	Dt	ft	9.8	Vel. arrastre	ft <sup>3</sup> /s	159.5	161.6	160.5	159.7	52.6	54.1	53.1			
<b>E. Capacidad última</b>					:=Af*(.05L <sup>2/3</sup> +6H <sup>.5</sup> ) <sup>.5</sup>										
Area libre	Af	ft <sup>2</sup>	99.045	<b>E. Caída de presión</b>											
1.4*((dl-dv)/dv) <sup>.5</sup>	b	---	50.4	Altura de líquido	pulg	1.74	1.65	1.69	1.73	0.34	0.25	0.30			
Veloc. límite	Vllim	ft <sup>3</sup> /s	39.49	:=.5(GPM/lo') <sup>2/3</sup> +5hw											
<b>F. Dimensiones reales</b>					dP efectiva en seco	ft/s	26.06	25.72	25.90	26.02	28.95	28.15	28.70		
Diámetro de la torre	D	ft	11.48	Vel. vapor	ft/s	0.76	0.76	0.76	0.76	0.80	0.80	0.80			
Espaciamiento	H	ft	3.93	Corr x alt. liq	---	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27			
Area superficial	As	ft <sup>2</sup>	103.56	Corr x diam orif	---	0.09	0.09	0.09	0.09	0.12	0.11	0.12			
Area entrada bajante	Adi	ft <sup>2</sup>	4.52	Khp*Kdp*Vo <sup>2</sup> *dv/dl	pulg	0.09	0.09	0.09	0.09	0.12	0.11	0.12			
Area salida bajante	Ado	ft <sup>2</sup>	4.52	<b>Caída presión/plato</b>				pulg	1.83	1.74	1.78	1.82	0.46	0.37	0.42
Area perdida	Aw	ft <sup>2</sup>	0.00	dP total	"liq	10.71				2.34					
Area de burbujeo	Ab	ft <sup>2</sup>	94.53	" Hg	0.604					0.138					
Area libre	Af	ft <sup>2</sup>	99.04	<b>RESUMEN DE CAIDAS DE PRESION Y PERFIL INTERNO DE PRESIONES</b>											
Longit. de vertedero	lo	ft	6.525	<b>CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR</b>											
<b>6. Hidráulica de plato</b>															
Núm. de caps / plato	---		15	<b>Zona</b>				dP	dP	P abs. P abs. Vacío					
Long. media	ft		8.129					"Hg	psi	psi	mm Hg	"Hg			
Area de chimenea	Ac	ft <sup>2</sup>	1.312	<b>Malla superior</b>				0.001	0.00						
Velocid. en chimenea	Vr	ft/s	44.64	<b>Platos 1-6 LV60</b>				0.139	0.07						
Constante del cap	Kc	---	0.018	<b>Platos 7-12 HV60</b>				0.604	0.30						
--> dP chimenea	hcc	"liq	1.729	<b>Malla inferior</b>				0.037	0.02						
Area de ranuras/cap	Asl	ft <sup>2</sup>	2.003	<b>Platos 13-14</b>				0.349	0.17						
Altura de ranura	Hs	pulg	2	<b>Total</b>				1.130	0.555						
Veloc. ranura	Vsl	ft/s	29.24	<b>Tope</b>						0.89	45.8	28.12			
--> dP ranura	hs	"liq	1.563	<b>Plato LV60</b>						0.95	49.3	27.98			
dP cap	hcap	"liq	3.292	<b>Plato HV60</b>						1.25	64.7	27.37			
dP sobre vertedero	hi	"liq	1.619	<b>Zona de vaporización</b>						1.44	74.4	26.99			
dP en bajante	hud	"liq	0.904												
Nivel salida plato	ho	"liq	2.795												
Altura de ranura	hds	"liq	2.795												
Gradiente líquido	G	"liq	0.4												
dP total por plato	ht	"liq	3.426												
dP tot. platos 13+14	"Hg		0.3494												



TABLA 3.2.4-B  
CAIDA DE PRESION EN DEMISTERS  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Demister			Inf	Sup
Densidad del gas	dg	lb/ft <sup>3</sup>	0.031	0.005
Veloc. superficial				
actual del gas:	Vact	ft/s	8.93	1.53
Area superficial	a	ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	110	110
Viscosidad de gas	u	cP(TCPI-CC)	0.016	0.01
Núm. Reynolds	NRe	----	237.8	10.0
Factor de fricción	fc	----	0.3	2.0
Espesor de la malla	t	ft	0.328	0.164
Constante gravedad	gc		32.2	32.2
Porosidad	e		0.977	0.977
dP sin arrastre	dPD	"H2O	0.17	0.00
Vact/((dl-dg)/dg) <sup>.5</sup>		ft/s	0.23	0.02
Flujo		lb/h/ft <sup>2</sup>	1012.9	26.6
dP arrastre	dPL	"H2O	0.33	0.01
dP total : dPD + dPL	dPT	"H2O	0.50	0.01
	dPT	"Hg	0.037	0.001

TABLA 3.2.5-B  
EVALUACION DE PLATOS ACUMULADORES  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Plato acumulador		HV60	LV60
Capacidad normal	Bbl	30.25	25.60
Capacidad máxima	Bbl	43.21	32.84
Caudal de líquido @ C.Op.	Bbl@T /D	19517	11218
Tiempo de residencia			
normal	min	2.2	3.3
máximo	min	3.2	4.2

**TABLA 3.3.1-8**  
**EVALUACION DE INTERCAMBIADORES DE CALOR**  
**CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR**

Item	SÍmb.Unid.		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
<b>Condiciones de diseño</b>									
Tipo TEMA	---	---	AEU	AEU	AEU	AEU	AEU	AES	AES
Area de transferencia	A	ft2	1800	1055	1300	840	840	1330	1331
Fluido:									
Casco	---	---	HV60	HV60	RV	RV	RV	CR+RV	Cr.Red.
Tubos	---	---	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Carga térmica de diseño	Q'	MMBTU/h	6.52	4.85	1.94	1.94	2.51		10.67
Dif. temp. corregida	LMTDc	°F	87.6	86.7	52.1	68.8	80.1		191
Coef.global limpio	Uo'	BTU/h/ft2/°F	44	59.2	31.2	39.8	43.4		77.2
Coef.global sucio	Ud'	BTU/h/ft2/°F	41.3	53.1	28.6	33.5	37.3		42
Factor de ensuciamiento									
Casco	rs'	h*ft2*°F/BTU	0.003	0.003	0.003	0.005	0.005		0.005
Tubos	rt'	h*ft2*°F/BTU	0.004	0.003	0.002	0.003	0.003		0.004
Caída de presión									
Casco	dPs'	psi	7.7	9.5	4.4	7.3	6.2		15
Tubos	dPt'	psi	1.9	6.3	3.8	10	25.9		15
*Presión de diseño									
Casco	DPs	kg/cm2	13.6	13.6	8.3	9.6	9.6	7	10.9
Tubos	DPt	kg/cm2	19.2	12.5	13.7	12.11	10.6	17.4	10.5
Temperatura de diseño									
Casco	DTs	°F	491	536	617	572	653	600	680
Tubos	DTt	°F	338	428	338	446	527	310	500
Tubos									
Número de pasos	npt	---	2	2	2	2	2	4	4
Núm. por paso	N	---	236	138	110	110	110	87	87
Diámetro externo	OD	pulg	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
Long. efectiva	L	ft	19.521	19.521	19.521	19.521	19.521	19.685	19.685
Diámetro interno	IDt	pulg	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584
Espaciamiento entre tubos	p	pulg	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984
Casco									
Número de pasos	nps	---	1	1	1	1	1	1	1
Diámetro interno	IDs	pulg	27.56	21.65	23.62	19.69	19.69	23.62	23.62
Espaciado de deflectores	R	pulg	6.89	6.89	4.92	3.94	3.94	5.7086	7.035
Número de baffles	nb	---	34	34	46	58	58	34	30
<b>Condiciones del proyecto</b>									
Tubos									
Caudal a 60°F	qt	BPD	20000	8500	20000	20000	20000	7000	8500
Flujo másico	mt	mlb/h	258.3	109.8	258.3	258.3	258.3	90.4	109.8
Temp. entrada	Tti	°F	165	243	241	299	413	80	230
Temp. salida	Tto	°F	241	341	279	343	450	250.6	346.4
Grav.espec. a 60°F	sgt	g/cm3	0.884	0.884	0.884	0.884	0.884	0.884	0.884
Grav.espec. a Tti	sgti	g/cm3	0.840	0.815	0.816	0.796	0.755	0.867	0.819
Grav.espec. a Tto	sgto	g/cm3	0.816	0.781	0.803	0.780	0.741	0.812	0.779
Viscosidad a Tti	Muti	cP	3.7	1.6	1.6	1.0	0.6	19.2	1.8
Viscosidad a Tto	Muto	cP	1.6	0.8	1.2	0.8	0.5	1.5	0.8
Casco									
Caudal a 60°F	qs	BPD	11575	11575	6500	6500	6500	5000	3000
Flujo másico	ms	mlb/h	152.6	152.6	95.0	95.0	95.0	71.1	41.9
Temp. entrada	Tsi	°F	385	450	398	517	620	447	600
Temp. salida	Tso	°F	269	385	290	398	517	247	315
Grav.espec. a 60°F	sgs	g/cm3	0.903	0.903	1.001	1.001	1.001	0.974	0.956
Grav.espec. a Tsi	sgsi	g/cm3	0.789	0.767	0.912	0.882	0.855	0.864	0.793
Grav.espec. a Tso	sgso	g/cm3	0.828	0.789	0.939	0.912	0.882	0.917	0.878
Viscosidad a Tsi	Musi	cP	1.0	0.8	34.4	7.8	3.5	4.4	1.0
Viscosidad a Tso	Muso	cP	2.2	1.0	380.0	34.4	7.8	72.6	6.8
<b>Cálculo del coeficiente global</b>									
Lado Tubos									
Flujo másico por cada tubo	lb/h		1094.5	795.5	2348.3	2348.3	2348.3	1039.2	1261.9
Extremo frío:									
Velocidad lineal	ft/s		3.12	2.34	6.89	7.06	7.44	2.87	3.69
Número de Reynolds	---		3194	5479	15835	24786	45087	585	7700
k*NPr <sup>0.333</sup>	BTU/h/ft/°F		0.29	0.22	0.22	0.19	0.15	0.51	0.23
Temp. pared (asumida)	°F		234	338	273	365	482	192	286
Grav. espec. a T pared			0.818	0.782	0.804	0.772	0.728	0.832	0.800
Viscosidad a T pared			1.7	0.8	1.2	0.7	0.4	2.6	1.1
L/D laminar			401	401	401	401	401	404	404
hi1	BTU/h/ft2/°F		97.7	110.9	247.0	308.9	400.4	44.4	147.4
Extremo caliente:									
Velocidad lineal	ft/s		3.21	2.44	7.00	7.20	7.58	3.06	3.88
Número de Reynolds	---		7381	10859	21557	32284	52139	7640	17711
k*NPr <sup>0.333</sup>	BTU/h/ft/°F		0.22	0.17	0.20	0.17	0.15	0.21	0.17
Temp. pared (asumida)	°F		337	414	358	459	564	382	515
Grav.espec. a T pared			0.782	0.755	0.775	0.738	0.695	0.767	0.715
Viscosidad a T pared			0.8	0.6	0.7	0.5	0.3	0.6	0.4
hi2	BTU/h/ft2/°F		142.1	145.6	293.8	355.5	433.5	144.7	223.3

... sigue

TABLA 3.3.1-B

... sigue

Lado casco									
Área transversal de flujo	as	ft <sup>2</sup>	0.314	0.246	0.192	0.128	0.128	0.223	0.274
Veloc. másica	Gs	lb/h/ft <sup>2</sup>	486810	619576	494819	742228	742229	319346	152632
Diámetro equivalente	De	ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Extremo frío:									
Número de Reynolds	---		6805	18521	40	664	2919	135	695
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	0.23	0.18	1.21	0.54	0.33	0.69	0.31
Temp. pared		°F	234	338	273	365	482	192	286
Grav. espec. a T pared			0.839	0.805	0.943	0.921	0.891	0.931	0.885
Viscosidad a T pared			3.0	1.3	637.4	61.9	11.2	333.7	9.6
ho1		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	1670.8	2258.2	601.4	1080.4	1459.1	550.5	662.0
Extremo caliente									
Número de Reynolds	---		14552	25028	443	2919	6593	2231	4831
$k \cdot NPr^{0.333}$			0.18	0.16	0.54	0.33	0.25	0.27	0.16
Temp. pared		°F	337	414	358	459	564	382	515
Grav. espec. a T pared			0.806	0.780	0.922	0.897	0.870	0.882	0.820
Viscosidad a T pared			1.4	0.9	70.6	14.6	5.2	8.4	1.4
ho2		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	1976.3	2444.9	866.5	1405.0	1725.3	997.5	952.9
Resistencia del metal									
Conduct. térm. del metal	km	BTU/h/ft/°F	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7
Resistencia térmica									
Rm		h <sup>2</sup> ft <sup>2</sup> /°F/BTU	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003
Factores de ensuciamiento									
Externo	Rdo	h <sup>2</sup> ft <sup>2</sup> /°F/BTU	0.003	0.003	0.005	0.006	0.007	0.005	0.005
Interno	Rdi	h <sup>2</sup> ft <sup>2</sup> /°F/BTU	0.004	0.005	0.004	0.004	0.005	0.004	0.004
Coeficientes globales									
Extremo frío	U1	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	45.1	46.0	57.8	60.5	56.8	24.3	48.4
Extremo caliente	U2	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	55.6	52.8	62.6	63.4	57.9	49.2	58.0
Cálc. temp. calórica (tc)									
(U2-U1)/U1	Kc	---	0.23	0.15	0.08	0.05	0.02	1.03	0.20
(Tso-Tti)/(Tsi-Tto)	r	---	0.72	1.31	0.41	0.57	0.61	0.85	0.34
Fracción calórica	Fc	---	0.455	0.511	0.421	0.449	0.458	0.428	0.396
Temp. calórica tubos	tc	°F	199	293	257	319	430	153	276
Temp. calórica casco	Tc	°F	332	417	353	464	573	361	487
Cálculo final del Uo									
Lado tubos									
Grav. especif. @ tc		g/cm <sup>3</sup>	0.829	0.798	0.810	0.789	0.749	0.844	0.804
Viscosidad @ tc		cP	2.4	1.1	1.4	0.9	0.5	4.4	1.2
Velocidad lineal		ft/s	3.16	2.39	6.94	7.12	7.51	2.95	3.76
Número de Reynolds	---		4899	8081	18161	28089	48311	2553	11330
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft/°F	0.25	0.19	0.21	0.18	0.15	0.31	0.20
Temp. pared (asumida)		°F	306	394	314	400	508	311	413
Grav. espec. a T pared			0.793	0.762	0.791	0.760	0.718	0.792	0.755
Viscosidad a T pared			1.0	0.6	0.9	0.6	0.4	0.9	0.6
hi		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	121.3	130.8	268.4	329.0	414.0	96.2	183.9
Lado casco									
Grav. especif. @ tc		g/cm <sup>3</sup>	0.807	0.779	0.924	0.896	0.868	0.887	0.828
Viscosidad @ tc		cP	1.4	0.9	79.5	13.8	4.9	10.6	1.7
Número de Reynolds	---		10755	21636	192	1653	4711	927	2808
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft/°F	0.20	0.17	0.71	0.40	0.28	0.36	0.20
Temp. pared		°F	306	394	314	400	508	311	413
Grav. espec. a T pared			0.816	0.786	0.933	0.912	0.885	0.900	0.850
Viscosidad a T pared			1.7	1.0	194.8	33.6	8.6	21.5	2.7
ho		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	1879.0	2386.7	736.9	1202.6	1569.9	845.9	837.0
Factor de corr. LMTD									
(Tsi-Tso)/(Tto-Tti)	R	---	0.893	0.927	0.872	0.948	0.963	0.794	0.654
(Tto-Tti)/(Tsi-Tti)	S	---	1.54	0.66	2.83	2.72	2.74	1.17	2.44
			0.34	0.47	0.24	0.20	0.18	0.46	0.32
Coeficiente global									
Ud		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	51.1	50.1	60.3	61.8	57.3	40.0	53.7
Dif. temp. media logarítmica									
LMTD		°F	123	125	79	133	135	182	154
Calor transferido									
Ud * A * Ft * LMTD	Qu	MMBTU/h	10.11	6.11	5.41	6.57	6.24	7.67	7.22
Q perdido fl. caliente	Qh	MMBTU/h	10.11	6.11	5.41	6.57	6.23	7.67	7.22
Q ganado crudo	Qc	MMBTU/h	10.11	6.11	5.43	6.57	6.23	7.67	7.23
Condic. convergencia									
ehs=(Qh-Qu)/Qu	eh	---	0.000	0.001	-0.000	0.000	-0.000	-0.001	0.000
ec=(Qc-Qu)/Qu	ec	---	0.000	0.000	0.002	-0.000	-0.000	-0.000	0.001

TABLA 3.3.2-B  
CAIDAS DE PRESION EN INTERCAMBIADORES  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Item		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
dP Lado casco								
Baffle cut	%	25	25	25	25	25	25	25
Número de deflectores	nb ---	34	34	46	58	58	34	30
Diámetro int. casco	Ds ft	2.30	1.80	1.97	1.64	1.64	1.97	1.97
Veloc. másica	Gs lb/h/ft <sup>2</sup>	486810	619576	494819	742228	742229	319346	152632
Grav. específica	s g/cm <sup>3</sup>	0.829	0.798	0.810	0.789	0.749	0.844	0.804
Diám. equivalente	De ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Correcc. por viscosidad	PHIs ---	0.976	0.985	0.882	0.883	0.924	0.906	0.935
Núm. de Reynolds	NRes ---	10755	21636	192	1653	4711	927	2808
Factor de fricción	f ft <sup>2</sup> /pulg <sup>2</sup>	0.0021	0.0018	0.0047	0.0030	0.0024	0.0033	0.0027
Caída de presión	dPs psi	12.6	14.4	38.3	58.2	48.1	7.8	1.3
dP tot x producto			27.0			144.6		9.1

**TABLA 3.4.1-B**  
**EVALUACION DE ENFRIADORES ATMOSFERICOS**  
**CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR**

Item		11E24	11E26	11E27	11E28	11E29
	Symb.Unid.	Ref.LV60	LV60	Ref.HV60	HV60	RV+CR
<b>Servicio</b>						
<b>Arreglo</b>						
Secc. en paralelo	---	1	1	3	2	1
Secc. en serie	---	1	1	1	1	3
Area de transf. por sección	ft <sup>2</sup>	39439	3574	23681	19536	3348
Area de transf. total (incl. aletas)	ft <sup>2</sup>	39439	3574	71043	39072	10044
<b>Condiciones de diseño</b>						
Carga térmica de diseño	MMBTU/h	4.329	0.770	11.976	6.159	1.921
Dif. temp. corregida	°F	55	76	110	103	87
Coef. global de diseño	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	2.978	4.225	2.280	2.286	3.268
Factor de ensuciamiento neto	h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.003	0.003	0.003	0.003	0.005
Caída de presión	psi	5	5	11	7.1	20
<b>Datos mecánicos</b>						
Presión de diseño	psig	113.8	113.8	193.5	193.5	169.3
Temperatura de diseño	°F	302	302	392	392	374
<b>Tubos:</b>						
Núm. de pasos por sección	NP ---	5	3	6	4	2
Núm. de hileras/sección	NR ---	10	3	6	6	6
Núm. de tubos por sección	NT ---	430	39	258	213	288
Diámetro externo	do pulg	1	1	1	1	1.5
Longitud	L ft	30	30	30	30	30
Diámetro interno	di pulg	0.81	0.81	0.81	0.81	1.28
Espaciam. longitudinal	P1 pulg	2.10	2.10	2.10	2.10	1.88
Espaciam. transversal	Pt pulg	2.13	2.13	2.13	2.13	1.88
<b>Aletas transversales:</b>						
Núm. aletas por pulgada	n ---	7	7	7	7	0
Diámetro externo	Do pulg	2	2	2	2	
Espesor de aleta	b pulg	0.014	0.014	0.014	0.014	
Tipo	---	Grooved	Grooved	Grooved	Grooved	---
<b>Ventiladores</b>						
Modelo	---	A120-4	A120-4	A120-4	A120-4	A96-4
Velocidad de giro	RPMf	286	286	342	260	426
Núm. por enfriador	---	2	2	4	2	2
Diámetro	ft	10	10	10	10	8
Caudal de aire	lb/h	332010	103703	1466049	606261	177998
Presión estática	mm H2O	7.35	7.35	10.2	6.3	14.5
Consumo de pot./ ventilador	HP	4.7	4.7	9.3	4.8	5.6
<b>Motores</b>						
Velocidad de giro	RPMa	1750	1750	1750	1750	1750
Potencia	HP	7.37	7.37	14.75	7.37	7.37
<b>Condiciones del proyecto</b>						
<b>Tubos</b>						
Caudal a 60°F	qt BPD	9000	1375	9950	5625	11000
Flujo másico	mt mlb/h	114.4	17.5	131.2	21.4	158.8
Temp. entrada	T1 °F	220	220	269	269	271
Temp. salida	T2 °F	155	134	200	97	238
Grav.espec. a 60°F	sgt g/cm <sup>3</sup>	0.870	0.870	0.903	0.903	0.989
Grav.espec. a T1	sg1 g/cm <sup>3</sup>	0.807	0.807	0.828	0.828	0.928
Grav.espec. a T2	sg2 g/cm <sup>3</sup>	0.829	0.835	0.849	0.881	0.936
Viscosidad a T1	Mu1 cP	1.0	1.0	2.2	2.2	170.5
Viscosidad a T2	Mu2 cP	1.6	1.9	4.3	23.5	439.8
<b>Exterior de tubos</b>						
Flujo másico de aire	ma lb/h	139000	103703	170000	606261	177998
Presión estática	mm H2O	7.35	7.35	10.2	6.3	14.5
Temp. entrada	t1 °F	81	81	81	81	81
Temp. salida	t2 °F	193.9	111.1	196	93.5	140.3
<b>Factor de ensuciamiento</b>						
Interno	FFf h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.002	0.002	0.003	0.003	0.005
Externo	FFa h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001

... sigue

¡TABLA 3.4.1-B

... sigue

¡Cálculo del coeficiente global

Lado tubos							
Flujo másico por cada tubo	lb/h		1329.9	1344.1	1017.1	201.2	1102.7
Salida del hidrocarburo							
Velocidad lineal	ft/s		2.00	2.00	1.49	0.28	0.59
Número de Reynolds	---		6570	5498	1833	67	12
$k \cdot NPr^{.333}$	BTU/h/ft/°F		0.22	0.23	0.29	0.52	1.27
Temp. pared (asumida)	°F		118	108	198	95	189
Grav. espec. a T pared	g/cm3		0.841	0.844	0.850	0.881	0.948
Viscosidad a T pared	cP		2.2	2.5	4.4	24.6	2782.3
L/D laminar	---		444	444	444	444	281
hi1	BTU/h/ft2/°F		80.3	75.0	46.1	5.7	2.4
Entrada del hidrocarburo							
Velocidad lineal	ft/s		2.05	2.07	1.53	0.30	0.59
Número de Reynolds	---		10577	10690	3601	712	32
$k \cdot NPr^{.333}$	BTU/h/ft/°F		0.19	0.19	0.23	0.23	0.92
Temp. pared (asumida)	°F		207	166	175	175	176
Grav. espec. a T pared	g/cm3		0.811	0.825	0.857	0.857	0.951
Viscosidad a T pared	cP		1.1	1.4	5.9	5.9	5155.5
hi2	BTU/h/ft2/°F		104.0	100.5	48.7	17.2	3.7
Lado exterior							
Coef. de transf.							
'Cooler face area'	AC	ft2	228.5	69.1	685.6	377.4	225.0
Flujo standard de aire		scfma	30353	22645	37123	132388	38869
Veloc. facial del aire	FV	sfpm	132.8	327.7	54.1	350.8	172.8
Area libre de paso / pie	FA	ft2/ft	3.772	1.202	3.772	3.130	1.578
Veloc. másica (min A libre)	Ga	lb/ft2/h	1228.3	2875.2	1502.2	6457.0	3759.7
Espaciamiento entre aletas	s	pulg	0.13	0.13	0.13	0.13	
Conduct. térmica del aire	ka	btu/h/ft/°F	0.016	0.016	0.016	0.016	0.016
Viscosidad del aire	ma	lb/ft/h	0.048	0.048	0.048	0.048	0.048
Calor específico	Cpa	btu/lb/°F	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24
Coef. turbulento inicial	Hat	btu/h/ft2/°F	4.18	7.46	4.80	12.95	8.03
Núm. Reynolds	Rea	---	2132	4992	2608	11210	9791
Factor de correcc. laminar	CV	---	0.946	1.000	1.000	1.000	1.000
Coef. corregido limpio	Hac	btu/h/ft2/°F	3.96	7.46	4.80	12.95	8.03
Coef. corregido sucio	Haf	btu/h/ft2/°F	3.94	7.41	4.77	12.78	7.97
Eficiencia de aletas							
Conduct. térm. aluminio	ka	btu/h/ft/°F	118	118	118	118	
$X = (2 \cdot Haf / ka / b) \cdot 0.5(h + b/2)$	---	---	0.320	0.438	0.352	0.576	
$\tanh(X)$	---	---	0.309	0.412	0.338	0.520	
$Efic = \tanh(X) / X$	E	---	0.97	0.94	0.96	0.90	
Area de aletas / pie	Af	ft2/ft	2.775	2.775	2.775	2.775	0.000
Area ext. de tubo libre/pie	Aof	ft2/ft	0.236	0.236	0.236	0.236	0.393
Area ext. tubo base / pie	Aot	ft2/ft	0.262	0.262	0.262	0.262	0.393
Coef. final aire	Ha	btu/h/ft2/°F	43.94	80.52	52.91	133.78	7.97
Area total externa / pie	At	ft2/ft	3.011	3.011	3.011	3.011	0.393
Area lisa ficticia	AB	ft2	3377	306	6079	3346	10179
Cálc. temp. calórica							
Coef. global ent. fluido	U2	btu/h/ft2/°F	26.96	36.81	20.85	12.08	2.22
Coef. global sal. fluido	U1	btu/h/ft2/°F	24.63	31.90	20.24	4.42	1.59
$(U2 - U1) / U1$	Kc	---	0.09	0.15	0.03	1.73	0.39
$(t2 - T1) / (t1 - T2)$	r	---	0.35	2.04	0.61	10.75	0.83
Fracción calórica	Fc	---	0.848	0.740	0.857	0.095	0.939
Temp. calórica tubos	Tc	°F	165	157	210	252	240
Cálculo final del hi							
Grav. espec. a Tc		g/cm3	0.825	0.828	0.846	0.833	0.936
Viscosidad a Tc		cP	1.5	1.6	3.9	2.5	412.6
Velocidad lineal		ft/s	2.00	2.02	1.49	0.30	0.59
Número de Reynolds		---	7138	6730	2050	619	13
$k \cdot NPr^{.333}$		BTU/h/ft/°F	0.21	0.22	0.30	0.26	1.42
Temp. pared (asumida)		°F	151	126	174	170	214
Grav. espec. a T pared		g/cm3	0.830	0.838	0.857	0.859	0.942
Viscosidad a T pared		cP	1.6	2.1	6.0	6.4	1005.3
hi		BTU/h/ft2/°F	81.2	77.4	50.6	16.8	2.8
Factor de corr. LMTD (ChE 27.3.78)							
$(T1 - T2) / (t2 - t1)$	Ft	---	0.98	0.97	0.98	0.97	0.99
$(t2 - t1) / (T1 - t1)$	R'	---	0.58	2.85	0.60	13.71	0.55
	e'	---	0.81	0.22	0.61	0.07	0.31
Coef. global (base:tubo liso)	Ud	BTU/h/ft2/°F	24.74	32.42	21.27	11.84	1.81
Dif. temp. media logaritmica	LMTD	°F	46	78	48	47	139
Calor transferido							
$Ud \cdot AB \cdot Ft \cdot LMTD$	Qu	MMBTU/h	3.764	0.750	6.050	1.811	2.533
Q perdido fl. caliente	Qh	MMBTU/h	3.768	0.751	4.687	1.810	2.533
Q ganado por aire	Qc	MMBTU/h	3.766	0.749	4.692	1.819	2.533
Condic. convergencia							
$eh = (Qh - Qu) / Qu$	eh	---	0.001	0.001	-0.291	-0.001	-0.000
$ec = (Qc - Qu) / Qu$	ec	---	0.001	-0.001	-0.224	0.004	0.000

TABLA 3.4.2-B  
CAIDAS DE PRESION  
CASO 2: CRUDO REDUCIDO ECUADOR

Item		11E24	11E26	11E27	11E28	11E29
<b>dP aire</b>						
Densidad del aire a t1	da1 lb/ft3	0.073	0.073	0.073	0.073	0.073
Densidad del aire a t2	da2 lb/ft3	0.061	0.069	0.060	0.072	0.066
Densidad promedio del aire	da lb/ft3	0.067	0.071	0.067	0.073	0.070
dP del aire a través de tubos	dPa pulg H2O	0.09	0.10	0.07	0.79	1.42
Flujo volum. aire a t prom.	acfma	34874	24215	42727	139326	42655
Area cubierta por ventil.	Afan ft2	157.1	157.1	314.2	157.1	100.5
dP por velocidad	VP pulg H2O	0.00	0.00	0.00	0.05	0.01
Caída de P del aire total	TP pulg H2O	0.09	0.10	0.07	0.84	1.43
	TP' mm H2O	2.30	2.65	1.90	21.39	36.30
Eficiencia del motor	Em ---	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76
Potencia consumida	BHP HP	0.32	0.25	0.16	11.81	6.14
<b>dP hidrocarburo (Mét. HP)</b>						
Veloc. másica	G'f lb/s/ft2	103.2	104.3	78.9	15.6	34.3
Reynolds modificado	Ref ---	57.56	54.27	16.53	4.99	0.11
Factor de fricción	f ---	0.0037	0.0037	0.0052	0.0074	0.0237
Caída de presión	dPf psi	2.55	1.55	2.27	0.08	0.99
<b>dP hidrocarburo (Mét. Kern)</b>						
Velocidad másica	Gt lb/h/ft2	371632	375603	284220	56224	123398
Número de Reynolds	Ret ---	7138	6730	2050	619	13
Factor de fricción	f ft2/pulg2	0.0003	0.0003	0.0004	0.0008	0.0371
Corr. visc. (Mu/Muw)^n	phi ---	0.984	0.961	0.896	0.794	0.800
dP tubos	dPt psi	2.14	1.36	2.26	0.13	24.39

## CAPITULO 4

### CORRIDA DE PRUEBA A 15 MBPD DE CARGA EN LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

#### 4.1 Antecedentes

En Julio de 1989 se emitió el informe preparado por el autor de esta tesis, referente a la Ampliación de la Unidad de Destilación al Vacío a 15 MBPD (Ref. [13]). En él se concluyó que la mayor limitación sería la capacidad de evacuación del residual de vacío, superable habilitando un sistema de salida de residual al circuito de crudo reducido (intercambiador 11E53).

2º En dicho informe se recomendó ejecutar una corrida de prueba para verificar la operatividad del sistema propuesto. Los parámetros fijados fueron:

A. Crudo alimentado a UDP I: Loreto [1]

B. Cargas objetivo :

[1] Se eligió este crudo por ser el que se emplea en mayor proporción y por ser el de mayor rendimiento de fondos, respecto al Crudo Ecuador.



a) UDP I: 35 MBPD de crudo y 1 MBPD de gasolina de UDP II

b) UDV : 15 MBPD

C. Horno de carga a la UDV: 11H2B

D. Sistema de fondos: Envío de 2 MBPD de residual de vacío al circuito de crudo reducido.

.2 Resumen de la corrida de prueba

La corrida de prueba se realizó en tres etapas, entre julio y setiembre de 1989. Los resultados de cada una se muestran en el siguiente cuadro:

<u>Etapa</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>
Fecha	13.7.89	14.7.89	14/15.9.89
Carga UDV MBPD	15	15	15
Carga UDP I			
Crudo Loreto MBPD	23	34	35
Gasolina II MBPD	2	3	1
Horno carga UDV	11H2B	11H2A/B	11H2A/B
Flujo de residual de vacío al 11E53 MBPD	0	0	3.5

... continúa

... continuación

<u>Etapa</u>	1	2	3
Bombas de fondos	11P17	11P17	11P17
UDV en servicio	A/B/C	A/B/C	A/C
Bombas de fondos	11P12	11P12	11P12
UDF I en servicio	A/B/C	A/C	A/C
Tanque receptor de residuales	32T202-D	32T202-C	32T202-E
Alt. máx. alcanz.	29'-10"	22'-0"	54'-4½"
Inv. máx. alcanz.	68.1 MB	51.1 MB	125.3 MB
Capac. nominal	132 MB	132 MB	132 MB

#### 4.3 Descripción de la corrida

1º Primera etapa: (13.7.89)

Se efectuó operando con un solo horno (11H2B), encontrándose dos limitaciones importantes:

A. Alto nivel de fondos de la fraccionadora 11C1. Al intentar aumentar el caudal de crudo reducido a tanques, la depresurización en su línea impidió mantener la carga al 11H2B en 15 MBPD, inclusive operando con las tres bombas de crudo

reducido en paralelo. Para mantener la carga a UDV en 15 MBPD debió reducirse la carga a UDP I a 25 MBPD.

B. Obstrucción de la línea de envío de residual de vacío al crudo reducido. Esta línea no estuvo operativa durante las dos primeras etapas de la corrida de prueba. Por la elevada caída de presión, fue preciso operar con las tres bombas de fondos de vacío en paralelo, pudiéndose llenar el tanque receptor 32-T202D sólo hasta 68 MB (52% de su capacidad).

Esta etapa permitió evaluar la operación térmica del horno 11H2B. Térmicamente, este horno no presentó limitación al operar con 15 MBPD de carga.

2º Segunda etapa: (14.7.89)

Se desarrolló con los dos hornos de carga a UDV en paralelo, superándose la limitación de bombeo de crudo reducido de la primera etapa. Operando con dos bombas de crudo reducido se mantuvieron cargas máximas en UDP I y en UDV.

El nivel de fondos de la 11C1 se controló sin dificultades.

Como en la primera etapa, la obstrucción de la línea alterna de evacuación de residual hizo necesario operar con tres bombas de fondos de UDV.

Esta etapa permitió evaluar la operación de los sistemas de evacuación de fondos de UDF I/UDV que se vieron aliviados en la primera etapa por la menor carga a la UDF I.

3º Tercera etapa: (14/15.9.89)

Se efectuó luego de habilitar la línea obstruida de residual de vacío, teniéndose las condiciones más adecuadas para la evaluación:

- A. Disponibilidad de crudo Loreto para maximizar carga a UDF I.
- B. Todos los circuitos dentro de límite de baterías operativos.
- C. Tanque receptor de residual con alto nivel (32T202-E con 113MB), que permite evaluar las bombas de residual en el caso más crítico.

#### 4.4 Resultados

Los resultados de la corrida de prueba se reportaron en octubre 1989 (Ref. (14)), las principales conclusiones fueron las siguientes:

##### 1º Producciones y rendimientos.

Las producciones, rendimientos y calidades de productos se muestran en el siguiente cuadro:

	Produc.	Dens.	Flujo	Viscosidad
	MBPD	°API	mLb/h	Cstk. a T
Crudo reducido (15.00)	15.6	210.7	1125/50°C	
LVGO	1.15	33.7	14.3	2.79/38°C
HVGO	4.75	25.9	62.3	34.3/38°C
Resid. de vacío	9.10	7.9	133.4	5345/98°C
Gases	0.10	---	0.8	

##### 2º Evaluación detallada de equipos

###### A. Hornos de carga 11H2A/B

En la primera etapa de la corrida de prueba, se comprobó que el horno 11H2B posee capacidad térmica para procesar 15 MBPD de carga.

La elevada caída de presión se debe a la inclusión de la válvula de control 11-FICV-302 antes de las válvulas de control de flujo de carga a los hornos de UDV. La operación con un solo horno obliga a mantener las tres bombas de crudo reducido en paralelo y dificulta el control de nivel de la fraccionadora 11C1, debiéndose reducir carga a UDP I para evitar llenado de fondos de esta columna.

Operando en paralelo ambos hornos se mantienen condiciones estables en UDP I al reducir la caída de presión en los circuitos de alimentación a la UDV.

La carga térmica conjunta de los hornos 11H2A/B operando a 7.5 MBPD cada uno fue de 8.6 MMBTU/h, vs 15.44 MMBTU/h de diseño.

#### B. Torre de vacío 11C7

Se confirmó que la 11C7 no presenta limitaciones para operar con 15 MBPD de carga.

En las primeras dos etapas se operó con máximo reflujo de HVGO, subenfriándolo en el 11E27 con dos ventiladores en operación. Las ventajas obtenidas fueron:

- a) Mayor precalentamiento de crudo al aumentar flujo de HVGO a los intercambiadores de calor 11E8/11E4.
- b) Menor temperatura de tope, lo que reduce la pérdida de hidrocarburos ligeros.

En la tercera etapa se mantuvo la operación con máximo reflujo de LVGO. En este caso, la remoción de calor necesaria para condensar el LVGO se realiza en el enfriador 11E24, con lo que se reduce la recuperación de energía en los intercambiadores de calor 11E4/11E8.

Las caídas de presión en la torre fueron aceptables, la diferencia de presión entre el tope y la zona de vaporización fue 0.7 psi. Las mayores caídas de presión se tuvieron en los platos de HVGO (0.29 psi) y de LVGO (0.23 psi); en los platos de *slop wax* fue de 0.13 psi. Las

caídas de presión en las dos mallas fueron de menor magnitud.

EL LVGO presentó color oscuro, lo que hace preferente su empleo en formulación de residuales. Para obtener LVGO con calidad de diesel se reduce el vacío de operación, con lo que la temperatura de la zona de vaporización se eleva.

#### C. Intercambiadores de calor

En el diseño de la ampliación de la UDV a 12 MBPD (Rev. 1103) se recomendó mezclar la totalidad del residual de vacío con el crudo reducido neto efluente del 11E80. Actualmente, esto no es conveniente porque:

- a) La temperatura de ingreso de residuales al 11E11 disminuiría considerablemente, reduciendo el gradiente térmico en este intercambiador y por lo tanto el calor ganado por el crudo en este circuito.
- b) Para que la mezcla de residuales retorne al 11E11, se debería bloquear en la línea de residual la



válvula de sobrepaso del tramo de mezclado, requiriéndose evacuar todo el residual por la válvula 11-LCV157B con el consiguiente aumento en la pérdida de carga.

- c) El retorno al fondo de la 11C7 del residual proveniente del efluente del 11E6 estaría diluido con crudo reducido. No se conocería la viscosidad del residual por la imposibilidad de muestrearlo puro, con lo cual no se podría controlar adecuadamente la operación de la UDV.
- d) La caída de presión en el tramo de mezcla sería excesiva (20 psig calculadas) pues se debería enviar 9 MBPD de residual de vacío más 6 - 8 MBPD de crudo reducido por un tramo de 3" de diámetro.
- e) La menor presión de descarga de las bombas de crudo reducido 11P12 (100 psig) vs. 120 psig de las bombas de residual de vacío 11P17 propicia el retroflujo de residual al circuito de crudo reducido.

Se concluye que lo óptimo es emplear residual de vacío puro en el circuito 11E11/11E9/11E6 y enviar parte del residual hacia el 11E53.

#### D. Enfriadores atmosféricos

Los enfriadores de producción de LVGO y HVGO son de uso eventual. El HVGO se enfría sólo lo suficiente para evitar vaporización súbita en el tanque de carga a FCC (32T21). No es necesario enfriar el LVGO cuando se envía a residuales, para no afectar la viscosidad por baja temperatura.

El enfriador 11E24 no permite controlar adecuadamente la temperatura de salida cuando se opera con alto reflujo de LVGO (145-150°F). Operando con máximo reflujo de HVGO, la temperatura de salida es 100-110°F.

El enfriador 11E27 puede operarse con circulación natural de aire (sin ventiladores) al operar con máximo reflujo de LVGO. Se requieren al menos dos ventiladores al maximizar el reflujo de HVGO.

E. Bombas de fondos

Es posible operar a 15 MBPD de carga con sólo dos bombas de fondos manteniendo la calidad típica indicada (de 5450 a 6900 cstc a 98°C), independientemente del tanque receptor de residuales y de su nivel.

El nivel de fondos de la torre de vacío tiende a llenarse cuando la caída de presión del sistema aumenta debido al mayor flujo o mayor viscosidad del residual.

Dado que el diferencial de presión de las bombas de fondos 11P17-ABC presenta muy poca variación al modificar el caudal bombeado, el arranque de la tercera bomba en estos casos no contribuye significativamente al control del nivel de fondos:

<u>Núm de bombas en operación</u>	<u>2</u>	<u>3</u>
Caudal total de residual MBPD	9.0	9.0
Caudal por bomba MBPD @ 60°F	4.5	3.0
MBPD @620°F	5.2	3.5
m <sup>3</sup> /h	34.4	23.2

... continúa

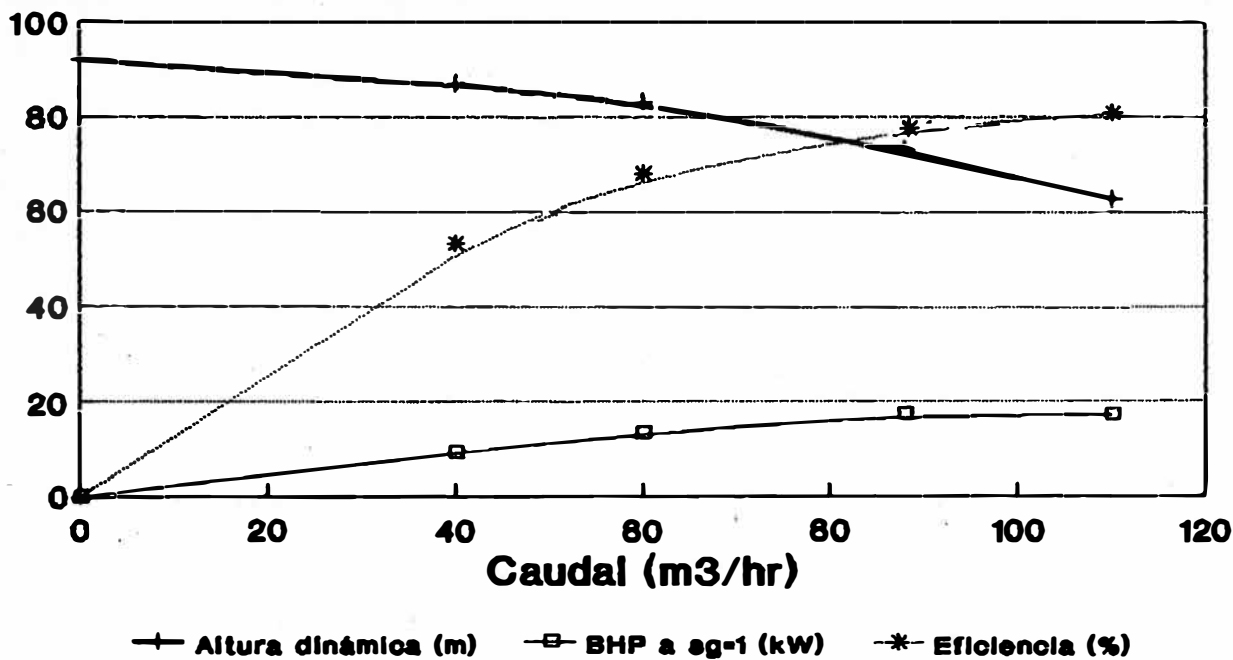
... contiuación

<u>Núm de bombas en operación</u>		<u>2</u>	<u>3</u>
Altura dinámica	m	111	115
Diferencial de presión	psi	138	143
Presión de descarga	psig	120	125
Eficiencia	%	53	43
<u>Potencia consumida</u>	<u>kW</u>	<u>20</u>	<u>19</u>

Pese a que el caudal de diseño de las bombas 11P17 es de 22.7/25 m<sup>3</sup>/h, el nuevo caudal requerido (34 m<sup>3</sup>/h) está dentro del rango de diseño de la bomba y ubicado en la zona de máxima eficiencia (53% nuevo vs. 43% actual).

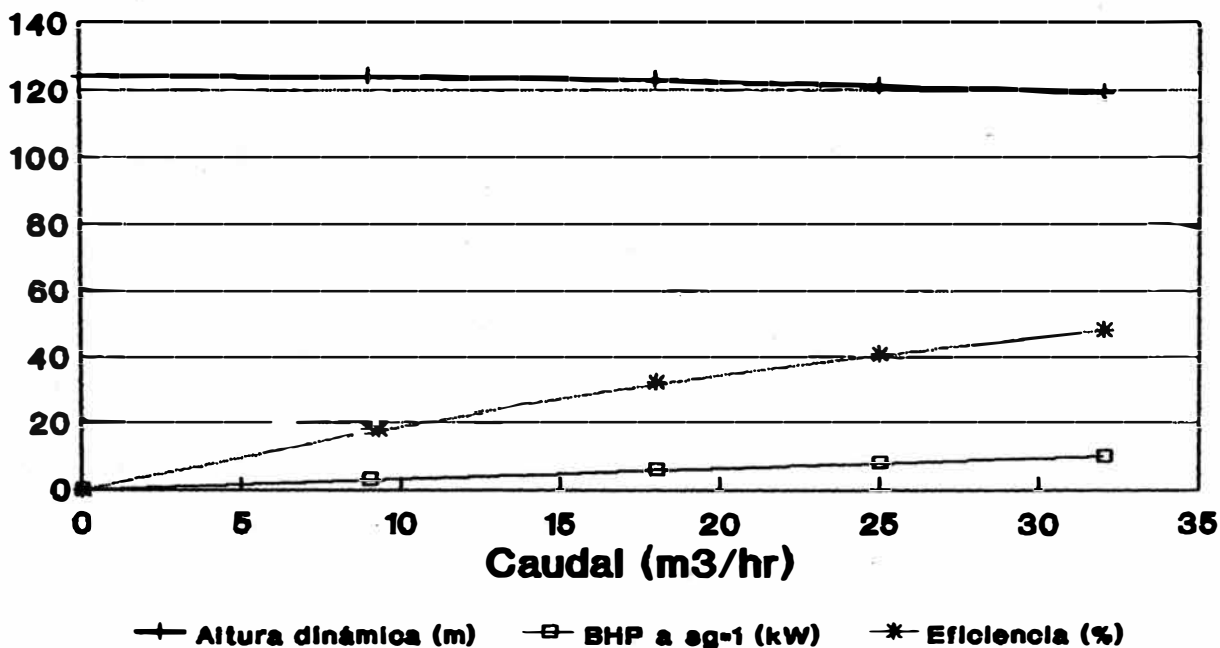
Para otorgar flexibilidad operativa en la operación de estas bombas, se recomendó remplazar la válvula de control de nivel de fondos por otra de mayor capacidad. No es conveniente aumentar el diámetro de los impulsores porque se excedería la capacidad de los motores y turbina (Ref. (83)).

## CURVA DE PERFORMANCE BOMBA DE CRUDO REDUCIDO 11-P12



HIROZOKI 3 X 8-1/2 SVE-P  
DIAMETRO DE IMPULSOR: 7-7/8"

## CURVA DE PERFORMANCE BOMBA DE RESIDUAL DE VACIO 11P17



HIROZOKI 2 X 10-1/2 SVE-P  
DIAMETRO DE IMPULSOR: 9.45"

## CAPITULO 5

### MODIFICACIONES REQUERIDAS

#### 5.1 Distribución de crudo reducido y residual de vacío en el tren de precalentamiento de crudo

Se han evaluado los siguientes modos de operación:

##### Caso 1:

Carga a la UDV: crudo reducido enviado directamente de la 11C1.

Residual de vacío puro a los intercambiadores 11E11/11E9/11E6.

Mezcla de crudo reducido y residual de vacío al intercambiador 11E53.

##### Caso 2:

Carga a UDV: mezcla de crudo reducido directo de la 11C1 y de crudo reducido efluente del 11E80.

Residual de vacío puro al 11E11/11E9/11E6.

Mezcla de crudo reducido y residual de vacío al intercambiador 11E53.

Caso 3:

Carga a UDV: mezcla de crudo reducido directo de la 11C1 y de crudo reducido efluente del 11E80.

Mezcla completa de residual de vacío y crudo reducido, evacuada por dos circuitos: 11E53 solo y serie 11E11/11E9/11E6.

Entre estos, el Caso 1 es el que minimiza el consumo de energía global en los hornos de UDP I y UDV.

Los Casos 2 y 3 reducen la carga térmica de los hornos de UDP I, pero este ahorro es inferior al aumento de consumo en los hornos de UDV por lo que existe un incremento neto de consumo de combustible.

En el Caso 3, aumenta considerablemente la caída de presión del sistema de residual, excediendo la capacidad de las bombas.

Sólo es recomendable operar bajo las condiciones del Caso 2 cuando los hornos de carga a UDP I cuentan con limitaciones mecánicas que comprometen la carga máxima procesable en esa unidad.

El siguiente cuadro muestra los resultados de cada caso:

<u>Caso</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>
Calor transferido al crudo por el crudo reduc., residual de vacío y HVGO: (MMBTU/h)	51.62	54.84	56.80
Contenido entálpico del crudo reducido entrante a hornos de UDV (MMBTU/h)	68.54	62.52	62.39
Calor total recuperado	<b>120.16</b>	117.36	119.19
Caida de presión de residual en intercambiadores:	<b>100%</b>	100%	<b>155%</b>

## 5.2 Sistema de evacuación de fondos de vacío

Se recomienda remplazar la actual válvula automática 11-LCV-157A por otra de mayor capacidad. Se evaluó la válvula disponible 314-FRCV-107, concluyéndose que es adecuada para el sistema.

Asimismo puede eliminarse el rotámetro 11-FR-172, actualmente sin uso por encontrarse fuera de su rango de escala.



TABLA 5.1 - 1

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA GENERAL

DISTRIBUCION DE CR/RV: CASO 2

ALIMENTACION DE CRUDO REDUCIDO MEZCLA (FIC-302/11E80). RV PURO AL 11E11 REV.30.10.91 Ranqo: TABLA1

Corriente	Flujo B/D	Grav. API	sg 60 sp.gr.	L:sgt V:16/cf	Flujo Mol/hr	m Mib/h	Pres Psia	Temp. °F K	H UOP	H STU/#	Q MMBTU/h
Crudo red. de 11FIC302	9500	15.6	0.962	0.796	375.9	133.4		620	11.1	325.3	43.407
Crudo red. de 11E80 a UDV	5500	15.6	0.962	0.832	217.6	77.3		501	11.1	247.7	19.136
Crudo reducido a hornos	15000	15.6	0.962	0.809	593.5	210.7		577	11.1	296.7	62.518
Carqa térmica hornos											16.220
Productos en zona flash											
Gases	75	55.0	0.759	0.005	22.5	0.8	1.50	628	12.0	477.4	0.397
LV60	1150	33.7	0.857	0.030	61.2	14.4	1.50	628	11.6	440.8	6.340
HV60	4750	25.9	0.899	0.040	198.0	62.4	1.50	628	11.6	432.9	26.995
HV60 a S.Wax y malla	952	25.9	0.899	0.040	39.7	12.5	1.50	628	11.6	432.9	5.410
Líquido	8148	8.1	1.014	0.873	287.2	120.6	1.50	628	11.0	315.4	38.044
Fondos de 11C7	9100	7.9	1.015	0.875	321.2	134.9	1.50	628	11.0	315.1	42.497
Quench frío	50	7.9	1.015	0.962	1.8	0.7		267	11.0	110.8	0.082
Fondos totales a 11P17	9150	7.9	1.015	0.876	322.9	135.6		626	11.0	313.8	42.562
Circuito 1:											
RV+quench al 11E11	5650	7.9	1.015	0.876	199.4	83.7		626	11.0	313.8	26.281
Carqa térmica 11E11											6.813
RV+quench al 11E9	5650	7.9	1.015	0.908	199.4	83.7		495	11.0	232.5	19.468
Carqa térmica 11E9											5.856
RV+quench al 11E6	5650	7.9	1.015	0.938	199.4	83.7		370	11.0	162.5	13.612
Carqa térmica 11E6											4.329
RV+quench del 11E6	5650	7.9	1.015	0.962	199.4	83.7		267	11.0	110.8	9.283
RV de 11E6 al 11E29	5600	7.9	1.015	0.962	197.6	83.0		267	11.0	110.8	9.201
Circuito 2:											
RV de 11P17 a 11E53	3500	7.9	1.015	0.876	123.5	51.9		626	11.0	313.8	16.281
CR a 11E80	12320	15.6	0.962	0.796	487.5	173.1		620	11.1	325.3	56.292
Crudo red. de 11E80 a UDV	5500	15.6	0.962	0.832	217.6	77.3		501	11.1	247.7	19.136
CR de 11E80 a 11E53	6820	15.6	0.962	0.832	269.9	95.8		501	11.1	247.7	23.729
Carqa térmica 11E80											13.427
CR+RV al 11E53	10320	12.9	0.980	0.845	393.4	147.7		544	11.0	270.8	39.994
Carqa térmica 11E53											9.429
CR+RV del 11E53 al E29	10320	12.9	0.980	0.874	393.4	147.7		439	11.0	207.0	30.566
RV+CR al 11E29	15920	11.1	0.992	0.906	591.0	230.7		381	11.0	172.4	39.770
Carqa térmica 11E29											7.355
RV+CR del 11E29	15920	11.1	0.992	0.921	591.0	230.7		321	11.0	140.5	32.415
HV60 total a 11P15	14102	25.9	0.899	0.759	587.7	185.1		456	11.6	236.9	43.857
HV60 a FCC	0	25.9	0.899	0.759	0.0	0.0		456	11.6	236.9	0.000
HV60 a malla	640	25.9	0.899	0.759	26.7	8.4		456	11.6	236.9	1.990
HV60 a plato 13	312	25.9	0.899	0.759	13.0	4.1		456	11.6	236.9	0.970
HV60+Rf.HV60 a 11E8	13150	25.9	0.899	0.759	548.0	172.6		456	11.6	236.9	40.897
Carqa térmica 11E8											3.816
HV60+Rf.HV60 a 11E4	13150	25.9	0.899	0.772	548.0	172.6		421	11.6	214.8	37.081
Carqa térmica 11E4											11.172
HV60+Rf.HV60 del 11E4	13150	25.9	0.899	0.809	548.0	172.6		312	11.6	150.1	25.909
HV60 neto a 11E28	4750	25.9	0.899	0.809	198.0	62.4		312	11.6	150.1	9.359
Carqa térmica 11E28											5.777
HV60 del 11E28 a tanque	4750	25.9	0.899	0.866	198.0	62.4		133	11.6	57.4	3.582
Rf.HV60 a 11E27	8400	25.9	0.899	0.809	350.1	110.3		312	11.6	150.1	16.550
Carqa térmica 11E27											3.091
Rf.HV60 de 11E27 a 11C7	8400	25.9	0.899	0.826	350.1	110.3		261	11.6	122.1	13.460
LV60 total a 11P14	15010	33.7	0.857	0.798	798.9	187.7		202	11.6	94.2	17.678
LV60 a 11E26	1150	33.7	0.857	0.798	61.2	14.4		202	11.6	94.2	1.354
Carqa térmica 11E26											0.623
LV60 del 11E26 a tanque	1150	33.7	0.857	0.828	61.2	14.4		115	11.6	50.9	0.732
Rf.LV60 a 11E24	13860	33.7	0.857	0.798	737.7	173.4		202	11.6	94.2	16.324
Carqa térmica 11E24											4.996
Rf.LV60 de 11E24 a 11C7	13860	33.7	0.857	0.818	737.7	173.4		145	11.6	65.3	11.327
Gas a eyectores	75	55.0	0.759	0.005	22.5	0.8	0.84	154	12.0	217.0	0.180

TABLA 5.2 - 1  
 EVALUACION DE INTERCAMBIADORES DE CALOR  
 DISTRIBUCION DE CR/RV: CASO 2  
 ALIMENTACION DE CRUDO REDUCIDO MEZCLA (FIC-302/11E80). RV PURO AL 11E11 REV.30.10.91

Rango HTEX

Item		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
<b>Condiciones de diseño</b>								
Tipo TEMA	---	AEU	AEU	AEU	AEU	AEU	AES	AES
Area de transferencia	A ft <sup>2</sup>	1800	1055	1300	840	840	1330	1331
Fluido:								
Casco		HV60	HV60	RV	RV	RV	CR+RV	Cr.Red.
Tubos		Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Carga térmica de diseño	Q' MMBTU/h	6.52	4.85	1.94	1.94	2.51		10.67
Dif. temp. corregida	LMTDc °F	87.6	86.7	52.1	68.8	80.1		191
Coef.global limpio	Uo' BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	44	59.2	31.2	39.8	43.4		77.2
Coef.global sucio	Ud' BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	41.3	53.1	28.6	33.5	37.3		42
Factor de ensuciamiento								
Casco	rs' h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.003	0.003	0.003	0.005	0.005		0.005
Tubos	rt' h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.004	0.003	0.002	0.003	0.003		0.004
Caída de presión								
Casco	dPs' psi	7.7	9.5	4.4	7.3	6.2		15
Tubos	dPt' psi	1.9	6.3	3.8	10	25.9		15
Tubos								
Número de pasos	npt ---	2	2	2	2	2	4	4
Núm. por paso	N ---	236	138	110	110	110	87	87
Diámetro externo	OD pulg	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
Long. efectiva	L ft	19.521	19.521	19.521	19.521	19.521	19.685	19.685
Diámetro interno	IDt pulg	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584
Espaciamiento entre tubos	p pulg	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984
Casco								
Número de pasos	nps ---	1	1	1	1	1	1	1
Diámetro interno	IDs pulg	27.56	21.65	23.62	19.69	19.69	23.62	23.62
Espaciado de deflectores	B pulg	6.89	6.89	4.92	3.94	3.94	5.7086	7.035
Número de baffles	nb ---	34	34	46	58	58	34	30
<b>Condiciones del proyecto</b>								
Tubos								
Caudal a 60°F	qt BPD	21000	5500	21000	21000	21000	5000	9500
Flujo másico	mt mlb/h	278.7	73.0	278.7	278.7	278.7	66.4	126.1
Temp. entrada	Tti °F	142	280	224	273	377	72	241
Temp. salida	Tto °F	224	372	253	312	417	351.5	443.2
Grav.espec. a 60°F	sgt g/cm <sup>3</sup>	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909
Grav.espec. a Tti	sgti g/cm <sup>3</sup>	0.873	0.831	0.849	0.833	0.800	0.894	0.837
Grav.espec. a Tto	sgto g/cm <sup>3</sup>	0.849	0.801	0.839	0.821	0.786	0.808	0.777
Viscosidad a Tti	Muti cP	16.7	2.9	5.1	3.1	1.5	91.2	3.5
Viscosidad a Tto	Muto cP	5.1	1.5	3.7	2.3	1.2	1.7	1.0
Casco								
Caudal a 60°F	qs BPD	13150	13150	5650	5650	5650	10320	12320
Flujo másico	ms mlb/h	172.6	172.6	83.8	83.8	83.8	147.7	173.1
Temp. entrada	Tsi °F	421	456	370	495	626	544	620
Temp. salida	Tso °F	312	421	267	370	495	439	501
Grav.espec. a 60°F	sgs g/cm <sup>3</sup>	0.899	0.899	1.015	1.015	1.015	0.980	0.962
Grav.espec. a Tsi	sgsi g/cm <sup>3</sup>	0.772	0.759	0.938	0.908	0.876	0.845	0.796
Grav.espec. a Tso	sgso g/cm <sup>3</sup>	0.809	0.772	0.962	0.938	0.908	0.874	0.832
Viscosidad a Tsi	Musi cP	0.8	0.7	49.9	9.0	3.2	2.4	1.2
Viscosidad a Tso	Muso cP	1.6	0.8	649.9	49.9	9.0	5.3	2.1
<b>Cálculo del coeficiente global</b>								
Lado Tubos								
Flujo másico por cada tubo	lb/h	1181.0	529.0	2533.8	2533.8	2533.8	762.8	1449.3
Extremo frío:								
Velocidad lineal	ft/s	3.24	1.52	7.15	7.28	7.58	2.04	4.14
Número de Reynolds	---	765	1967	5392	8893	18728	90	4519
k*NP <sup>0.333</sup>	BTU/h/ft/°F	0.46	0.26	0.31	0.26	0.20	0.82	0.27
Temp. pared (asumida)	°F	255	374	253	338	455	317	421
Grav. espec. a T pared		0.839	0.801	0.840	0.813	0.773	0.819	0.785
Viscosidad a T pared		3.6	1.5	3.7	1.9	1.0	2.2	1.2
L/D laminar		401	401	401	401	401	404	404
hi1	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	50.3	59.5	148.2	192.0	267.8	16.1	126.5
Extremo caliente:								
Velocidad lineal	ft/s	3.33	1.58	7.22	7.39	7.71	2.26	4.46
Número de Reynolds	---	2513	3805	7378	12161	23347	4833	15188
k*NP <sup>0.333</sup>	BTU/h/ft/°F	0.31	0.21	0.28	0.24	0.19	0.22	0.18
Temp. pared (asumida)	°F	355	428	331	434	556	480	561
Grav.espec. a T pared		0.807	0.782	0.815	0.780	0.736	0.764	0.735
Viscosidad a T pared		1.7	1.1	2.0	1.1	0.7	0.9	0.6
hi2	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	90.1	74.4	179.6	229.5	304.0	99.0	203.1

... sigue

TABLA 5.2 - 1

... sigue

Lado casco									
Area transversal de flujo	as	ft2	0.314	0.246	0.192	0.128	0.128	0.223	0.274
Veloc. másica	Gs	lb/h/ft2	550590	700751	436282	654424	654425	663204	630642
Diámetro equivalente	De	ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Extremo frío:									
Número de Reynolds		---	10670	25903	21	404	2234	3848	9136
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft/°F	0.21	0.17	1.44	0.61	0.34	0.29	0.21
Temp. pared		°F	255	374	253	338	455	317	421
Grav. espec. a T pared			0.828	0.788	0.965	0.946	0.918	0.906	0.855
Viscosidad a T pared			2.6	1.1	1082.2	95.2	13.9	22.5	3.7
ho1		BTU/h/ft2/°F	1874.0	2536.6	517.8	947.0	1306.1	1280.5	1719.0
Extremo caliente									
Número de Reynolds		---	20352	30334	269	2234	6352	8336	16527
$k \cdot NPr^{0.333}$			0.17	0.16	0.61	0.34	0.24	0.22	0.17
Temp. pared		°F	355	428	331	434	556	480	561
Grav. espec. a T pared			0.794	0.769	0.947	0.923	0.893	0.863	0.814
Viscosidad a T pared			1.2	0.8	110.5	18.3	5.2	3.8	1.5
ho2		BTU/h/ft2/°F	2187.3	2668.3	757.6	1257.0	1621.9	1741.0	2030.8
Resistencia del metal									
Conduct. térm. del metal	km	BTU/h/ft/°F	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7
Resistencia térmica									
Rm	Rm	h*ft2*°F/BTU	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003
Factores de ensuciamiento									
Externo	Rdo	h*ft2*°F/BTU	0.003	0.003	0.005	0.006	0.007	0.005	0.005
Interno	Rdi	h*ft2*°F/BTU	0.004	0.005	0.004	0.004	0.005	0.004	0.004
Coeficientes globales									
Extremo frío	U1	BTU/h/ft2/°F	29.0	31.5	47.5	52.1	51.8	11.0	47.2
Extremo caliente	U2	BTU/h/ft2/°F	43.2	36.6	52.9	56.1	53.9	41.7	58.0
Cálc. temp. calórica (tc)									
(U2-U1)/U1	Kc	---	0.49	0.16	0.11	0.08	0.04	2.79	0.23
(Tso-Tti)/(Tsi-Tto)	r	---	0.86	1.68	0.37	0.53	0.57	1.90	1.36
Fracción calórica	Fc	---	0.454	0.531	0.410	0.441	0.450	0.445	0.508
Temp. calórica tubos	tc	°F	179	329	236	290	395	196	353
Temp. calórica casco	Tc	°F	371	437	328	440	567	498	559
Cálculo final del Uo									
Lado tubos									
Grav. especif. @ tc		g/cm3	0.862	0.815	0.845	0.828	0.794	0.857	0.807
Viscosidad @ tc		cP	9.0	2.0	4.4	2.7	1.3	7.1	1.7
Velocidad lineal		ft/s	3.28	1.55	7.18	7.32	7.64	2.13	4.30
Número de Reynolds		---	1413	2878	6168	10275	20758	1159	9294
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft/°F	0.38	0.23	0.30	0.25	0.20	0.35	0.21
Temp. pared (asumida)		°F	345	424	296	381	494	451	496
Grav. espec. a T pared			0.810	0.784	0.826	0.798	0.759	0.775	0.759
Viscosidad a T pared			1.8	1.1	2.5	1.4	0.8	1.0	0.8
hi		BTU/h/ft2/°F	66.8	67.8	163.3	209.1	283.3	52.6	167.6
Lado casco									
Grav. especif. @ tc		g/cm3	0.789	0.766	0.948	0.922	0.890	0.858	0.815
Viscosidad @ tc		cP	1.1	0.8	119.3	17.0	4.8	3.3	1.5
Número de Reynolds		---	15694	27961	113	1188	4220	6129	12548
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft/°F	0.18	0.16	0.82	0.43	0.28	0.25	0.19
Temp. pared		°F	345	424	296	381	494	451	496
Grav. espec. a T pared			0.798	0.771	0.955	0.935	0.908	0.871	0.834
Viscosidad a T pared			1.3	0.8	269.2	40.6	9.1	4.8	2.2
ho		BTU/h/ft2/°F	2126.8	2645.0	655.1	1094.6	1454.6	1645.8	1893.3
Factor de corr. LMTD									
(Tsi-Tso)/(Tto-Tti)	R	---	0.954	0.953	0.893	0.954	0.964	0.927	0.908
(Tto-Tti)/(Tsi-Tti)	S	---	1.34	0.38	3.45	3.28	3.26	0.38	0.65
			0.29	0.52	0.20	0.17	0.16	0.59	0.51
Coeficiente global									
Ud	Ud	BTU/h/ft2/°F	35.6	34.4	50.4	54.1	52.8	28.2	53.7
Dif. temp. media logarítmica									
LMTD	LMTD	°F	183	110	74	135	159	271	207
Calor transferido									
Ud*A*LMTD	Qu	MMBTU/h	11.19	3.81	4.33	5.85	6.81	9.41	13.41
Q perdido fl. caliente	Qh	MMBTU/h	11.17	3.82	4.33	5.86	6.81	9.43	13.43
Q ganado crudo	Qc	MMBTU/h	11.20	3.81	4.32	5.86	6.80	9.41	13.39
Condic. convergencia									
eh=(Qh-Qu)/Qu	eh	---	-0.001	0.001	-0.000	0.000	-0.000	0.002	0.001
ec=(Qc-Qu)/Qu	ec	---	0.001	0.000	-0.003	0.000	-0.002	-0.001	-0.002

TABLA 5.3 - 1  
 CAIDAS DE PRESION EN INTERCAMBIADORES  
 DISTRIBUCION DE CR/RV: CASO 2  
 ALIMENTACION DE CRUDO REDUCIDO MEZCLA (FIC-302/11E80). RV PURO AL 11E11

Item		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
dP Lado casco								
Baffle cut	%	25	25				25	25
Número de deflectores	nb	34	34	46	58	58	34	30
Diámetro int. casco	Ds ft	2.30	1.80	1.97	1.64	1.64	1.97	1.97
Veloc. másica	Gs lb/h/ft <sup>2</sup>	550590	700751	436282	654424	654425	663204	630642
Grav. específica	s q/cm <sup>3</sup>	0.862	0.815	0.845	0.828	0.794	0.857	0.807
Diám. equivalente	De ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Correcc. por viscosidad	PHIs	0.978	0.991	0.892	0.885	0.914	0.950	0.953
Núm. de Reynolds	NRes	15694	27961	113	1188	4220	6129	12548
Factor de fricción	f ft <sup>2</sup> /pulg <sup>2</sup>	0.0019	0.0017	0.0059	0.0031	0.0025	0.0023	0.0020
Caída de presión	dPs psi	14.4	17.1	35.5	45.8	36.4	22.1	16.4
dP tot x producto			31.5			117.7		38.5

TABLA 5.1 - 2  
 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA GENERAL  
 DISTRIBUCION DE CR/RV: CASO 3  
 MEZCLA COMPLETA DEL RESIDUAL Y CRUDO REDUCIDO

Corriente	Flujo B/D	Grav. API	sg 60 sp.gr.	L:sgt V:lb/cf	MW	Flujo Mol/hr	m Mlb/h	Pres Psia	Temp. °F	K UOP	H BTU/#	Q MMBTU/h
Crudo red. de 11FIC302	9500	15.6	0.962	0.796	355	375.9	133.4		620	11.1	325.3	43.407
Crudo red. de 11E80 a UDV	5500	15.6	0.962	0.832	355	217.6	77.3		501	11.1	247.9	19.155
Crudo reducido a hornos	15000	15.6	0.962	0.810	355	593.5	210.7		576	11.1	296.1	62.389
Carga térmica hornos												14.797
Productos en zona flash												
Gases	75	55.0	0.759	0.005	37	22.5	0.8	1.50	628	12.0	477.4	0.397
LVGO	1150	33.7	0.857	0.030	235	61.2	14.4	1.50	628	11.6	440.8	6.340
HVGO	4750	25.9	0.899	0.040	315	198.0	62.4	1.50	628	11.6	432.9	26.995
HVGO a S.Wax y malla	952	25.9	0.899	0.040	315	39.7	12.5	1.50	628	11.6	432.9	5.410
Líquido	8148	8.1	1.014	0.873	420	287.2	120.6	1.50	628	11.0	315.4	38.044
Fondos de 11C7	9100	7.9	1.015	0.875	420	321.2	134.9	1.50	628	11.0	315.1	42.497
Quench frío	50	11.1	0.992	0.925	420	1.7	0.7		306	11.0	132.1	0.096
Fondos totales a 11P17	9150	7.9	1.015	0.875	420	322.9	135.6		626	11.0	313.9	42.580
RV a mezcla con CR	9150	7.9	1.015	0.875	420	322.9	135.6		626	11.0	313.9	42.580
CR de E80 a mezcla con RV	6820	15.6	0.962	0.832	355	269.9	95.8		501	11.1	247.9	23.753
Mezcla de RV y CR	15970	11.1	0.992	0.855	390	592.8	231.4		574.3	11.0	286.6	66.337
Desviación												0.005
Circuito 1:												
Mezcla residuales al 11E11	8500	11.1	0.992	0.855	420	293.3	123.2		574	11.0	286.6	35.308
Carga térmica 11E11												5.441
Mezcla residuales al 11E9	8500	11.1	0.992	0.874	420	293.3	123.2		503	11.0	242.5	29.867
Carga térmica 11E9												6.578
Mezcla residuales al 11E6	8500	11.1	0.992	0.898	420	293.3	123.2		412	11.0	189.1	23.290
Carga térmica 11E6												6.960
Mezcla residuales del 11E6	8500	11.1	0.992	0.925	420	293.3	123.2		306	11.0	132.6	16.329
Mezcla del 11E6 al 11E29	8450	11.1	0.992	0.925	420	291.6	122.5		306	11.0	132.6	16.233
Circuito 2:												
RV de 11P17 a 11E53	0	11.1	0.992	0.841	420	0	0		626.3	11.0	319.4	0
CR a 11E80	12320	15.6	0.962	0.796	355	487.5	173.1		620	11.0	323.6	56.009
CR de 11E80	12320	15.6	0.962	0.832	355	487.5	173.1		501	11.0	246.7	42.692
CR de 11E80 a mezcla	6820	15.6	0.962	0.832	355	269.9	95.8		501	11.0	246.7	23.633
Carga térmica 11E80												13.317
CR+RV al 11E53	7470	11.1	0.992	0.855	401	269.9	108.2		574	11.0	286.6	31.029
Carga térmica 11E53												9.499
CR+RV del 11E53 al E29	7470	11.1	0.992	0.894	401	269.9	108.2		429	11.0	198.9	21.530
RV+CR al 11E29	15970	11.1	0.992	0.910	412	561.4	231.4		364	11.0	163.1	37.741
Carga térmica 11E29												6.817
RV+CR del 11E29	15920	11.1	0.992	0.924	410	561.4	230.7		309	11.0	134.1	30.924
HVGO total a 11P15	14102	25.9	0.899	0.759	315	587.7	185.1		456	11.6	236.9	43.857
HVGO a FCC	0	25.9	0.899	0.759	315	0.0	0.0		456	11.6	236.9	0.000
HVGO a malla	640	25.9	0.899	0.759	315	26.7	8.4		456	11.6	236.9	1.990
HVGO a plato 13	312	25.9	0.899	0.759	315	13.0	4.1		456	11.6	236.9	0.970
HVGO+Rf.HVGO a 11E8	13150	25.9	0.899	0.759	315	548.0	172.6		456	11.6	236.9	40.897
Carga térmica 11E8												3.816
HVGO+Rf.HVGO a 11E4	13150	25.9	0.899	0.772	315	548.0	172.6		421	11.6	214.8	37.081
Carga térmica 11E4												11.191
HVGO+Rf.HVGO del 11E4	13150	25.9	0.899	0.809	315	548.0	172.6		312	11.6	150.0	25.890
HVGO neto a 11E28	4750	25.9	0.899	0.809	315	198.0	62.4		312	11.6	150.0	9.352
Carga térmica 11E28												5.776
HVGO del 11E28 a tanque	4750	25.9	0.899	0.866	315	198.0	62.4		132	11.6	57.3	3.576
Rf.HVGO a 11E27	8400	25.9	0.899	0.809	315	350.1	110.3		312	11.6	150.0	16.538
Carga térmica 11E27												3.078
Rf.HVGO de 11E27 a 11C7	8400	25.9	0.899	0.826	315	350.1	110.3		261	11.6	122.1	13.460
LVGO total a 11P14	15010	33.7	0.857	0.798	235	798.9	187.7		202	11.6	94.2	17.678
LVGO a 11E26	1150	33.7	0.857	0.798	235	61.2	14.4		202	11.6	94.2	1.354
Carga térmica 11E26												0.629
LVGO del 11E26 a tanque	1150	33.7	0.857	0.828	235	61.2	14.4		114	11.6	50.4	0.725
Rf.LVGO a 11E24	13860	33.7	0.857	0.798	235	737.7	173.4		202	11.6	94.2	16.324
Carga térmica 11E24												4.996
Rf.LVGO de 11E24 a 11C7	13860	33.7	0.857	0.818	235	737.7	173.4		145	11.6	65.3	11.327
Gas a eyectores	75	55.0	0.759	0.005	37	22.5	0.8	0.84	154	12.0	217.0	0.180

TABLA 5.2 - 2  
EVALUACION DE INTERCAMBIADORES DE CALOR  
DISTRIBUCION DE CR/RV: CASO 3  
MEZCLA COMPLETA DEL RESIDUAL Y CRUDO REDUCIDO

Item		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
Simb.Unid.								
<b>Condiciones de diseño</b>								
Tipo TEMA	---	AEU	AEU	AEU	AEU	AEU	AES	AES
Area de transferencia	A ft2	1800	1055	1300	840	840	1330	1331
Fluido:								
Casco	---	HV6D	HV6D	RV	RV	RV	CR+RV	Cr.Red.
Tubos	---	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Carga térmica de diseño	Q' MMBTU/h	6.52	4.85	1.94	1.94	2.51		10.67
Dif. temp. corregida	LMTDc °F	87.6	86.7	52.1	68.8	80.1		191
Coef.global limpio	Uo' BTU/h/ft2/°F	44	59.2	31.2	39.8	43.4		77.2
Coef.global sucio	Ud' BTU/h/ft2/°F	41.3	53.1	28.6	33.5	37.3		42
Factor de ensuciamiento								
Casco	rs' h*ft2*°F/BTU	0.003	0.003	0.003	0.005	0.005		0.005
Tubos	rt' h*ft2*°F/BTU	0.004	0.003	0.002	0.003	0.003		0.004
<b>Caída de presión</b>								
Casco	dPs' psi	7.7	9.5	4.4	7.3	6.2		15
Tubos	dPt' psi	1.9	6.3	3.8	10	25.9		15
<b>Presión de diseño</b>								
Casco	DPs kg/cm2	13.6	13.6	8.3	9.6	9.6	7	10.9
Tubos	DPt kg/cm2	19.2	12.5	13.7	12.11	10.6	17.4	10.5
<b>Temperatura de diseño</b>								
Casco	DTs °F	491	536	617	572	653	600	680
Tubos	DTt °F	338	428	338	446	527	310	500
<b>Tubos</b>								
Número de	npt ---	2	2	2	2	2	4	4
Núm. por paso	N ---	236	138	110	110	110	87	87
Diámetro externo	GD pulg	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
Long. efectiva	L ft	19.521	19.521	19.521	19.521	19.521	19.685	19.685
Diámetro interno	IDt pulg	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584	0.584
Espaciamiento entre tubos	p pulg	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984	0.984
<b>Casco</b>								
Número de pasos	nps ---	1	1	1	1	1	1	1
Diámetro interno	IDs pulg	27.56	21.65	23.62	19.69	19.69	23.62	23.62
Espaciado de deflectores	B pulg	6.89	6.89	4.92	3.94	3.94	5.7086	7.035
Número de baffles	nb ---	34	34	46	58	58	34	30
<b>Condiciones del proyecto</b>								
<b>Tubos</b>								
Caudal a 60°F	qt BPD	21000	5500	21000	21000	21000	5000	9500
Flujo másico	mt mlb/h	278.7	73.0	278.7	278.7	278.7	66.4	126.1
Temp. entrada	Tti °F	142	280	224	291	398		261
Temp. salida	Tto °F	224	372	271	333	430	353.3	443
Grav.espec. a 60°F	sgt g/cm3	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909	0.909
Grav.espec. a Tti	sgti g/cm3	0.873	0.831	0.849	0.828	0.793	0.894	0.837
Grav.espec. a Tto	sgto g/cm3	0.849	0.801	0.834	0.814	0.782	0.808	0.777
Viscosidad a Tti	Muti cP	16.7	2.9	5.1	2.7	1.3	91.2	3.4
Viscosidad a Tto	Muto cP	5.1	1.5	3.2	1.9	1.1	1.7	1.0
<b>Casco</b>								
Caudal a 60°F	qs BPD	13150	13150	8500	8500	8500	7470	12320
Flujo másico	ms mlb/h	172.6	172.6	123.2	123.2	123.2	108.2	173.1
Temp. entrada	Tsi °F	421	456	412	503	574	574	620
Temp. salida	Tso °F	312	421	306	412	503	429	501
Grav.espec. a 60°F	sgs g/cm3	0.899	0.899	0.992	0.992	0.992	0.992	0.962
Grav.espec. a Tsi	sgsi g/cm3	0.772	0.759	0.898	0.874	0.855	0.855	0.796
Grav.espec. a Tso	sgso g/cm3	0.809	0.772	0.925	0.898	0.874	0.894	0.832
Viscosidad a Tsi	Musi cP	0.8	0.7	10.5	4.4	2.7	2.7	2.0
Viscosidad a Tso	Muso cP	1.6	0.8	50.9	10.5	4.4	8.6	4.3
<b>Cálculo del coeficiente global</b>								
<b>Lado Tubos</b>								
Flujo másico por cada tubo	lb/h	1181.0	529.0	2533.8	2533.8	2533.8	762.8	1449.3
<b>Extremo frío:</b>								
Velocidad lineal	ft/s	3.24	1.52	7.14	7.33	7.65	2.04	4.14
Número de Reynolds	---	765	1967	5380	10331	21145	90	4544
k*NPr <sup>0.333</sup>	BTU/h/ft/°F	0.46	0.26	0.31	0.25	0.20	0.82	0.27
Temp. pared (asumida)	°F	255	374	278	371	468	310	421
Grav. espec. a T pared		0.839	0.801	0.832	0.802	0.768	0.822	0.785
Viscosidad a T pared		3.7	1.5	2.9	1.5	0.9	2.3	1.1
L/D laminar		401	401	401	401	401	404	404
hi1	BTU/h/ft2/°F	50.3	59.5	153.1	207.7	280.7	16.1	126.8
<b>Extremo caliente:</b>								
Velocidad lineal	ft/s	3.33	1.58	7.27	7.45	7.76	2.26	4.46
Número de Reynolds	---	2507	3805	8696	14201	24902	4889	15173
k*NPr <sup>0.333</sup>	BTU/h/ft/°F	0.31	0.21	0.26	0.22	0.19	0.21	0.18
Temp. pared (asumida)	°F	355	428	365	447	526	501	561
Grav.espec. a T pared		0.807	0.782	0.804	0.776	0.748	0.757	0.735
Viscosidad a T pared		1.7	1.1	1.6	1.0	0.7	0.8	0.6
hi2	BTU/h/ft2/°F	90.0	74.4	195.4	243.4	305.7	100.5	203.1

... sigue

TABLA 5.2 - 2

... sigue

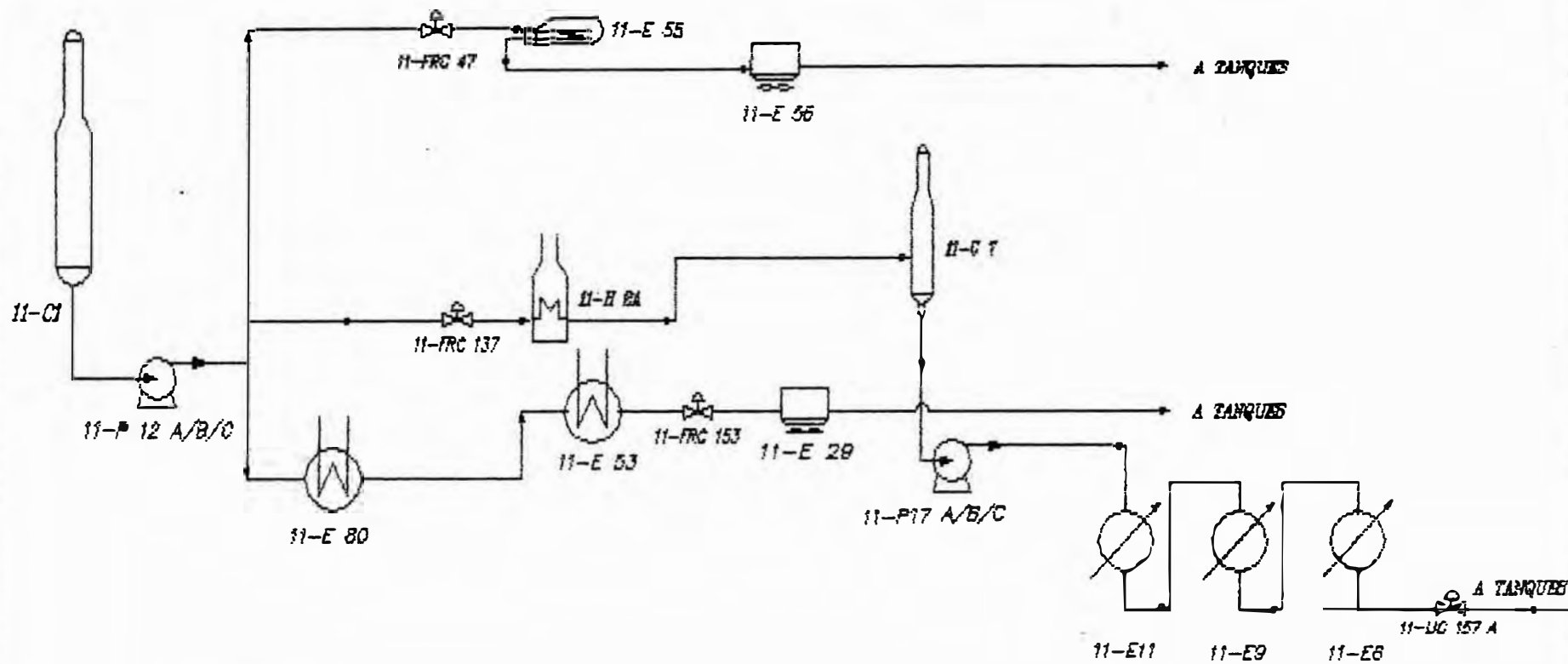
<b>Lado casco</b>									
Area transversal de flujo	as	ft <sup>2</sup>	0.314	0.246	0.192	0.128	0.128	0.223	0.274
Veloc. másica	Gs	lb/h/ft <sup>2</sup>	550590	700751	641682	962523	962525	486137	630642
Diámetro equivalente	De	ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
<b>Extremo frío:</b>									
Número de Reynolds	---		10654	25903	388	2831	6750	1732	4565
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	0.21	0.17	0.61	0.36	0.27	0.34	0.27
Temp. pared		°F	255	374	278	371	468	310	421
Grav. espec. a T pared			0.828	0.788	0.931	0.908	0.883	0.924	0.855
Viscosidad a T pared			2.6	1.1	90.5	17.4	5.9	46.9	9.0
ho1		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	1873.4	2536.6	943.9	1548.6	1922.6	939.8	1439.6
<b>Extremo caliente</b>									
Número de Reynolds	---		20352	30334	1887	6750	11045	5579	9945
$k \cdot NPr^{0.333}$		°F	0.17	0.16	0.36	0.27	0.23	0.23	0.21
Temp. pared		°F	355	428	365	447	526	501	561
Grav. espec. a T pared			0.795	0.769	0.910	0.889	0.868	0.875	0.814
Viscosidad a T pared			1.2	0.8	19.1	7.2	3.7	4.5	2.8
ho2		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	2187.2	2668.3	1218.9	1868.5	2129.5	1423.6	1800.1
<b>Resistencia del metal</b>									
Conduct. térm. del metal	km	BTU/h/ft/°F	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7	25.7
<b>Resistencia térmica</b>									
Factores de ensuciamiento	Rm	h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003
<b>Factores de ensuciamiento</b>									
Externo	Rdo	h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.003	0.003	0.005	0.006	0.007	0.005	0.005
Interno	Rdi	h*ft <sup>2</sup> *°F/BTU	0.004	0.005	0.004	0.004	0.005	0.004	0.004
<b>Coefficientes globales</b>									
Extremo frío	U1	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	29.0	31.5	50.3	54.7	53.1	11.0	47.0
Extremo caliente	U2	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	43.2	36.6	56.1	58.0	54.4	41.8	57.7
<b>Cálc. temp. calórica (tc)</b>									
(U2-U1)/U1	Kc	---	0.49	0.16	0.12	0.06	0.02	2.81	0.23
(Tso-Tti)/(Tsi-Tto)	r	---	0.86	1.68	0.58	0.71	0.73	1.62	1.36
Fracción calórica	Fc	---	0.454	0.531	0.446	0.467	0.472	0.431	0.508
Temp. calórica tubos	tc	°F	179	329	245	311	413	193	354
Temp. calórica casco	Tc	°F	371	437	364	461	541	512	560
<b>Cálculo final del Uo</b>									
<b>Lado tubos</b>									
Grav. específ. @ tc		g/cm <sup>3</sup>	0.862	0.815	0.842	0.821	0.788	0.858	0.807
Viscosidad @ tc		cP	9.1	2.0	4.1	2.3	1.2	7.4	1.7
Velocidad lineal		ft/s	3.28	1.55	7.20	7.38	7.70	2.13	4.30
Número de Reynolds	---		1411	2878	6760	12069	22890	1112	9303
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	0.38	0.23	0.29	0.24	0.19	0.35	0.21
Temp. pared (asumida)		°F	345	424	325	402	487	461	496
Grav. espec. a T pared			0.810	0.784	0.817	0.791	0.762	0.771	0.759
Viscosidad a T pared			1.8	1.1	2.0	1.3	0.9	1.0	0.8
hi		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	66.8	67.8	173.5	223.9	291.3	51.6	167.6
<b>Lado casco</b>									
Grav. específ. @ tc		g/cm <sup>3</sup>	0.789	0.766	0.910	0.885	0.864	0.872	0.815
Viscosidad @ tc		cP	1.1	0.8	19.2	6.3	3.3	4.1	2.8
Número de Reynolds	---		15688	27961	1032	4685	8888	3638	6955
$k \cdot NPr^{0.333}$		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	0.18	0.16	0.44	0.31	0.25	0.26	0.23
Temp. pared		°F	345	424	325	402	487	461	496
Grav. espec. a T pared			0.798	0.771	0.920	0.900	0.878	0.885	0.834
Viscosidad a T pared			1.3	0.8	35.9	11.7	5.0	6.3	4.4
ho		BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	2126.6	2645.0	1099.5	1700.0	2008.4	1314.0	1640.0
<b>Factor de corr. LMTD</b>									
(Tsi-Tso)/(Tto-Tti)	R	---	0.954	0.953	0.924	0.968	0.975	0.907	0.909
(Tto-Tti)/(Tsi-Tti)	S	---	1.34	0.38	2.23	2.17	2.24	0.52	0.65
	S	---	0.29	0.52	0.25	0.20	0.18	0.56	0.51
<b>Coefficiente global</b>									
Dif. temp. media logarítmica	Ud	BTU/h/ft <sup>2</sup> /°F	35.5	34.4	53.3	56.3	53.7	27.7	53.4
Calor transferido	LMTD	°F	183	110	109	144	124	284	207
<b>Calor transferido</b>									
Ud*A*LMTD	Qu	MMBTU/h	11.18	3.81	6.97	6.59	5.44	9.48	13.37
Q perdido fl. caliente	Qh	MMBTU/h	11.19	3.82	6.96	6.58	5.44	9.50	13.32
Q ganado crudo	Qc	MMBTU/h	11.17	3.81	6.95	6.59	5.43	9.48	13.34
<b>Condic. convergencia</b>									
eh:=(Qh-Qu)/Qu	eh	---	0.001	0.001	-0.002	-0.002	-0.000	0.002	-0.004
ec:=(Qc-Qu)/Qu	ec	---	-0.001	0.000	-0.004	-0.000	-0.003	-0.001	-0.002

TABLA 5.3 - 2  
 CAIDAS DE PRESION EN INTERCAMBIADORES  
 DISTRIBUCION DE CR/RV: CASO 3  
 MEZCLA COMPLETA DEL RESIDUAL Y CRUDO REDUCIDO

Rango: DPHX

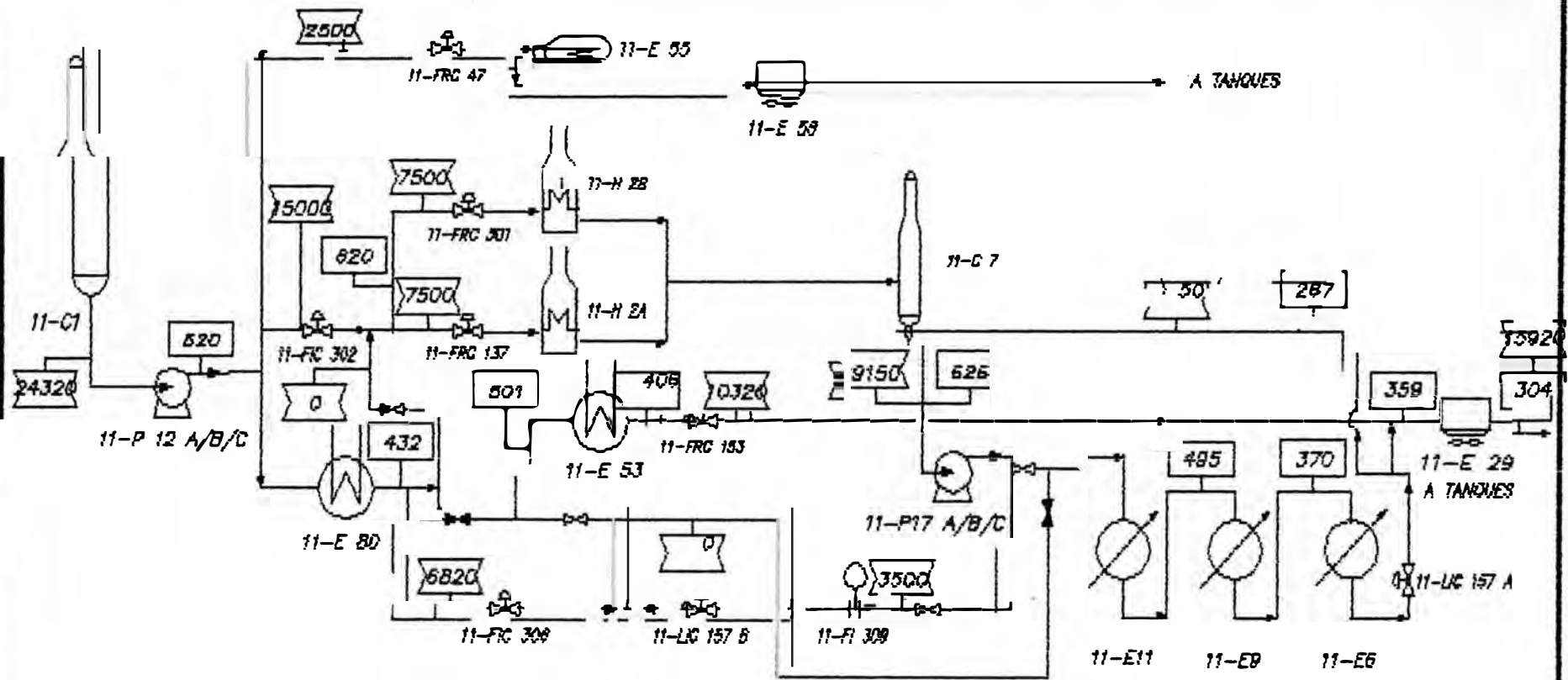
Item		11E4	11E8	11E6	11E9	11E11	11E53	11E80
dP Lado casco								
Baffle cut	%	25	25				25	25
Número de deflectores	nb	34	34	46	58	58	34	30
Diámetro int. casco	Ds ft	2.30	1.80	1.97	1.64	1.64	1.97	1.97
Veloc. másica	Gs lb/h/ft <sup>2</sup>	550590	700751	641682	962523	962525	486137	630642
Grav. específica	s g/cm <sup>3</sup>	0.862	0.815	0.842	0.821	0.788	0.858	0.807
Diám. equivalente	De ft	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Correcc. por viscosidad	FHis	0.978	0.991	0.916	0.918	0.945	0.942	0.937
Núm. de Reynolds	NRes	15688	27961	1032	4685	8888	3638	6955
Factor de fricción	f ft <sup>2</sup> /pulg <sup>2</sup>	0.0019	0.0017	0.0032	0.0024	0.0022	0.0025	0.0023
Caída de presión	dPs psi	14.4	17.1	41.0	74.3	66.7	13.2	18.6
dP tot x producto			31.5			182.1		31.8





DISTRIBUCION DE FONDOS ORIGINAL


REFINERIA LA DAMPILLA			
PROYECTO			
SISTEMA DE FONDOS DE UDP I - UDV			
TRAZ	R.W.CD	PLANO No.	RLP-88-11A-148-D
REV.			
PROP.	L.C.H.R.	ESCALA:	S/X
		FECHA:	SET. 89



## DISTRIBUCION DE FONDOS

CASO 1

 Temperatura (°F)

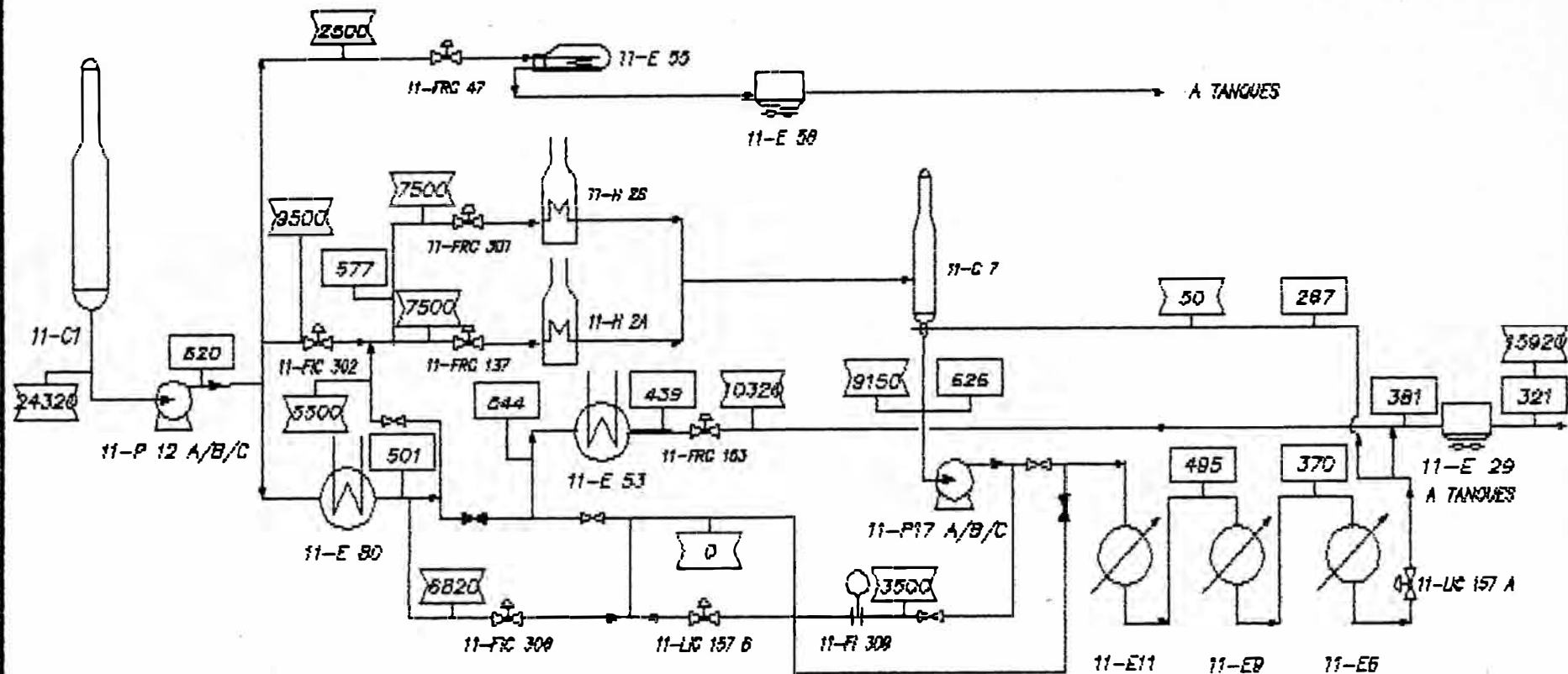
 Flujo (BPDO)

REFINERIA LA PAMPILLA

PROYECTO


SISTEMA DE FONDOS DE  
UDP 1 - UDP


TRAZ	R. W. CH	BAÑO	
REV.		RLP-89-11A-14B-D	
PROY.	L. CH. R.	ESCALA	3/4" = 1'-0"



## DISTRIBUCION DE FONDOS

### CASO 2

 Temperatura ( P )

 Flujo (BPDD)

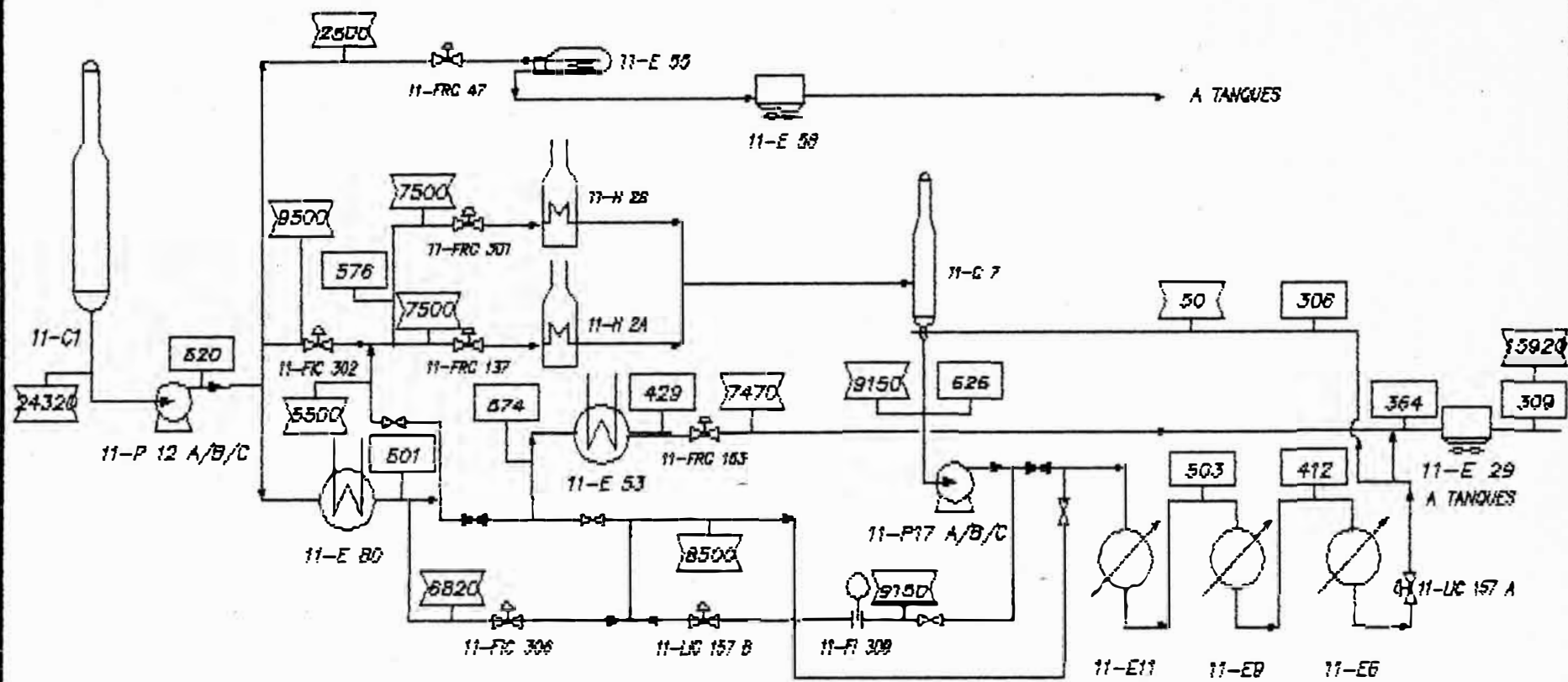
Carga UDV: Crudo reducido del 11E80

REFINERIA LA PAMPILLA

PROYECTO

SISTEMA DE FONDOS DE  
UDV 1 - UDV



PROJ:	R.W.Ch	PLANTO No:	
REV:		RLP-89-11A-148-D	
PROB:	L.G.H.R.	ESCALA:	S/E
		FECHA:	SET. 89



## DISTRIBUCION DE FONDOS

### CASO 3

Mezcla completa de Crudo Reducido y Residual de Vacío

-  Temperatura (°F)
-  Flujo (BPDD)

REFINERIA LA PAMPILLA		
PROYECTO		
SISTEMA DE FONDOS DE UDP 1 - UDP		
TRAZ	R. W. CH	PLANT #
REV.		RLP-89-11A-148-0
PROY.	I. CH. R.	ESCALA: 3/4" E
		FECHA: SET. 89

## CAPITULO 6

### EVALUACION ECONOMICA

Para determinar la rentabilidad del proyecto se consideraran las siguientes etapas:

- Análisis de variación de rendimientos en la Unidad FCC al remplazar el LVGO con HVGO en la carga.
- Análisis de variación de rendimientos netos de productos terminados.
- Valorización de estructura diferencial de productos terminados.
- Cálculo de inversión y costos operativos diferenciales.

Dado que desde la ejecución del estudio técnico en 1989 se viene operando a 15 MBPD en la UDV, se evaluarán los ahorros reales obtenidos hasta Julio 1991.

#### 6.1 Variación de rendimientos en la Unidad FCC

Los rendimientos normalizados en la Unidad FCC de acuerdo al tipo de carga son: ""

---

[1] Nota: Los términos negativos de las tablas van entre paréntesis.

	LVGO	HVGO	DIF.
Gas seco	4.20 %v	4.40	(0.20)
Gas licuado de petróleo	26.70	25.80	0.90
Butano	8.70	9.50	(0.80)
Gasolina	58.90	57.90	1.00
LCO	10.60	14.00	(3.40)
HCO+aceite clarificado	5.00	5.00	0.00
Ganancia	(14.10)	(16.60)	2.50
<b>Total</b>	<b>100.00</b>	<b>100.00</b>	<b>0.00</b>

Se observa que el LVGO posee rendimientos de GLP y gasolina mayores que el HVGO, pero tiene menores rendimientos de butano y aceite ciclico liviano (LCO).

#### 6.2 Variación de productos livianos agregados a los residuales para controlar su viscosidad

El cálculo de la viscosidad de mezclas de hidrocarburos se efectúa mediante índices denominados *viscosity blending numbers* o VBN.

El VBN de un hidrocarburo es un índice que depende de su viscosidad a una temperatura estándar y se encuentra disponible en tablas. Para calcular la viscosidad de una mezcla de hidrocarburos, se pro-

median sus VBN's en forma ponderada proporcional a la fracción volumétrica de cada corriente.

1º Los VBN de los productos involucrados en esta evaluación son:

<u>Producto</u>	<u>VBN</u>
Gasóleo pesado de vacío (HVGO)	33.45
Diesel Nº2 (D-2)	45.15
Gasóleo liviano de vacío (LVGO)	46.18
Aceite ciclico liviano (LCO)	47.49
<u>Residual de alta viscosidad (R-500)</u>	<u>17.56</u>

2º Volúmenes equivalentes como depresores de viscosidad:

El siguiente cuadro muestra la relación del volumen de Diesel al de otros productos que pueden ser sustituirlo como depresor de viscosidad de un mismo volumen inicial de residual:

<u>Producto</u>	<u>Vol. D-2 Equiv.</u>
Gasóleo pesado de vacío (HVGO)	0.576
Diesel Nº2 (D-2)	1.000
Gasóleo liviano de vacío (LVGO)	1.037
<u>Aceite ciclico liviano (LCO)</u>	<u>1.085</u>

Los volúmenes equivalentes anteriores se han calculado con el siguiente método:

$$V.Eq.D-2 = (VBN_M - VBN_{R-500}) / (VBN_{D-2} - VBN_{R-500})$$

Debido a la diferente naturaleza de los productos, aquellos con mayor VBN (menor viscosidad) requieren agregarse en menor proporción al residual, generando menores volúmenes finales de éste.

3º Estructura diferencial de productos al sustituir LVGO con HVGO como carga a FCC:

A. Variación de producciones en FCC al sustituir 1 MBPD de LVGO de carga con 1 MBPD de HVGO:

	BFD
Gas seco	2
GLP	( 9)
Butano	8
Gasolina	(10)
LCO	34
HCO + ac. clarif.	0



B. Variación de producción neta de Residual de Exportación (R-500) y Diesel Nº2 :

	BPD	BPD <sub>D-2</sub> eq.
HVGO a residual	(1000)	( 576)
LCO a residual	34	37
LVGO a residual	1000	1037
Diesel a residual	( 498)	( 498)
Total R-500:	( 464)	0
<u>Total Diesel 2:</u>	<u>498</u>	

6.3 Valorización de estructura diferencial de productos terminados

Producciones diferenciales por cada 1000 Bbl de HVGO a FCC en remplazo de 1000 BPD de LVGO:

Producto	Bbl	Precio US\$/Bbl	Total US\$
Gas seco	2	14.42	29
GLP	( 9)	25.97	( 234)
Gasolina 87 (R-500)/2	( 2)	29.34	( 59)
Diesel 2	498	28.74	14,313
Residual 500 SSF	(464)	14.42	( 6,691)
<u>Total</u>	<u>25</u>		<u>7,358</u>

Nota: El aumento en 25 Bbl de la producción global se debe a las diferentes ganancias volumétricas en FCC al craquear LVGO (14.10%) y HVGO (16.60%).

Los precios indicados son valores promedio del periodo Setiembre 1989 - Julio 1991 (ver Tabla 6.1). Corresponden a precios internacionales de importación (después de impuestos) para el GLF, gasolina de alto octanaje y diesel 2. El residual de 500 SSF se valoriza según precios internacionales de exportación (antes de impuestos); el precio del gas seco se considera equivalente al residual de exportación.

Se concluye que se ahorran 7,358 US\$ por cada 1000 Bbl de HVGO adicionales producidos. Dado que el rendimiento típico de HVGO es 31.7%, el incremento de capacidad de 12.6 a 15.0 MBPD aumenta la producción de HVGO en 0.76 MBPD ahorrándose 5,592 US\$/día a la empresa. En la Tabla 6.2 se muestran las estadísticas de carga y producción de la UDV durante el periodo considerado.

#### 6.4 Inversión y costos operativos diferenciales

##### 1º Inversión

La inversión del proyecto es mínima, puesto que no se están adquiriendo equipos mayores.

Las modificaciones físicas son sólo el cambio de la válvula de control de nivel de fondos y el sistema de tuberías adyacentes. Se está empleando una válvula nueva, sobrante de otro proyecto (código 314-FRCV-107). Otras inversiones a efectuar son el cambio de tuberías adyacentes a dicha válvula de control y rotámetro 11FR-172. La inversión total se estima en US\$ 10,389, según cálculos mostrados en la Tabla 6.3.

## 2º Costos operativos diferenciales

Se estima un aumento de 295 US\$/día en costos operativos, calculados según los siguientes rubros:

### A. Combustible

Se estima una carga térmica en los hornos de UDV adicional en 1.02 MMBTU/h por cada 1 MBPD de incremento de carga.

El costo diferencial diario es:

$$\begin{aligned} & (15.0-12.6) * (1.02 \text{ MMBTU/h} / \text{MBPD}) * \\ & (24 \text{ h/D}) / (75\% \text{ efic}) / (6 \text{ MMBTU /BEFO}) \\ & * (14.42 \text{ US\$} / \text{BEFO}) = \underline{188 \text{ US\$} / \text{día}} \end{aligned}$$

## B. Energía eléctrica

Los incrementos de consumo de potencia eléctrica se estiman en :

Motor	Potencia consumida (kW)		
	12.6 MBPD	15 MBPD	Dif.
11PM14	20	26	6
11PM15A	55	65	10
11PM17A	16	20	4
11PM17C	16	20	4
11PM19	10	12	2
<u>Total</u>			<u>26</u>

Costo diferencial de electricidad:

$$(26 \text{ kW}) * (24 \text{ h/D}) * (0.05 \text{ US\$/kW-hr}) =$$
$$\underline{31 \text{ US\$ / día}}$$

## C. Vapor

Se estima incremento de consumo de vapor de atomización en 500 lb/h, con costo:

$$(500 \text{ lb/h}) * (24 \text{ h/D}) * (13.95 \text{ US\$/TM}) /$$
$$(2200 \text{ lb/TM}) = \underline{76 \text{ US\$ / día}}$$

### 6.5 Ahorros netos

De acuerdo con la presente evaluación económica, el aumento de capacidad de la Unidad de Destila-

ción al Vacío de 12.6 a 15.0 MBPD genera ahorros diarios de US\$ 5,297 :

Mayor valor de productos (ver Cap.6.3): 5,592  
Menos: mayores costos operativos (Cap. 6.4): 295  
Total: 5592 - 295 = 5,297 US\$/día

Considerando 15 días de parada al año por mantenimiento, el ahorro anual ascendería a US\$ 1'853,950 de utilidad antes de impuestos, siempre que la Unidad FCC esté en condiciones de procesar todos los gasóleos pesados producidos en la UDV.

#### 6.6 Indicadores económicos

Este proyecto presenta un valor actual neto de  $6.72 \times 10^6$  US\$. El tiempo de recuperación es de sólo 3.1 días, dada la baja inversión requerida:

<u>Indicador</u>	<u>Monto (US\$)</u>
Inversión:	US\$ 10,389
Utilidad bruta:	1'853,950
Depreciación anual:	1,039
Impuesto (35%):	$0.35 * (1'853,950 - 1,039) = 648,519$
Utilidad neta:	$1'853,950 - 648,518 = 1'205,432$
Flujo neto de fondos: (Ut.N.+Dep.)	$= 1'206,471/\text{año}$
- Valor Actual Neto (al 10% interés)	$= \$ 6'724,100$
<u>- Tiempo de recuperación:</u>	<u>= 3.1 días</u>

TABLA 6.1

VARIACION DE PRECIOS INTERNACIONALES

	<<----- 1989 ----->>				<<----- 1990 ----->>					<<----- 1991 ----->>									
	S	O	N	D	E	F	M	A	M	J	J	D	E	F	M	A	M	J	J
:EXPORTACION																			
NAFTA PRIMARIA	16.54	16.99	16.41	15.97	17.50	17.94	19.00	17.65	21.06	19.46	18.68	27.09	25.46	21.38	21.55	22.53	25.78	25.80	26.53
GASOLINA 80	15.61	15.43	15.02	16.74	16.64	17.54	19.53	18.51	23.16	21.97	20.82	14.84	13.43	8.30	8.77	15.47	17.71	17.71	17.19
KEROSENE	18.64	19.56	19.87	23.26	23.69	22.17	21.81	21.81	20.04	20.27	20.21	35.48	34.79	29.32	27.42	19.50	20.18	20.09	19.97
DIESEL 2	17.58	17.86	18.15	21.04	23.05	21.11	21.09	21.09	19.16	18.56	18.51	33.18	32.47	27.65	25.86	22.39	20.14	20.05	20.17
RESIDUAL 500	12.98	12.59	12.40	14.63	16.83	14.82	14.30	14.30	12.21	11.35	11.74	24.00	24.19	18.80	17.34	11.11	9.91	10.27	10.28
:IMPORTACION																			
GLP	21.54	21.61	21.19	20.94	30.43	29.19	27.90	26.82	23.22	23.10	22.81	28.08	27.50	24.96	24.00	29.12	30.68	30.31	29.97
GASOLINA 87 (R+M)/2	22.74	22.36	21.96	23.44	24.95	25.62	26.92	26.58	29.89	28.73	27.62	33.50	31.46	30.32	30.51	35.87	38.76	38.40	37.81
KEROSENE/TURBO	23.95	24.87	25.18	28.00	30.80	29.28	27.91	26.73	25.70	25.93	25.87	42.88	43.18	37.02	35.12	31.28	32.06	31.95	32.09
DIESEL 2	22.74	23.02	23.31	25.89	29.51	27.57	26.69	26.19	24.04	23.44	23.39	40.12	39.45	34.85	33.06	29.20	31.21	31.11	31.25
:INGRESOS DIFERENCIALES (MUS\$)																			
d BBL /:																			
MB HVGO:																			
GAS SECO	2	0.03	0.03	0.02	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.02	0.02	0.05	0.05	0.04	0.03	0.02	0.02	0.02
GLP	(9)	-0.19	-0.19	-0.19	-0.19	-0.27	-0.26	-0.25	-0.24	-0.21	-0.21	-0.21	-0.25	-0.25	-0.22	-0.22	-0.26	-0.28	-0.27
BUT/GASOLINA	(2)	-0.05	-0.04	-0.04	-0.05	-0.05	-0.05	-0.05	-0.05	-0.06	-0.06	-0.06	-0.07	-0.06	-0.06	-0.06	-0.07	-0.08	-0.08
DIESEL	497	11.30	11.44	11.59	12.87	14.67	13.70	13.26	13.02	11.95	11.65	11.62	19.94	19.61	17.32	16.43	14.51	15.51	15.46
RESIDUAL 500	(463)	-6.01	-5.83	-5.74	-6.77	-7.79	-6.86	-6.62	-6.62	-5.65	-5.26	-5.44	-11.11	-11.20	-8.70	-8.03	-5.14	-4.59	-4.76
:DIFERENCIA NETA (MUS\$/MB GO):																			
UT. BRUTA (15-12.6) 35% HVGO		4.27	4.53	4.73	4.95	5.53	5.51	5.35	5.15	5.08	5.17	5.00	7.19	6.84	7.03	6.85	7.61	8.89	8.72

**TABLA 6.2**

**RENDIMIENTOS DE UDV, DISTRIBUCION DE LVGO Y COMPOSICION DE CARGA A FCC**

		AÑO 1989											
		E	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D
API CRUDO	*API	23.22	24.17	24.21	23.16	22.10	24.00	23.74	23.42	23.79	23.07	23.90	26.40
Carga UDV	MB/DC	11.79	12.36	12.56	12.57	5.64	9.30	12.38	12.39	13.45	13.58	14.61	9.72
LVGO	MB/DC	0.51	0.64	0.80	0.93	0.43	0.83	0.78	0.69	0.95	0.81	0.84	0.67
HVGO	MB/DC	4.13	3.79	4.50	4.57	1.97	2.78	4.64	4.70	4.59	4.73	4.82	3.18
RV	MB/DC	7.14	7.92	7.26	7.08	3.24	5.69	6.96	7.00	7.92	8.03	8.95	5.87
AGO II	MB/DC												
Carga FCC	MB/DC	5.95	5.47	6.68	6.79	6.06	5.55	6.53	6.15	6.41	6.46	6.31	4.37
AGO	MB/DC	1.61	1.65	1.46	0.79	1.38	1.58	1.56	1.43	1.16	1.05	1.45	1.04
LVGO	MB/DC	0.27	0.05	0.61	0.93	0.42	0.73	0.32	0.06	0.60	0.06	0.00	0.11
HVGO	MB/DC	4.07	3.77	4.61	4.56	1.93	2.81	4.66	4.67	4.61	4.72	4.82	3.21
Diesel	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.52	1.44	0.14	0.00	0.00	0.03	0.62	0.05	0.02
GO invent	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.88	0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
LVD	MB/DC	0.00	0.59	0.20	0.00	0.00	0.11	0.46	0.63	0.33	0.10	0.08	0.08
LVR	MB/DC	0.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.65	0.76	0.48
D-R	MB/DC	2.25	2.87	4.70	3.53	3.72	1.29	2.55	5.42	4.02	3.92	4.72	1.85
MORE:													
Carga UDV	MB/DC	10.87	9.79	11.52	7.20	7.16	11.08	12.00	12.00	12.00	13.55	14.00	14.00
LVGO	MB/DC	1.17	1.06	1.24	0.78	0.38	0.59	0.64	0.64	0.64	0.72	0.35	0.35
HVGO	MB/DC	3.65	3.29	3.87	2.42	2.64	4.09	4.43	4.43	4.43	5.00	4.86	4.86
RV	MB/DC	6.04	5.44	6.41	4.00	4.14	6.40	6.94	6.94	6.94	7.83	8.80	8.80
AGO II	MB/DC												
Carga FCC	MB/DC	5.00	5.01	6.70	6.71	5.84	5.49	6.70	5.90	6.59	6.48	5.92	5.91
AGO	MB/DC	1.22	1.22	1.26	1.24	0.96	0.91	1.00	1.18	1.76	1.47	1.06	1.05
LVGO	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HVGO	MB/DC	3.78	3.29	3.87	2.42	2.64	4.09	4.43	4.44	4.43	5.01	4.86	4.86
Diesel	MB/DC	0.00	0.50	1.57	3.05	2.24	0.49	1.27	0.28	0.40	0.00	0.00	0.00
LVD	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
LVR	MB/DC	1.17	1.06	1.25	0.78	0.38	0.59	0.64	0.64	0.64	0.73	0.86	0.85
D-R	MB/DC	1.17	3.64	2.74	0.00	0.56	2.44	3.15	4.78	5.86	4.39	4.50	2.64
RENDIM. REALES (% V)													
LVGO	% Vol	4.3	5.2	6.4	7.4	7.6	8.9	6.3	5.6	7.1	6.0	5.7	6.9
HVGO	% Vol	35.0	30.7	35.8	36.4	34.9	29.9	37.5	37.9	34.1	34.8	33.0	32.7
RENDIM. MORE (%V)													
LVGO	% Vol	10.8	10.8	10.8	10.8	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	2.5	2.5
HVGO	% Vol	33.6	33.6	33.6	33.6	36.9	36.9	36.9	36.9	36.9	36.9	34.7	34.7
Desv. (REAL-MORE)													
LVGO	% Vol	-6.5	-5.6	-4.4	-3.4	2.3	3.6	1.0	0.3	1.8	0.7	3.3	4.4
HVGO	% Vol	1.4	-2.9	2.2	2.8	-2.0	-7.0	0.6	1.0	-2.8	-2.1	-1.7	-2.0
Prod.máx. HV a 12.6		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.30	4.39	4.16	0.00
Defecto de prod. HVGO		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.13	0.62	0.70	0.00
Déficit acum. HVGO MB		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3.90	19.26	21.09	0.00
Precio diferencial \$/B										5.08	5.4	5.63	5.89
UTILIDAD BRUTA (MUS\$)		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	19.8	104.0	118.8	0.0

... continúa

TABLA 6.2 (Continuación)

RENDIMIENTOS DE UDV, DISTRIBUCION DE LVGO Y COMPOSICION DE CARGA A FCC

		AÑO 1990											
		E	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D
API CRUDO	*API	23.81	24.06	23.39	22.20	22.01	20.87	21.83	22.24	21.50	24.14	22.70	22.53
Carga UDV	MB/DC	9.83	11.98	14.64	14.97	14.73	6.81	14.89	11.39	14.22	11.95	13.97	9.23
LVGO	MB/DC	0.92	1.04	0.90	1.02	1.00	0.39	1.03	0.81	0.89	0.78	0.76	0.40
HVGO	MB/DC	3.02	4.52	5.58	5.09	5.19	1.94	5.47	3.60	5.17	3.36	4.43	2.49
Residual de Vacío	MB/DC	5.89	6.42	8.17	8.86	8.54	4.47	8.39	6.98	8.16	7.81	8.78	6.35
AGO II	MB/DC	0.65	1.05	1.24	0.89	0.87	0.62	1.29	0.96	1.07	0.85	0.94	0.68
Carga FCC	MB/DC	4.14	6.64	7.03	7.39	6.74	2.09	7.15	4.61	6.49	4.18	5.34	2.25
AGO	MB/DC	0.44	1.05	1.25	0.90	0.87	0.29	1.31	0.96	1.02	0.81	0.91	0.32
LVGO	MB/DC	0.52	0.49	0.01	0.42	0.05	0.02	0.17	0.00	0.05	0.01	0.06	0.15
HVGO	MB/DC	0.00	4.50	5.59	5.14	5.15	1.59	5.41	3.68	5.11	3.35	4.37	1.77
Diesel	MB/DC	2.41	0.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.27	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gasóleo inventario	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
LVGO a diesel	MB/DC	0.23	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.22	0.22	0.20
LVGO a residual	MB/DC	0.17	0.54	0.88	0.61	0.95	0.37	0.86	0.73	0.83	0.55	0.49	0.05
Diesel a residual	MB/DC												
MORE:													
Carga UDV	MB/DC	10.45	11.86	12.06	15.00	15.00	8.82	14.70	14.70	14.70	14.45	14.20	9.48
LVGO	MB/DC	0.64	0.73	0.74	1.15	1.15	0.68	1.13	1.13	1.13	1.11	1.09	0.73
HVGO	MB/DC	3.63	4.12	4.19	4.75	4.75	2.80	4.66	4.66	4.66	4.58	4.50	3.00
Residual de Vacío	MB/DC	6.18	7.01	7.13	9.10	9.10	5.34	8.91	8.91	8.91	8.76	8.61	5.75
AGO II	MB/DC	0.54	0.74	0.86	0.79	1.10	1.04	1.20	1.10	0.86	1.02	1.21	1.13
Carga FCC	MB/DC	4.47	6.71	6.71	6.70	6.26	4.69	6.70	5.76	6.47	5.65	5.71	4.10
AGO	MB/DC	0.54	0.74	0.86	0.79	1.10	1.04	1.20	1.10	0.86	1.02	1.21	0.80
LVGO	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HVGO	MB/DC	3.63	4.12	4.19	4.75	4.75	2.80	4.66	4.66	4.66	4.58	4.50	3.00
Diesel	MB/DC	0.30	1.85	1.66	1.16	0.41	0.85	0.84	0.00	0.95	0.05	0.00	0.30
LVGO a diesel	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
LVGO a residual	MB/DC	0.64	0.73	0.74	1.15	1.15	0.67	1.13	1.12	1.13	1.11	1.09	0.73
Diesel a residual	MB/DC												
RENDIM. REALES (% V)													
LVGO	% Vol	9.4	8.7	6.1	6.8	6.8	5.7	6.9	7.1	6.3	6.5	5.4	
HVGO	% Vol	30.7	37.7	38.1	34.0	35.2		36.7	31.6	36.4		31.7	
RENDIM. MORE (%V)													
LVGO	% Vol	6.1	6.2	6.1	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7
HVGO	% Vol	34.7	34.7	34.7	31.7	31.7	31.7	31.7	31.7	31.7	31.7	31.7	31.6
Desv. (REAL-MORE)													
LVGO	% Vol	3.2	2.5	0.0	-0.9	-0.9	-2.0	-0.8	-0.6	-1.4	-1.2	-2.2	-7.7
HVGO	% Vol	-4.0	3.0	3.4	2.3	3.6		5.0	-0.1	4.7		0.0	
Prod.máx. HVGO a 12.6 NBD		0.00	0.00	4.80	4.28	4.44	0.00	4.63	0.00	4.58	0.00	4.00	0.00
Defecto de prod. HVGO		0.00	0.00		0.47	0.31	0.00	0.03	0.00	0.08	0.00	0.50	0.00
Déficit acum. HVGO MB		0.00	0.00	0.00	13.97	9.63	0.00	0.97	0.00	2.37	0.00	15.13	0.00
Precio diferencial \$/B		6.58	6.56	6.37	6.13	6.05	6.15	5.95	5.95	5.95	5.95	5.95	8.56
UTILIDAD BRUTA (MUS\$)		0.0	0.0	0.0	85.7	58.2	0.0	5.8	0.0	14.1	0.0	90.0	0.0

... continúa



TABLA 6.2 (Continuación)

RENDIMIENTOS DE UDV, DISTRIBUCION DE LVGO Y COMPOSICION DE CARGA A FCC

		AÑO 1991				
		E	F	M	A	M
API CRUDO	*API	21.75	22.31	21.77	23.63	21.64
Carga UDV	MB/DC	14.18	14.73	14.63	13.91	11.05
LVGO	MB/DC	0.81	0.75	0.79	0.77	0.56
HVGO	MB/DC	5.24	5.56	5.82	2.66	3.54
Residual de Vacío	MB/DC	8.13	8.42	8.01	10.48	6.95
AGO II	MB/DC					
Carga FCC	MB/DC	6.33	6.47	6.42	3.00	5.83
AGO	MB/DC	0.93	0.88	0.56	0.24	1.12
LVGO	MB/DC	0.21	0.00	0.08	0.18	0.24
HVGO	MB/DC	5.17	5.59	5.78	2.57	3.56
Diesel	MB/DC	0.02	0.00	0.00	0.00	0.91
Gasóleo inventario	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
LVGO a diesel	MB/DC	0.09	0.06	0.00	0.42	0.31
LVGO a residual	MB/DC	0.51	0.69	0.71	0.16	0.00
Diesel a residual	MB/DC	2.66	1.55	0.63	0.31	0.33
MORE:						
Carga UDV	MB/DC	14.70	14.70	14.70	14.70	15.00
LVGO	MB/DC	1.13	1.07	1.13	1.03	1.15
HVGO	MB/DC	4.66	5.00	4.66	5.26	4.76
Residual de Vacío	MB/DC	8.91	8.63	8.91	8.41	9.09
AGO II	MB/DC					
Carga FCC	MB/DC	6.67	6.43	6.00	6.13	5.84
AGO	MB/DC	1.51	1.43	1.35	0.43	1.09
LVGO	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HVGO	MB/DC	5.16	5.00	4.65	5.26	4.75
Diesel	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
LVGO a diesel	MB/DC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
LVGO a residual	MB/DC	1.13	1.08	1.14	1.02	1.15
Diesel a residual	MB/DC	0.00	0.00	0.00	1.54	0.00
RENDIM. REALES (% V)						
LVGO	% Vol	5.7	5.1	5.4	5.5	5.1
HVGO	% Vol	37.0	37.7	39.8		32.0
RENDIM. MORE (%V)						
LVGO	% Vol	7.7	7.3	7.7	7.0	7.7
HVGO	% Vol	31.7	34.0	31.7	35.8	31.7
Desy. (REAL-MORE)						
LVGO	% Vol	-2.0	-2.2	-2.3	-1.5	-2.6
HVGO	% Vol	5.3	3.7	8.1		0.3
Prod.máx. HVGO a 12.6 MBD		4.66	4.76	5.01	0.00	0.00
Defecto de prod. HVGO		0.50	0.24			0.00
Déficit acum. HVGO MB		15.62	6.83	0.00	0.00	0.00
Precio diferencial \$/B		8.14	8.37	8.16	9.06	10.59
UTILIDAD BRUTA (MUS\$)		127.1	57.2	0.0	0.0	0.0

TABLA 6.3

INVERSION REALIZADA  
 REMPLAZO DE VALVULA DE CONTROL 11-LCV-157  
 NIVEL DE FONDOS - TORRE DE VACIO 11C7

Item	Descripción	Cant. Unid.	Precio US\$ FOB	Hr.Homb. Hr/un.	Costo M.O. US\$/un.	Costo un. US\$/un.	Tot. Mat. US\$	Tot. M.O. US\$	Subtotal US\$
1	Tubería 3" céd.40 A53	20 pies	5.71	0.20	3.96	9.67	114.27	79.18	193.46
2	Codo 3" céd.40 A234	3 unid.	7.23	2.80	54.88	62.11	21.69	164.64	186.33
3	Reduc.exc. 3"x2" céd.40 A234	2 unid.	11.72	2.40	47.04	58.76	23.44	94.08	117.52
4	Tee 3" céd.40 A234	2 unid.	18.45	4.20	82.32	100.77	36.90	164.64	201.54
5	Brida 3"x150#RF A105	2 unid.	17.33	1.40	27.44	44.77	34.66	54.88	89.54
6	Brida 3"x300#RF A105	4 unid.	22.94	1.40	27.44	50.38	91.76	109.76	201.52
7	Brida 2"x300#RF A105	2 unid.	16.72	1.00	19.60	36.32	33.44	39.20	72.64
8	Válv. globo 3"x150#RF WCB/13Cr	1 unid.	616.80	1.50	29.40	646.20	616.80	29.40	646.20
9	Válv. comp. 3"x300#RF WCB/13Cr	2 unid.	630.50	2.20	43.12	673.62	1261.00	86.24	1347.24
10	Válv. comp. 3/4"x800#SW A105	2 unid.	58.03	1.70	33.32	91.35	116.06	66.64	182.70
11	Semicople 3/4"x3000# A105	3 unid.	1.67	1.10	21.56	23.23	5.01	64.68	69.69
12	Trampa de vapor 3/4"	1 unid.	65.50	1.60	31.36	96.86	65.50	31.36	96.86
13	Espárragos 5/8"x3-1/4" A193	2 x 8	7.33	1.35	26.46	33.79	14.66	52.92	67.58
14	Espárragos 5/8"x3-1/2" A193	2 x 4	4.62	0.84	16.46	21.08	9.24	32.93	42.17
15	Espárragos 3/4"x4" A193	4 x 8	11.03	1.60	31.36	42.39	44.12	125.44	169.56
16	Aislam.térn. 1"esp., 3"diám.	20 pies	6.06	0.21	4.17	10.23	121.20	83.50	204.70
17	Válv. automat. 2"x300#	1 unid.	1800.00	2.75	53.90	1853.90	1800.00	53.90	1853.90

Total:----->> 4409.75 1333.39 5743.14

Costo materiales FOB USA, 1981: 4,410 Índice: 370.0

Costo materiales FOB USA, 1991: 5,660 Índice: 474.9

Fletes, impuestos (60%): 3,396

Total materiales: 9,056 US\$

Mano de obra: 1,333

Total inversión: 10,389 US\$

## CONCLUSIONES

1. Es posible aumentar la capacidad de la Unidad de Destilación al Vacío (UDV) de Refinería La Pampilla de 12.6 a 15.0 MBPD adoptando las siguientes modificaciones:

Distribución adecuada de crudo reducido y residual de vacío [Cap. 3 - 5]. Tanto el sistema de distribución de productos de fondos original como el especificado en el Proyecto de Ampliación de la UDV a 12 MBPD presentan limitaciones para extraer el residual de vacío por alta pérdida de carga en su circuito.

Operación con dos hornos de carga en paralelo (11H2A y 11H2B) [Cap. 4].

Reemplazo de la válvula automática de control de nivel de fondos de vacío 11-LCV-157A por otra de mayor capacidad [Cap. 5].

Los restantes equipos principales (torre de vacío, hornos, enfriadores, bombas, eyectores, instrumentos) no requieren cambios adicionales [Cap. 3 - 5].

2. El aumento de carga a la UDV incrementa la producción de gasóleos, lo que permite reemplazar gasóleo liviano (LVGO) empleado como carga a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (UFCC) por gasóleo pesado (HVGO). La carga a la UFCC cambia de conformación de la siguiente manera:

	Anterior	Nueva
Gasóleo pesado	3990	4750 BPD
Gasóleo liviano	760	0
Gasóleo atmosférico	<u>1950</u>	<u>1950</u>
<u>Total</u>	<u>6700</u>	<u>6700</u>

3. La sustitución de 760 BPD de LVGO por HVGO en la carga a la UFCC permite reducir el consumo de diesel empleado como reductor de viscosidad de los residuales. Por este ahorro de diesel, el proyecto posee un valor actual neto de  $6.72 \times 10^6$  US\$, siendo el tiempo de recuperación de sólo 3 días dada la baja inversión requerida [Cap. 6].

## RECOMENDACIONES

1. Establecer en 15 MBPD la capacidad operativa de la Unidad de Destilación al Vacío para el planeamiento de producción, utilizando los siguientes rendimientos típicos:

	<u>Crudo Loreto</u>	<u>Crudo Ecuador</u>
Gasóleo liviano	7.66 %vol	9.17
Gasóleo pesado	31.67	37.50
<u>Residual de vacío</u>	<u>60.67</u>	<u>53.33</u>

2. Adoptar como parámetros de operación normal las condiciones de operación indicadas en el presente estudio. Particularmente se recomienda:

- Mantener un envío permanente de 3.5 MBPD de residual de vacío hacia el circuito de crudo reducido (intercambiador 11E53).
- No mezclar completamente el crudo reducido y residual de vacío. Con esta distribución, la caída de presión del residual excede la capacidad de las bombas.

Sólo cuando los hornos de carga a UDP I se encuentren con serias limitaciones mecánicas, alimentar parcialmente a la UDV con crudo reducido efluente del intercambiador 11E80, Esta modalidad de operación disminuye la recuperación global de energía del conjunto UDP I/UDV.

Mantener ambos hornos de UDV en servicio, con cargas térmicas similares.

3. Reemplazar la válvula automática de control de nivel de fondos 11-LCV-157A por la válvula 314-FRCV-107.
4. Utilizar preferentemente sólo gasóleo pesado de vacío y gasóleo atmosférico de UDP II en la conformación de carga a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido y emplear el gasóleo liviano de vacío en sustitución del diesel como material de corte de los residuales.

## ANEXO 1

### EL PETROLEO Y SUS DERIVADOS

El petróleo es una mezcla de hidrocarburos y sus derivados, dentro de un amplio rango de pesos moleculares. El petróleo se encuentra en la naturaleza en yacimientos junto con gas asociado y agua.

#### A1.1 Componentes del petróleo

Las principales familias de compuestos presentes en el petróleo se describen a continuación:

##### 1º Parafinas

Cadenas saturadas de hidrocarburos, con o sin ramificaciones.

##### 2º Nafténicos

Cuentan con anillos nafténicos en su estructura, generalmente ciclopentano y ciclohexano.

##### 3º Aromáticos

Presentan uno o más anillos bencénicos.

#### 4º Asfaltenos

Tienen múltiples anillos aromáticos policondensados. Tienden a precipitar formando sedimentos.

Cada una de estas familias puede incluir compuestos sustituidos por nitrógeno, oxígeno y azufre.

El petróleo no posee compuestos olefinicos ni acetilénicos, debido a la alta reactividad química de estos.

El petróleo crudo también posee metales: Na, Ca, Mg, Ni, V, Fe, Cu. Generalmente son impurezas indeseables en las refinerías ya que originan problemas de corrosión de equipos y desactivación de catalizadores.

### A1.2 Derivados del petróleo

La industria de refinación del petróleo permite obtener una gran variedad de productos, los principales son:

#### 1º Gas licuado de petróleo (GLP)

Mezcla de hidrocarburos con cadenas de tres y cuatro átomos de carbono. Se emplea como combustible doméstico. Sus principales espe-



cificaciones son contenido de pentanos y corrosividad.

## 2º Gasolina

Conformada por mezcla de hidrocarburos en el rango de  $C_5$  hasta  $C_{11}$ . Se utiliza como combustible para motores de combustión interna, principalmente en vehículos.

especificación principal es el octanaje, que representa la capacidad del combustible para soportar altas relaciones de compresión en los cilindros del motor sin producir pre-combustión, la que causa detonaciones que producen un rápido deterioro del motor. Otras normas son presión de vapor Reid, rango de destilación y corrosividad.

## 3º Kerosene

Comprende hidrocarburos con rango de destilación de 160 a 300°C. Sus principales especificaciones son rango de destilación y punto de inflamación. Se emplea como combustible industrial y doméstico.

4º Turbo combustible o jet fuel

De composición similar al kerosene, es tratado para controlar la acidez, medida por el número de neutralización. Otras especificaciones importantes son el índice de separación de agua, punto de inflamación y punto de congelamiento. Se emplea como combustible de motores a reacción, especialmente en aviones a retro-propulsión.

5º Diesel

Comprende hidrocarburos con rango de destilación entre 200 y 370°C. Sus especificaciones principales son: rango de destilación, viscosidad, punto de inflamación y número de cetano. Se emplea como combustible en la industria y en el transporte.

6º Gasóleos

Son los destilados más pesados. Se usan como combustibles o como carga a otros procesos para su conversión a productos de mayor valor agregado.

7º Residuales

Son los productos fluidos más pesados. Se producen varias calidades según su viscosidad, que es la especificación principal. Otras normas importantes son el punto de inflamación y la concentración de azufre y metales. Se usa como combustible para industria y transporte pesado.

8º Asfaltos

Son productos sólidos o semisólidos a temperatura ambiental. Se emplean para pavimentar caminos y como impermeabilizante o adhesivo para techos y pisos domésticos. Sus especificaciones principales son la penetración y punto de ablandamiento.

9º Bases lubricantes

Aceites empleados para la formulación de lubricantes, de distintas calidades. Las especificaciones principales son la viscosidad, el índice de viscosidad (que representa la variación de la viscosidad con la temperatura).

10º Adicionalmente, se puede considerar como sub-productos al gas combustible (de uso interno en las refinarias) y al coque (eventualmente utilizado como insumo en industria metalúrgica).

## ANEXO 2

### PROCESOS DE REFINACION

Existen diversos procesos de refinación que generan productos de alto valor agregado a partir del petróleo crudo. Tales procesos pueden clasificarse en:

#### A2.1 Separaciones físicas

Consiste en fraccionar el petróleo en cortes definidos. La separación se efectúa por destilación, pudiéndose realizar ésta a diferentes presiones:

##### 1° Destilación Primaria o Atmosférica:

Se efectúa a presiones ligeramente superiores a la atmosférica.

Estas unidades poseen columnas de fraccionamiento en las que se obtiene gasolina primaria, nafta, kerosene, diesel, gasóleo y crudo reducido. Las columnas cuentan con equipo de contacto líquido/vapor y platos colectores para extraer los cortes intermedios.

La carga ingresa parcialmente vaporizada a la columna de fraccionamiento. El calentamiento se efectúa en dos etapas:

- A. Intercambio de calor con otras corrientes de proceso (productos, reflujo intermedios y vapores de tope).
- B. Calentamiento de la carga en un horno mediante quema de combustible.

La gasolina primaria se envía a una columna estabilizadora para despojar los compuestos corrosivos ( $H_2S$  y mercaptanos ligeros) y agua, separándose GLP como producto de tope.

El control del punto de inflamación de los destilados se realiza en agotadores inyectando vapor de agua sobrecalentado, vaporizándose los componentes ligeros al reducirse la presión parcial de los hidrocarburos.

## 2° Destilación al Vacío:

El crudo reducido contiene aún proporciones importantes de gasóleos. Estos no son factibles de extraer en la unidad primaria porque las altas temperaturas requeridas ( $> 700^{\circ}F$ ) originan formación de coque por descomposi-

ción térmica. El coque se deposita en las paredes de los tubos del horno de carga acelerando su falla por temperatura excesiva, además de obstruir el flujo de carga.

La presión subatmosférica de operación disminuye la temperatura de ebullición de los hidrocarburos, previniendo el craqueo térmico.

Estas unidades utilizan eyectores multietapas para mantener el vacío. Eventualmente se emplean bombas de vacío.

Las torres de fraccionamiento al vacío cuentan con elementos de transferencia de masa de contacto continuo o por etapas y platos de extracción lateral. Factor importante en su diseño es obtener la mínima caída de presión interna.

Existen diferentes estrategias de operación dependiendo de los objetivos de la refinería, los principales son: producción de gasóleo para carga a otras unidades, producción de bases lubricantes y producción de asfaltos.

Los productos de la destilación al vacío son:

- A. Gasóleo liviano (conocido como 'LVGO' por su nombre en inglés *Light Vacuum Gas Oil*). Se emplea en la preparación de diesel, residuales o como carga a unidades de craqueo.
- B. Gasóleo pesado (conocido como 'HVGO', iniciales del término inglés *Heavy Vacuum Gas Oil*), empleando como carga a unidades de craqueo catalítico fluido e hidro craqueo.
- C. Destilados lubricantes, empleados como aceites base para la preparación de lubricantes.
- D. *Slop wax*, producto que se recircula a la torre por debajo del plato de extracción de gasóleo pesado para controlar sus metales. Suele reciclarse en la unidad.
- E. Residual de vacío, producto de fondos; se usa en la preparación de residuales o como carga a unidades de viscorreducción. En algunas refinerías se obtiene con calidad de asfalto.



## A2.2 Procesos de conversión

Implican reacciones químicas de hidrocarburos.

Los principales son:

### 1° Craqueo Catalítico Fluido:

Proceso conocido como FCC por las iniciales del término inglés *Fluid Catalytic Cracking*. La reacción de craqueo es la ruptura de moléculas pesadas hacia compuestos de menor peso molecular en presencia de catalizador sólido en lecho fluidizado.

El catalizador es de tipo zeolítico soportado en matriz de sílice/alúmina. Se fabrica en distintas calidades que orientan la selectividad hacia las características deseadas de los productos.

La carga óptima es gasóleo pesado de vacío pudiendo también alimentarse gasóleo atmosférico, gasóleo liviano de vacío, diesel y gasóleos obtenidos de otros procesos de conversión. Algunas plantas craquean residuos (crudo reducido). Generalmente, la carga es previamente hidrotratada para remover contaminantes (azufre, nitrógeno y metales).

Los productos que se obtienen son:

- A. Gas licuado de petróleo (GLP), mezcla de propano, propileno, butanos y butilenos.
- B. Gasolina, de alto octanaje por su naturaleza olefinica.
- C. Aceite ciclico ligero o LCO (*Light Cycle Oil*), se adiciona al diesel o a residuales.
- D. Aceite ciclico pesado o HCO (*Heavy Cycle Oil*), empleado en formulación de residuales.
- E. Aceite clarificado, empleado como residual o como carga a plantas de negro de humo.

Los tres últimos productos tienen naturaleza aromática, por ello su viscosidad es menor que la de las parafinas de similar gravedad específica.

En el proceso de FCC se genera gas combustible y coque, requerido para mantener el balance energético de la unidad.

En unidades de FCC se distinguen tres secciones principales:

A. Sección de Reacción, cuyo fin es producir el craqueo de la carga.

El craqueo se desarrolla en un reactor tubular ascendente por el que circula la carga mezclada con el catalizador. Este es removido de los hidrocarburos en un equipo separador llamado (impropiamente) reactor.

Para mantener la actividad del catalizador efluente del reactor se debe eliminar el coque impregnado en él, lo que se efectúa en un equipo denominado regenerador; la regeneración consiste en la combustión del coque mediante inyección de aire.

El calor liberado en la combustión del coque se aprovecha dado que la reacción de craqueo es endotérmica, el catalizador actúa como medio de transporte de la energía térmica.

B. Sección de Fraccionamiento, en ella los productos de reacción son separados en

gases, gasolina, LCO, HCO y aceite clarificado.

El equipo principal es una columna de fraccionamiento, a la cual ingresa la carga proveniente del reactor integralmente vaporizada.

C. Sección de Concentración de Gases, permite separar el gas seco de los productos líquidos: propano, butano y gasolina.

Consta de una zona de absorción, en la que los gases comprimidos ingresan a una serie de absorbedores para reducir merma de hidrocarburos líquidos ( $C_3^+$ ), una zona de agotamiento en que se despoja a la gasolina del  $H_2S$  y las fracciones más livianas que determinan su presión de vapor, y una zona de rectificación en que se obtiene la gasolina y los gases licuados: propano y butano.

2° Reformación catalítica:

Permite obtener nafta reformada de alto contenido de aromáticos, que se emplea como gasolina motor por su elevado octanaje o, en la

petroquímica, como carga para unidades de extracción de benceno-tolueno-xilenos (BTX).

El proceso de reformación consiste en la conversión de componentes parafínicos y nafténicos a aromáticos mediante reacciones de deshidrogenación, isomerización, e hidrocrackeo.

La carga típica es gasolina o nafta primaria, y comprende hidrocarburos desde  $C_6$  hasta  $C_{11}$ , siendo los componentes nafténicos los que se transforman a aromáticos con más facilidad.

El catalizador es el platino, generalmente se usan catalizadores bimetálicos (Pt/Re) por su mejor actividad, estabilidad y selectividad respecto a los catalizadores de solo platino.

Las unidades convencionales de tipo semiregenerativo cuentan con reactores de lecho fijo en serie (usualmente tres), y requieren regenerar el catalizador periódicamente. En unidades más modernas se regenera continuamente el catalizador, lo que mejora los rendimientos y la economía del proceso.

La carga es pretratada en una unidad hidrosulfurizadora para remover el azufre, nitrógeno y oxígeno. También se eliminan los con-

taminantes metálicos depositándose sobre el catalizador de hidrodesulfurización. Se puede fraccionar la nafta tratada para acondicionar el rango de destilación de la carga a reformación.

La nafta tratada es mezclada con una corriente de gas de reciclo rico en hidrógeno y precalentada. Luego ingresa a un tren de reactores de reformación con hornos de calentamiento. Los productos de reacción son condensados y alimentados a una columna de estabilización para controlar la presión de vapor de la nafta reformada.

### 3° Viscorreducción

También conocido como *Visbreaking*, consiste en la ruptura de moléculas muy pesadas de residual acción térmica para reducir su viscosidad.

La reacción se produce en un horno y puede continuar en un recipiente dotado de elementos internos que aumentan el tiempo de residencia para completar el craqueo térmico. La severidad de operación depende de la temperatura y tiempo de residencia.

La carga puede ser residual de vacío o crudo reducido. Los productos de reacción (gas, nafta, gasóleo y residual) son separados en una columna de fraccionamiento. El rendimiento de gas y gasolina usualmente es bajo (10%). El gasóleo se emplea como depresor de viscosidad. El residual es inestable por su alto contenido de asfaltenos, los que tienden a precipitar.

#### 4° Alquilación

Consiste en la combinación de olefinas (propileno, butilenos y pentenos) con isobutano, en presencia de ácidos fuertes (HF ó  $H_2SO_4$ ) como catalizador. La gasolina obtenida es rica en parafinas ramificadas de 92-98 octanos.

#### 5° Coquificación:

Convierte residuales pesados en destilados (gas, nafta, gasóleo) y coque. La coquificación se produce por acción de temperatura elevada, a condiciones más severas que en el proceso de viscorreducción. El coque se emplea en la industria metalúrgica de acero y aluminio. Normalmente los destilados son de baja calidad y requieren ulteriores trata-

mientos. El gasóleo se emplea como carga a unidades de FCC.

6° Isomerización:

Convierte las parafinas normales a parafinas ramificadas de mayor octanaje empleando catalizador zeolítico en lecho fijo en presencia de hidrógeno. Los productos son gasolina de 80-90 RON y GLP.

7° Oxidación de asfaltos

Consiste en acondicionar asfalto para su uso como impermeabilizante de techos, adhesivo de pisos y otros.

La principal reacción es la deshidrogenación del asfalto mediante inyección de aire a temperatura elevada. Esta reacción incrementa el porcentaje de asfaltenos en el producto y eleva la temperatura de ablandamiento del asfalto. El modo de operación puede ser por lotes o continuo.

8° Hidrocraqueo

Consiste en craquear una extensa gama de hidrocarburos (desde naftas hasta residuales de



vacio) en presencia de  $H_2$  y de catalizador zeolítico en lecho fijo.

Se alcanzan altos rendimientos de gasolina y gasóleo de buena calidad como carga a unidades FCC. Es posible el craqueo extensivo de la alimentación sin producir formación de coque.

### A2.3 Procesos de tratamiento químico

En ellos se provee el acondicionamiento de combustibles mediante determinadas reacciones químicas. A diferencia de los procesos de conversión, en los procesos de tratamiento sólo se promueve la reacción de compuestos que impiden que el producto cumpla con especificaciones de calidad, eliminándose impurezas o contaminantes. Los principales procesos son:

#### 1° Hidroprocesamiento:

Consiste en usar hidrógeno en presencia de catalizador para eliminar compuestos indeseables de un hidrocarburo.

Las aplicaciones típicas son:

A. Hidrotratamiento de nafta, previo a su empleo como carga a unidades de reforma-

ción, isomerización, extracción de aromáticos y de parafinas normales.

- B. Hidrotratamiento a baja temperatura: saturación selectivamente dienos conjugados y olefinas.
- C. Hidrotratamiento de destilados, como mejoramiento del producto (reducción o eliminación de azufre y nitrógeno; mejoramiento del color, estabilidad, punto de humo, número de cetano) o como pretratamiento de cargas (extracción de parafinas o unidades FCC).
- D. Hidrogenación de aromáticos: mejoramiento del punto de humo y preparación de solventes especiales.
- E. Hidrotratamiento de crudo reducido para disminuir el contenido de azufre y nitrógeno.

Las principales reacciones químicas son:

- A. Saturación de olefinas, dienos o aromáticos.

B. Desulfurización de mercaptanos, disulfuros, sulfuros, tiofeno: conversión del azufre en sulfuro de hidrógeno.

C. Denitrogenación de aminas, pirrol, piridina: conversión del nitrógeno a amoníaco.

Usualmente, el catalizador empleado es cobalto-molibdeno. La temperatura de reacción depende del tipo de carga, requiriéndose mayores valores al procesar cargas más pesadas.

Los productos de reacción son separados por agotamiento o fraccionamiento.

## 2° Oxidación de mercaptanos:

Consiste en la eliminación de mercaptanos presentes en el gas licuado, gasolina o kerosene. Los mercaptanos, compuestos corrosivos, son convertidos en disulfuros; estos últimos a su vez pueden ser extraídos (GLP y gasolina) o permanecer en el hidrocarburo (kerosene), lo que da origen a los procesos de extracción y endulzamiento respectivamente.

En general, se emplea una solución de hidróxido de sodio como neutralizante, el NaOH se regenera mediante la oxidación con aire en presencia de catalizador.

En caso del kerosene, su tratamiento con soda y posterior lavado con agua y filtración en lechos de sal y arcilla permite obtener el turbo combustible.

### 3° Tratamiento de gases con aminas

Tiene como fin remover el  $H_2S$  y  $CO_2$  presente en corrientes de gas natural o de refinería empleando soluciones acuosas de aminas como absorbente. Las aminas más empleadas son la monoetanolamina y dietanolamina.

La solución rica de amina es regenerada en una columna de desorción por calentamiento y arrastre con vapor.

## ANEXO 3

### PETROPERU Y LA REFINERIA LA PAMPILLA

#### A3.1 Petróleos del Perú

La actividad petrolera en nuestro país está conducida por la empresa Petróleos de Perú -- PETROPERU S.A., abarcando las siguientes funciones:

- 1º Exploración: búsqueda de yacimientos petroleros en el territorio nacional.
- 2º Producción: extracción del petróleo hacia la superficie.
- 3º Almacenamiento y Transporte: abastecimiento del petróleo crudo desde los campos de producción hacia las refinerías.
- 4º Refinación: procesamiento del petróleo crudo para obtener productos comerciales (combustibles, solventes e insumos industriales). La petroquímica comprende las industrias que utilizan como materia prima gas natural o derivados de petróleo.

- 5º Distribución y Comercialización: venta de los productos terminados a los consumidores.

### A3.2 La industria de refinación en el Perú

PETROPERU cuenta actualmente con las siguientes refinерías, con capacidad instalada indicada:

- 1º Refinería La Pampilla (100 MBPD): Posee unidades de destilación primaria, destilación al vacío, craqueo catalítico y reformación catalítica.
- 2º Refinería Talara (63 MBPD): Cuenta con unidades de destilación primaria, destilación al vacío, craqueo catalítico y asfaltos. Suministra materia prima para las Plantas de Solventes (propileno), Negro de Humo (aceite clarificado) y Grasas.
- 3º Refinería Iquitos (10 MBPD): Tiene una unidad de destilación primaria.
- 4º Refinería Conchán (5 MBPD): Posee unidades de destilación primaria y al vacío. Elabora asfaltos.
- 5º Refinería Pucallpa (4 MBPD): Cuenta con una unidad de destilación primaria.

6º Refinería Marsella (2.1 MBPD): Posee una unidad de destilación primaria.

Desde 1980 no se ha ampliado la capacidad refinera instalada.

### A3.3 Refinería La Pampilla

#### 1º Generalidades

La Refinería La Pampilla inició sus operaciones en el año 1967 con capacidad de 20 MBPD de crudo.

Sus metas de producción se definen con un modelo de programación lineal llamado Modelo Matemático de Refinerías, en función de la demanda nacional, los precios internacionales y los rendimientos de los crudos disponibles.

En general, los productos de mayor demanda local son los destilados medios (kerosene, turbo A-1 y diesel) y el GLP. La producción de residuales supera la demanda, exportándose los excedentes.

## 2º Organización

La Pampilla está dirigida por un Jefe de Refinería, quien es la autoridad máxima en la misma.

La organización administrativa de la refinería es por sistema de Divisiones y Secciones, cuyas funciones se describen a continuación:

### A. División Operaciones:

Tiene a su cargo la operación directa de las unidades de proceso. Posee cuatro secciones:

- a) Secc. Destilación: Opera las unidades de destilación primaria y vacío.
- b) Secc. Conversión: Opera las unidades de craqueo catalítico fluido y reformación catalítica.
- c) Secc. Servicios Industriales: Suministra fluidos de servicio a las unidades de proceso.



- d) Secc. Movimiento de Productos: Recibe, almacena y despacha petróleo crudo y productos terminados.

#### B. División Técnica

Asesora técnicamente a las operaciones. Cuenta con tres secciones:

- a) Secc. Ingeniería: Evalúa la operación de la refinería bajo criterios técnicos. Prepara diseños básicos y de detalle para proyectos. Estudia mejoras de procesos y ampliación de unidades.
- b) Secc. Economía: Programa las cargas a las unidades, efectúa balances de producción y administra los presupuestos.
- c) Secc. Laboratorio: Controla la calidad de los productos. Certifica productos para su venta.

#### C. División Mantenimiento

Efectúa mantenimiento a los equipos que lo requieran. Tiene cuatro secciones:

- a) Secc. Mantenimiento de Planta: Abarca los equipos estáticos de la refinería.
- b) Secc. Mantenimiento Mecánico: Cubre los equipos rotativos de la refinería.
- c) Secc. Electricidad e Instrumentación: Efectúa mantenimiento a los equipos eléctricos e instrumentos de control.
- d) Secc. Programación: Distribuye las actividades de mantenimiento entre las secciones ejecutoras.

D. División Ingeniería de Mantenimiento

Inspecciona los equipos, recomienda labores de mantenimiento y realiza planeamiento de paradas mayores. Cuenta con tres secciones:

- a) Secc. Inspección: Inspecciona los equipos existentes en la refinería.
- b) Secc. Ingeniería de Equipo: Prepara estándares de equipos y procedimientos.

c) Secc. Planeamiento y Gestion Logistica: Planea las paradas de planta y coordina la adquisición oportuna de materiales.

E. División Administrativa

Brinda apoyo administrativo para la gestión de la refinería en las áreas de Contabilidad, Logística, Servicios Generales y Contratos.

F. Unidades de apoyo

Son las Unidades de Seguridad, Recursos Humanos y Servicios Médicos.

3º Descripción de las unidades de proceso

A. Unidades de Destilación Primaria:

La Unidad de Destilación Primaria I (UDF I) fue diseñada con 20 MBPD de capacidad (1967), que se amplió a 30 MBPD en 1973 instalando un horno adicional, otra unidad estabilizadora, nuevos intercambiadores y bombas y modificando bandejas de la fraccionadora. Posteriormente, se amplió a la actual capacidad de 35 MBPD

instalando una nueva desaladora y modificando el tren de precalentamiento.

En 1977 se inauguró la Unidad de Destilación Primaria II (UDP II), con capacidad de 65 MBPD de crudo.

El objetivo principal de las unidades de destilación primaria es maximizar la producción de destilados medios.

En UDP I se obtienen los siguientes productos:

- a) GLP: (eventual) Se reprocesa en la Unidad de Concentración de Gases, debido a su corrosividad y contenido de  $C_{20}$ .
- b) Gasolina: Se emplea directamente en la preparación de gasolina de 84 octanos o como carga a la Unidad de Reformación Catalítica. Eventualmente se exporta como nafta virgen.
- c) Nafta pesada: Se agrega a los destilados medios. Su adición está limitada por el punto de inflamación del producto.

- d) Kerosene: Se comercializa directamente o se envía a la Unidad de Tratamiento Merox para producción de turbo A1.
- e) Turbo A1: Se obtiene a partir del kerosene, mediante tratamiento con soda y filtración con arcilla.
- f) Diesel: Se emplea en la preparación de Diesel Nº2.
- g) Gasóleo: Normalmente no se extrae este producto. Sus circuitos se emplean como sistema adicional para extraer diesel.
- h) Crudo reducido. Su mayor proporción se envía a la Unidad de Vacío. El excedente se usa en mezcla de residuales.

Los productos que se obtienen en UDP II son:

- a) GLP: Se envía a esferas de almacenamiento para su comercialización.
- b) Gasolina: Se reprocesa en UDP I para recuperar la fracción pesada (+

50%) como destilados medios. Asimismo, se emplea como carga a la Unidad de Reformación Catalítica. Eventualmente se emplea en la preparación de gasolina 84 RON o se exporta como nafta virgen.

- c) Kerosene: Se comercializa o se envía a la Unidad Merox.
- d) Turbo A1 y JP-5: Se obtienen a partir del tratamiento del kerosene en la Unidad Merox.
- e) Diesel: Se usa para preparar Diesel Nº2.
- f) Gasóleo atmosférico o AGO (*atmospheric gas oil*): Se emplea exclusivamente como carga a la Unidad FCC.
- g) Crudo reducido: Se emplea íntegramente en la preparación de residuales.
- h) Gas combustible: Se emplea como combustible en los hornos de la refinería.

B. Unidad de Destilación al Vacío (UDV):

La finalidad de la Unidad de Destilación al Vacío de Refinería La Pampilla es producir gasóleo pesado como carga a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido.

Fue diseñada con capacidad de 9.36 MBPD, iniciando sus operaciones en 1967. En 1980 se efectuó el diseño de ampliación a 12 MBPD (Ref. "183"), las modificaciones principales fueron la instalación de un nuevo horno de carga (puesto en operación en 1989) y la modificación del sistema de fondos. Debido a variaciones de calidad del crudo, desde 1985 operó con 12.6 MBPD de capacidad máxima manteniendo los equipos originales del diseño inicial.

La carga a la UDV es crudo reducido de UDP I, que no se procesa en su totalidad pues su producción es del orden de los 20 MBPD.

Los productos que se obtienen en la UDV de la Refinería La Pampilla son:

- a) Gasóleo liviano o LVGO (*light vacuum gas oil*). Se emplea como depresor de viscosidad de los residuales, carga a la Unidad FCC o componente del diesel Nº2.
- b) Gasóleo pesado o HVGO (*heavy vacuum gas oil*). Se emplea exclusivamente como carga para la Unidad de FCC.
- c) Residual de vacío. Se emplea en la preparación de residuales.

Hasta 1989 la producción del HVGO y gasóleo atmosférico de UDF II no cubría la carga requerida por la Unidad FCC, lo cual obligó a completar dicha carga con el LVGO, destinado casi exclusivamente para este fin.

Luego de la puesta en práctica de las modificaciones planteadas en la presente tesis, la capacidad se aumentó a 15 MBPD, lo cual ha sido documentado, entre otras fuentes, en el *Construction Box-score* de la revista técnica *Hydrocarbon Processing* (Oct.1988 / Oct.1989) (Ref. [4] y



C. Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC):

Cuenta con capacidad de 6.7 MBPD y diseño de Universal Oil Products (UOP).

Sus objetivos principales son maximizar la producción de GLP y gasolina craqueada.

Los productos que se obtienen son:

- a) GLP: Compuesto por propano, propileno, butanos y butilenos.
- b) Gasolina: Posee alto octanaje (92 RON).
- c) Aceite cíclico ligero (LCO): Se emplea como depresor de viscosidad de residuales o en la preparación de Diesel.
- d) Aceite cíclico pesado (HCO): Se emplea en preparación de residuales.
- e) Aceite clarificado: Se utiliza en preparación de residuales.

f) Gas combustible: Compuesto por gases livianos ( $H_2$ ,  $H_2S$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_6$ ) provenientes del craqueo, se emplea como combustible en los hornos de la refinería.

D. Unidad de Reformación Catalítica:

Proceso Platforming (UDF). Su capacidad es 1.7 MBPD y fue diseñada para reformar nafta de UDF I. Actualmente se reforma gasolina primaria por preferirse emplear la nafta en los destilados medios. La carga es tratada antes en una Unidad de Hidrotratamiento.

Su objetivo principal es maximizar la producción y octanaje de la nafta reformada.

Los productos que se obtienen son:

- a) Nafta reformada: Su alto contenido de aromáticos le da elevado octanaje. Se emplea como componente de la gasolina de 84 octanos.
- b) Pentanos: Se extraen de la Unidad de Hidrotratamiento por ser com-

puestos inertes a las reacciones de reformación. Se emplean para preparar gasolina.

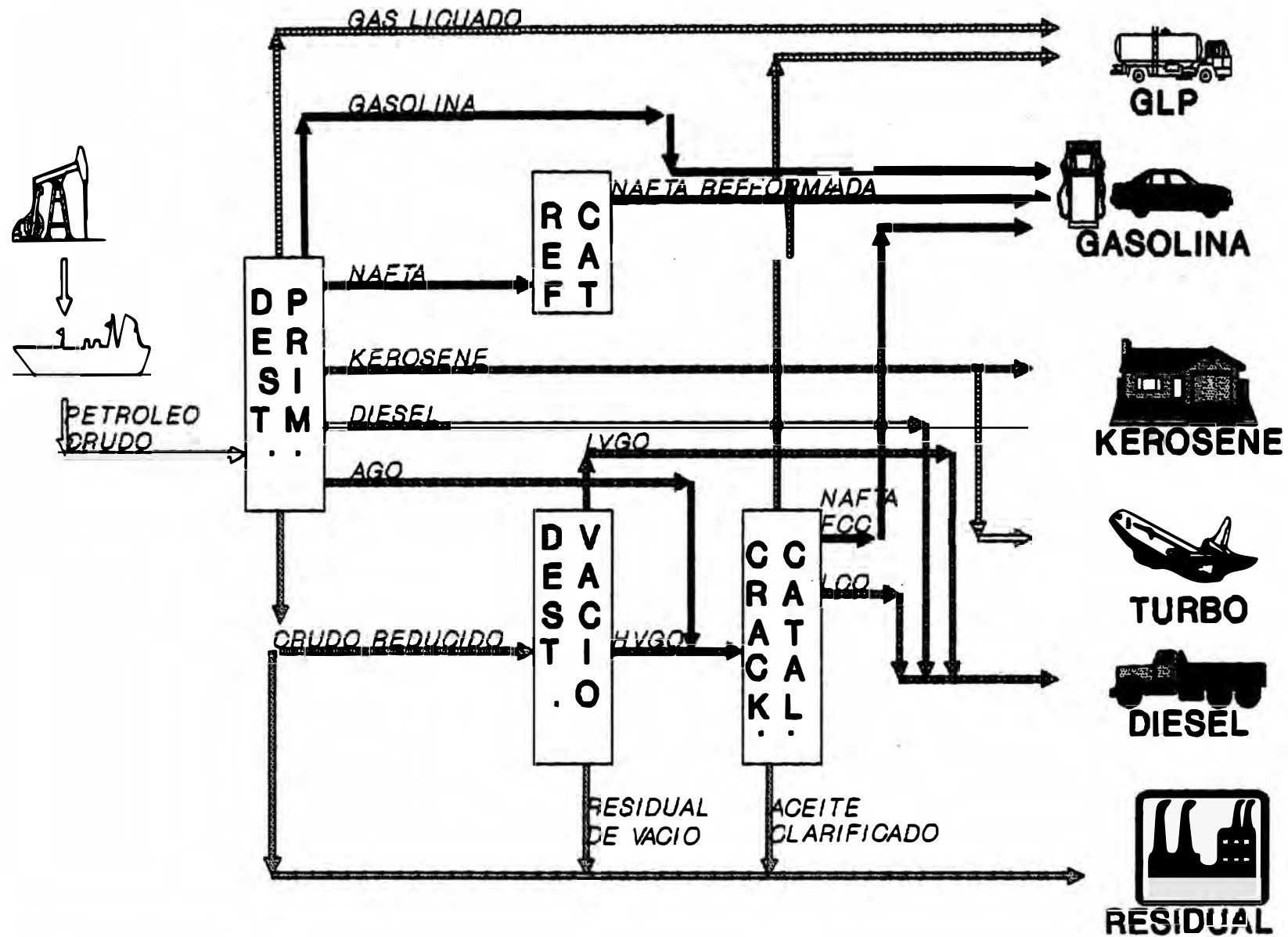
- c) GLP: Se extrae de los productos de reacción para controlar la presión de vapor de la nafta reformada. Se envía a la Unidad de Concentración de Gases para fraccionar el  $C_3/C_4$  del  $C_5$ .
- d) Gas combustible: Es subproducto del proceso de reformación. Se emplea en hornos de refinería como combustible.

#### E. Unidad de Servicios Industriales

Abastece fluidos de servicio (vapor, agua deionizada, agua de enfriamiento, agua cruda, aceite combustible, aire de instrumentos y aire de planta). Recibe retornos de condensado y almacena soda cáustica utilizada en las unidades de procesos.

La energía eléctrica proviene de ELECTROLIMA. La refinería cuenta con grupos electrógenos de emergencia.

# ESQUEMA DE REFINACION REFINERIA LA PAMPILLA



## BIBLIOGRAFIA

1. American Petroleum Institute. Technical Data Book - Petroleum Refining. Washington D.C. 2.ed., 1970.
2. Exxon Design Engineering Practices. Fractionating Towers. New Jersey. 1981.
3. Gas Processors Suppliers Association. Engineering Data Book. Tulsa, 9.ed., 1972.
4. HPI Construction Boxscore. Hydrocarbon Processing, Oct. 1988, sec.2, pp 13.
5. HPI Construction Boxscore. Hydrocarbon Processing, Oct. 1989, sec.2, pp 17.
6. The Institute of Heavy Oil Processing. Heavy Oil Processing Handbook. Tokyo, 1982.
7. Japan Gasoline Co. LTD. Crude and Vacuum Combination Project Specification, Empresa Petrolera Fiscal. 1966.
8. Karassik, I. "Centrifugal pumps and system hydraulics". Chemical Engineering. Oct. 4, 1982.
9. Kern, D.Q. Process heat transfer. Ed. McGraw-Hill Kogakusha, Tokyo. 1950.

10. Leslie Control Valve Sizing Manual. pp. VI-7, Single seated, balanced cage throttling, class DDBOYS.
11. Perry, R.H. y Chilton, C. Chemical Engineer's Handbook. 5 ed. Ed. Mc Graw Hill, 1973.
12. PETROPERU, Ref. La Pampilla, Div. Operaciones, Secc. Destilación. Manual de Operación: Unidades de Destilación I y Vacío. 1985.
13. PETROPERU, Wong, R. Informe Técnico DT-RFLP-007-89 "Ampliación de la Unidad de Destilación al Vacío a 15 MBPD - Diseño de Procesos Preliminar". Ref. La Pampilla, Div. Técnica, Secc. Ingeniería, 1989.
14. PETROPERU, Wong, R. Informe Técnico DT-RFLP-011-89 "Corrida de Prueba a 15 MBPD de la Unidad de Destilación al Vacío". Ref. La Pampilla, Div. Técnica, Secc. Ingeniería, 1989.
15. PETROPERU, Peña, A. y Neglia, G.. Informe Técnico TCO-010-81 "Diseño Básico de la Ampliación de la Unidad de Vacío de Refinería La Pampilla a 12 MBPD". Dpto. Técnico, Area Producción Industrial, 1981.

16. The Richardson Rapid System. Process Plant Construction Estimating Standards. Vol. 3: Mechanical and Electrical.
17. Scweppe, J.L. "How to rate finned tube convection section in fired heaters". Hydrocarbon Processing, Jun. 1964, Vol. 43 Nº6, pp 159-166.
18. Universal Oil Products Design Engineering Seminar. Mesh Blankets.
19. Universal Oil Products Process Division. Processing Guide: The single source processes by 18.UOP. 1980.
20. Wimpres, R.N. "Rating fired heaters". Hydrocarbon Processing, Oct.63, vol 42 Nº 10, pp 115-126.
21. Wuithier, P. El Petróleo - Refino y Tratamiento Químico. Ed. CEPSA S.A., Madrid, 1971.

## INDICE DE TABLAS Y GRAFICOS

<u>TABLAS</u>		Fág.
1.2-A/B	Rendimientos estimados	8
1.3.1-A/B	Balance de materia y energia general	10
1.3.2-A/B	Calor ganado por el crudo en los intercambiadores	11
3.1.1-A/B	Evaluación térmica del horno 11H2B	35
3.1.2-A/B	Caída de presión en línea de transferencia del 11H2B	38
3.2.1-A/B	Balance de materia y energia interno de la torre de vacío 11C7	39
3.2.2-A/B	Cálculo térmico de los platos de la torre de vacío	40
3.2.3-A/B	Cálculo hidráulico de platos <i>long cap</i> y perforados	41
3.2.4-A/B	Caída de presión en demisters	42
3.2.5-A/B	Evaluación de platos acumuladores	42
3.3.1-A/B	Evaluación de intercambiadores de calor	43



3.3.2-A/B	Caída de presión en intercambiadores	45
3.4.1-A/B	Evaluación de enfriadores atmosféricos	46
3.4.2-A/B	Caída de presión en enfriadores atmosféricos	48
5.1.1	Balance de materia y energía general - Distrib. de cr. reduc. y residual: Caso 2	80
5.2.1	Evaluación de intercambiadores de calor Distrib. de cr. reduc. y residual: Caso 2	81
5.3.1	Caída de presión en intercambiadores - Distr. de cr. reduc. y residual: Caso 2	83
5.1.2	Balance de materia y energía general - Distr. de cr. reduc. y residual: Caso 3	84
5.2.2	Evaluación de intercambiadores de calor Distr. de cr. reduc. y residual: Caso 3	85
5.3.2	Caída de presión en intercambiadores - Distr. de cr. reduc. y residual: Caso 3	87
6.1	Variación de precios internacionales	101
6.2	Rendimientos de UDV, distribución de LVGO y composición de carga a FCC	102
6.3	Inversión realizada - remplazo de válvula automática 11-LCV-157A	105

- Notas:
1. La numeración de las tablas corresponde a los capítulos y subcapítulos de referencia.
  2. Las tablas se encuentran al final de cada capítulo respectivo.
  3. Las tablas "A" se refieren al procesamiento de crudo reducido Loreto y las "B", al de crudo reducido Ecuador.

DIAGRAMAS Y GRAFICOS

Pág.

Cap.2	Diagrama de bloques - UDP I	21
	Fraccionadora 11C1	22
	Diagrama de bloques - UDV	23
	Hornos 11H2A/11H2B	24
	Torre de vacío 11C7	25
Cap.4	Curvas de bombas 11F12/11F17	76
Cap.5	Sistema original de fondos UDP I/UDV	88
	Distribución de fondos UDP I/UDV - Caso 1	89
	Distribución de fondos UDP I/UDV - Caso 2	90
	Distribución de fondos UDP I/UDV - Caso 3	91
Anexo 3	Esquema de refinación - Refinería La Pampilla	147