

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE  
INGENIERÍA**  
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“EVALUACIÓN TÉCNICA-ECONÓMICA DE LA  
VALORIZACIÓN DE PETRÓLEOS RESIDUALES  
PERUANOS MEDIANTE TECNOLOGÍA DE COQUIFICACIÓN  
DE LECHO FLUIDIZADO”**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:  
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADO POR:  
ALAN LUIS CLAUDET CAVA**

**LIMA – PERÚ  
2009**

## ÍNDICE

INTRODUCCIÓN .....	8
Capítulo 1.- Factores Que Involucran La Refinación .....	13
Capítulo 2.- Industria De Hidrocarburos En El Perú.....	15
2.1. Procesamiento de Petróleo Crudo.....	15
2.2. Hidrocarburos Refinados Empleados Como Combustibles .....	20
2.3. Comportamiento futuro de la demanda de Hidrocarburos refinados empleados como combustibles.....	25
2.3.1. Economía Nacional y Variables Explicativas .....	25
2.3.2. Combustibles.....	26
2.3.3. Comentario General: Sector Energía.....	37
Capítulo 3.- Industria Refinación Del Petróleo Y Gas Natural .....	39
3.1. Refinerías de Petróleo.....	39
3.2. Cargas a Refinerías .....	42
3.3. Reservas de Gas Natural y Plantas de Fraccionamiento de Gas Natural ...	45
3.4. Producción Combustibles en el Perú.....	53
3.5. Producción Residuales en el Perú.....	56
Capítulo 4.- Petróleos Residuales Y Sustitución.....	60
4.1. Petróleos Residuales.....	60
4.1.1. Medición de Peso Molecular de Asfaltenos .....	61
4.1.2. Agregación y Deposición de Asfaltenos .....	62
4.1.3. Caracterización de Residuales .....	66
4.1.4. Modelo de Unidad Básica núcle-cadena alquílica y Residuo de Carbon Conradson.....	70
4.2. Empleo de los petróleos residuales .....	71
4.3. Sustitución de Petróleo Residual por Gas Natural .....	72
4.4. Producción fiscalizada de Gas Natural .....	74
4.5. Necesidad del Empleo de Procesos Conversión de Fondos de Vacío.....	75

Capítulo 5.- Tecnologías Para La Valoración De Residuales .....	77
5.1. Empleo de Procesos de Conversión de Fondos de Vacío en Refinerías	
Peruanas.....	77
5.2 Tecnologías de Conversión de Fondos .....	78
5.3. Coquificación.....	81
5.3.1. El coque de Petróleo .....	81
5.3.2. Proceso de Coquificación.....	83
5.3.3. Coque de Producción .....	86
5.4. Coquificación Retardada .....	88
5.4.1. Descripción del Proceso .....	88
5.4.2. Decoquificación .....	92
5.4.3. Condiciones de Funcionamiento.....	92
5.4.4. Producción y Calidad.....	94
5.4.5. Propiedades y Uso del Coque .....	97
5.5 Coquificación con Lecho Fluidizado y Gasificación (FLEXICOKING) .....	100
5.5.1. Particularidades del Proceso .....	100
5.5.2. Descripción del Proceso.....	100
5.5.3. Producción y Calidad.....	102
5.5.4. Flexibilidad Operativa .....	105
5.6. Viscorreducción.....	105
5.6.1. Fundamentos del Proceso de Viscorreducción.....	106
5.6.2. Descripción del Proceso.....	108
5.6.3. Diseño Coil versus Soaker.....	114
5.7. Desasfaltado .....	117
5.7.1. Descripción del Proceso .....	120
5.8. Evaluación de Tecnologías de Conversión de Fondos de Barril .....	124
5.8.1. Rendimientos .....	124
5.8.2. Resultados de Evaluación de Procesos por Rendimientos .....	125
5.8.3. Economía .....	126
5.8.4. Conclusión.....	128
Capítulo 6.- Comparación De Flexicoking Con El Coqueo Retardado .....	129
6.1. Evaluación de Tecnologías de Conversión Térmica.- Coquificación	
Retardada versus Flexicoking para el Mejoramiento de Residuales .....	129

6.2. Inversiones.....	129
6.3. Costos Operativos.....	130
6.4. Aspectos Comerciales.....	132
6.5. Evaluación de Inversión entre las Tecnologías de Fluid Coking y Coquificación Retardada .....	132
6.6. Evaluación en Rendimientos .....	134
6.6.1. Rendimientos del Proceso de Flexicoking .....	136
6.6.2. Rendimientos del Proceso de Coquificación Retardado .....	136
6.6.3. Evaluación sobre la Misma Base: Coque Gasificado.....	137
6.7. Conclusión .....	138
 Capítulo 7.- Problema Planteado.....	 139
 Capítulo 8.- Evaluación Técnica Proceso De Flexicoking.....	 140
8.1. Evaluación de Crudo.....	140
8.2. Descripción del Proceso de Coquificación en Lecho Fluidizado y Gasificación (Flexicoking).....	141
8.3. Breve Descripción de las Reacciones Químicas Involucradas en el .....	155
Proceso .....	155
8.4. Capacidad de la Unidad de Flexicoking.....	158
8.5. Principales Características de la Carga y Balances de Materia-Energía en el Proceso de Flexicoking.....	159
8.5.1. Características de la Carga.....	159
8.5.2. Propiedad de la Carga.....	159
8.5.3. Balance de Materia.....	160
8.5.4. Consumos Industriales .....	161
8.5.5. Características de las Corrientes .....	162
8.5.6. Calidad de los Líquidos Producidos.....	163
8.5.7. Producción y Propiedades del Flexigas .....	163
8.6. Otras Consideraciones del Proceso .....	166
 Capítulo 9.- Dimensionamiento, Metalurgia Y Principales Consideraciones de Los Principales Equipos Del Proceso.....	 168
9.1. Bases para el Dimensionamiento del Reactor .....	168
9.2. Relaciones para Diseño del Reactor .....	170



9.2.1. Relación Flujo Másico (Ton/Hr) y Ton Lecho en Reactor.....	170
9.2.2. Relación de Flujo de carga y Flujo Circulante Reactor-Heater.....	170
9.2.3. Características para el Diseño del Reactor de real Dimensión.....	171
9.2.4. Balance de Masa de los Gases Ligeros.....	171
9.3. Diseño del Reactor.....	172
9.3.1. Zona Recta de Retiro de los Gases (Disengaging Zone).....	173
9.3.2. Zona del Lecho Denso del Reactor.....	173
9.3.3. Zona de Lavado o Scrubber.....	174
9.4. Diseño del Gasificador.....	176
9.5. Diseño del Heater.....	178
9.6. Diseño de la Columna.....	181
9.7. Espesores, Refractarios y tipo de material-Metalurgia.....	181
9.7.1. Espesor del Lining o recubrimiento para los Principales Recipientes.....	182
9.7.2. Selección del Metal-Metalurgia.....	184
9.7.3. Espesores de los Principales Recipientes.....	184
9.7.4. transferencia de Masa entre Recipientes.....	187
Capítulo 10.- Evaluación Económica.....	193
10.1. Objetivos.....	196
10.2. Metodología de la Evaluación Económica.....	197
10.3. Evaluación Económica.....	198
10.4. Definición de Inversión en Capital Fijo (FCI).....	199
10.5. Precios de Combustibles Referenciales.....	203
10.6. Valorización de Materia Prima.....	205
10.7. Valorización de Productos.....	206
10.8. Estimación de los Costos de Mano de Obra.....	213
10.9. Estimación de los Costos Variables (Servicios Industriales-Utilities).....	213
10.10. Precio y Costo de los Servicios Industriales.....	216
10.11. Tratamiento de Efluentes.....	217
10.12. Estimación de costos de Manufactura.....	218
10.13. Evaluación Económica.....	222
10.14. Resultados de la Evaluación Económica.....	231
10.15. Análisis de Sensibilidad.....	231

10.15.1. Variación de la Inversión.....	231
10.15.2. Variación del Precio del Crudo/Materia Prima.....	232
10.15.3. Conclusión del Analisis de Sensibilidad.....	232
Capítulo 11.- Evaluaciones Ambientales Del Proceso .....	233
11.1. Emisiones de Aire .....	233
11.2. Efluente de Aguas Residuales.....	234
11.3. Residuos Sólidos (Residuos).....	234
11.4. Ruido.....	234
11.5. Hoja de Información de Seguridad del Material .....	235
11.6. Reducción del Azufre en Combustibles .....	238
Capítulo 12.- Resultados De La Evaluación Técnico Económica.....	241
12.1. Evaluación Técnica .....	241
12.2. Evaluación Económica .....	242
12.3. Aspectos Ambientales .....	243
BIBLIOGRAFIA .....	244
ANEXO 1 .....	245
ANEXO 2 .....	272
ANEXO 3 .....	288
ANEXO 4 .....	298
ANEXO 5 .....	299
ANEXO 6 .....	302
ANEXO 7 .....	304
ANEXO 8 .....	309
ANEXO9.....	313
ANEXO 10.....	315

## RESUMEN

El presente documento propone una tecnología de conversión de fondos no muy difundida hasta el momento, pero debido a la coyuntura actual, se presenta como buena alternativa para refinerías que desean procesar crudos pesados, evitar cantidades de residuos sólidos y disminuir la dependencia de la compra de gas combustible (autosuficiente) de altos costos, es decir presentar una tecnología tanto técnica, económica y ambientalmente viable, a diferencia de las típicas tecnologías altamente difundidas durante largo tiempo a nivel mundial.

Para ello comenzamos estimando un breve estudio de mercado en el PERÚ, sus tendencias en los consumos de combustibles derivados del Petróleo, el que indica un leve aumento del consumo de Diesel 2, y una drástica disminución de la demanda de los Combustibles Residuales debido a la sustitución por el Gas Natural.

Luego de ello, comparamos los resultados del Estudio de Mercado conjuntamente con la actual industria de la Refinación en el Perú analizando sus volúmenes de producción, los cuales dependen del tipo de crudo que procesan y de su complejidad de la refinerías, señalando cual sería la problemática que impediría satisfacer esta tendencia cambiante del mercado peruano, y evitar que las refinerías o el negocio de la refinación disminuya sus rentabilidades. Por ello nos centramos en los siguientes puntos principales:

- Calidad y disponibilidad de Crudos.
- Complejidad de procesamiento en la refinería para los crudos disponibles en la región.
- Producción de Licuados del Gas Natural en el Perú.
- Sustitución del Gas Natural de algunos combustibles derivados del petróleo.

Al obtener algunos resultados de estos puntos analizados, concluimos en una primera etapa que las refinerías en el Perú no están preparadas para procesar crudos más pesados debido a la baja complejidad de refinación.

Conocido las principales limitaciones se procede a proponer, para mejorar el nivel de complejidad para procesar crudos más pesados, tecnologías de

conversión de fondos para luego analizar que alternativa puede ser el más conveniente para las refinerías en el Perú, en especial de Refinería Talara.

La breve descripción de las tecnologías comúnmente utilizadas a nivel mundial y conociendo los rendimientos, o su grado de conversión, se decide utilizar la tecnología que alcanza una mayor conversión, que son las tecnologías de Coquificación Retardada, Fluid Coking y Flexicoking. Luego de ello, se evaluó más al detalle de manera técnico-económico las tecnologías de Coquificación Retardada y Flexicoking (por ser la tecnología de Flexicoking una tecnología más avanzada que la de Fluid Coking), resultando favorecida la tecnología de Flexicoking por gasificar el coque obtenido como subproducto, el cual tiene una demanda muy limitada a nivel nacional. Esta gasificación del coque genera un valor a dicho subproducto al convertirlo en un gas combustible para ser utilizado en la refinería minimizando así sus costos de servicios industriales.

Para mantener la parte técnica, se estimó las dimensiones de los equipos principales del proceso y su adecuada metalurgia para así poder dar una idea general de esta unidad.

La parte ambiental se adiciona las ventajas de esta unidad al convertir el crudo pesado en corrientes que puedan ser más fácilmente tratadas para reducir el contenido de azufre, además las precauciones de manipular el coque fluido obtenido en esta unidad e procesos.

## INTRODUCCIÓN

El petróleo es el combustible fósil de mayor uso, siendo la principal fuente de energía de los países desarrollados. Actualmente representa casi el 40% de la energía que se consume globalmente, es por ello que la subida de los precios del crudo en los últimos años ha sido objeto del análisis, tanto por sus efectos sobre los países importadores, como la renta y estabilidad económica de los exportadores.

El petróleo comenzó a utilizarse de forma generalizada en los años veinte, y su rápido incremento en las transacciones dio lugar a una lucha entre las principales compañías petroleras, que luego realizaron acuerdos de reparto del mercado y la aplicación de un único precio: la del Golfo de México.

En 1959 y 1960 la pérdida de ingresos para los países productores por la caída de los precios, daría lugar al nacimiento de un cártel, ya no de empresas, sino de países productores: La Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP), formado inicialmente por Arabia Saudí, Irak, Irán, Kuwait y Venezuela, a los que se unirían sucesivamente Qatar, Libia, Indonesia, Abu Dhabi, Argelia, Nigeria, Ecuador y Gabón antes de 1973 y Trinidad y Tobago en 1974. Este cártel nació para regular el mercado del petróleo en defensa de los intereses de los países productores, en vez del de los consumidores.

Haciendo un repaso de la evolución histórica de este mercado, diremos que en el año 1970 marcó el inicio de las crisis del petróleo, tomando la OPEP (con una participación actual del 39,7%) la decisión de participar activamente en la fijación de precios, como consecuencia, el precio del barril se duplica entre 1970 y 1973, pasando a costar 3,75 dólares, sin embargo, el auténtico desencadenante de la primera gran crisis del petróleo fue de carácter político: la guerra árabe-israelí, llegando a diciembre de 1973 a 11,65 dólares/barril.

Un incremento en los precios en los periodos 1973-1974 y 1979-1981 generó el endeudamiento de numerosos países importadores en desarrollo estableciendo el germen de la crisis de la deuda externa a partir de 1982 y en 1990, luego de ello la invasión de Kuwait por Irak generó miedos en los mercados que hicieron subir el precio del barril hasta alcanzar los 40 dólares. Un recorte en la

de cinco años, de 1996 a 2001, fue de sólo un 8 %. En este último quinquenio en un promedio de 21%, el precio del petróleo ha subido todos los años a pesar de que se esté ampliando su margen de capacidad productiva.

El crecimiento económico en el conjunto de los países en desarrollo conllevó un uso más intensivo de la energía, a pesar de sus elevados precios, por lo tanto, es obvio que el crecimiento económico ha influido en la aceleración del crecimiento energético, por lo que sigue siendo el principal factor que impulsa el consumo energético, la relación "crecimiento económico"/"demanda energética" se haya intensificado.

El precio del petróleo y los mercados petroleros inciden también cuestiones monetarias, el debilitamiento de dólar estadounidense, las ventas en otras monedas que se fortalecen frente al dólar como es el caso del euro, pero parece indudable que lo determinante de esta coyuntura amplia se ubica en factores geoestratégicos: Irak sigue hundido en la violencia sin poder recuperar su producción petrolera; el conflicto fronterizo entre Turquía e Irak podría incluso detener el flujo de petróleo proveniente de la región kurda; las tensiones crecientes y las amenazas de EU a Irán (por su programa nuclear) y una posible acción bélica crean mayores tensiones en la región que tiene las dos terceras partes de las reservas en el mundo, eso sin contar con que Irán es el segundo productor mundial de crudo; al otro lado del mundo está Nigeria desestabilizado, el juego rudo en defensa de intereses nacionales y de aumentar influencias regionales y mundiales de dos importantes productores de petróleo, Rusia y Venezuela; los especuladores inciden también en una pregunta fundamental es qué impacto tendrá el barril de petróleo a 100 dólares sobre la economía global y las economías nacionales. Las grandes economías resisten mucho mejor los altos precios del petróleo porque tienen más recursos, se han adecuado a esta serie de crisis a nivel de la historia creando fuertes mecanismos compensadores de los países importadores, que han aprendido la lección de las pasadas crisis petroleras además de cambiar sus pautas de producción y de consumo, intentando reducir el grado de dependencia.

Si echemos un vistazo a las reservas de petróleo, estas reservas confirmadas superan la cifra de 1,2 billones de barriles, que al ritmo de producción actual, garantizan el suministro durante cuarenta años. Además, este año hemos

producción por varios países de la OPEP fue el responsable de que el precio comenzara a repuntar desde el segundo trimestre de 1999.

Si la tendencia de la economía mundial se relaciona con la variación de precios del crudo (tabla N° 1-1), diremos que en el último quinquenio se ha registrado un sólido crecimiento económico mundial que alcanzó una media de 4,4 % y 3,5% el periodo de 1996 a 2001, periodo que estuvo dominado por la crisis económica asiática y la reestructuración de la industria del carbón en China.

Tabla N° 1-1

<b>Año</b>	<b>1983</b>	<b>1984</b>	<b>1985</b>	<b>1986</b>	<b>1987</b>	<b>1988</b>	<b>1989</b>	<b>1990</b>
US\$	30,68	29,41	28,00	15,05	19,21	15,98	19,69	24,51
<b>Año</b>	<b>1991</b>	<b>1992</b>	<b>1993</b>	<b>1994</b>	<b>1995</b>	<b>1996</b>	<b>1997</b>	<b>1998</b>
US\$	21,52	20,56	18,46	17,21	18,43	22,13	20,59	14,42
<b>Año</b>	<b>1999</b>	<b>2000</b>	<b>2001</b>	<b>2002</b>	<b>2003</b>	<b>2004</b>	<b>2005</b>	<b>2006</b>
US\$	19,26	30,33	25,93	26,09	31,11	41,43	56,45	66,04
<b>Año</b>	<b>2007</b>	<b>1996</b>	<b>1997</b>	<b>1998</b>	<b>1999</b>	<b>2000</b>	<b>2001</b>	<b>2002</b>
US\$	72,20	22,13	20,59	14,42	19,26	30,33	25,93	26,09
<b>Año</b>	<b>2003</b>	<b>2004</b>	<b>2005</b>	<b>2006</b>	<b>2007</b>			
US\$	31,11	41,43	56,45	66,04	72,20			

Tabla N° 1-2

### Consumo de Petróleo (Millones de Barriles por Día)

Región / Año	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Total North América	21,8	22,3	22,7	23,3	23,5	23,6	23,7	24,0	24,9	25,0	24,8
Total S. & Cent. América	4,5	4,8	4,9	4,9	4,9	4,9	4,9	4,7	4,8	5,0	5,2
Total Europa & Eurasia	19,6	19,7	19,8	19,7	19,6	19,7	19,7	19,9	20,1	20,3	20,5
Total Middle East	4,4	4,5	4,5	4,6	4,7	4,9	5,0	5,2	5,5	5,7	5,9
Total África	2,2	2,3	2,4	2,4	2,5	2,5	2,5	2,6	2,6	2,7	2,8
Total Asia Pacífico	19,0	20,0	19,6	20,5	21,1	21,3	21,9	22,7	23,9	24,3	24,6
<b>TOTAL WORLD</b>	<b>71,49</b>	<b>73,59</b>	<b>73,93</b>	<b>75,55</b>	<b>76,28</b>	<b>76,83</b>	<b>77,74</b>	<b>79,16</b>	<b>81,90</b>	<b>83,08</b>	<b>83,72</b>
<b>Variación Anual %</b>	<b>2,4</b>	<b>2,9</b>	<b>0,5</b>	<b>2,2</b>	<b>1,0</b>	<b>0,7</b>	<b>1,2</b>	<b>1,8</b>	<b>3,5</b>	<b>1,4</b>	<b>0,8</b>
<b>Promedio de Variación</b>	<b>1,7</b>										

En 2001, el promedio ponderado de los precios de los hidrocarburos había aumentado aproximadamente un 59 % tras salir del hoyo en que habían caído en 1998. Sin embargo, el incremento medio correspondiente al periodo completo

añadido un elemento más a nuestras reservas, se trata de las arenas petrolíferas canadienses que no se incluyen en las reservas comprobadas y que suponen 164 000 millones de barriles más.

Se espera que los altos precios del petróleo estimulen fuentes alternas de energía, especialmente fuentes hoy consideradas no convencionales. Por ejemplo, etanol, biodiesel, y también la producción de “Carbón-a-Líquidos (CTL); y, en algunos escenarios, la producción de “Gas-a-Líquidos” (GTL).

Con el aumento sostenido de los precios del petróleo se han venido presentando diferencias en los precios de ciertos petróleos considerados como pesados. Así si se observa durante los últimos años, existe un cambio de dirección hacia el empleo de estos crudos pesado por el incentivo económico, ya que dichos crudos pesados producen grandes cantidades de residuales.

**Tabla 1-3**

**US\$/Barril en el año 2008**

	ene	feb	mar	abr	may	jun	jul	ago	sep	Oct
<b>WTI</b>	90,2	93,8	101,7	112,1	124,9	134,9	130,2	109,8	102,6	74,5
<b>Oriente</b>	76,0	80,9	89,1	98,2	110,6	119,5	119,7	101,7	88,2	59,7
<b>Dif</b>	14,2	12,9	12,6	13,9	14,3	15,4	10,5	8,1	14,4	14,8
<b>NAPO</b>	70,6	74,5	83,1	79,9	101,0	110,1	111,4	94,1	81,0	46,3
<b>Dif</b>	19,6	19,3	18,6	32,2	23,9	24,8	18,8	15,7	21,6	28,2

9

Los residuales encuentren precios bajos en el mercado internacional, siendo necesario en diversos mercados valorar los residuales convirtiéndolos en productos más valiosos mediante diversos procesos de conversión.

Es por ello que las refinerías necesitan tecnologías y equipos especiales para tratar estas impurezas que contienen el petróleo pesado que tiene un precio más barato que el liviano. Pero las refinerías de crudo pesado pueden convertir el combustible fósil en gasolina, diesel, combustible para aviones y para calefacción, al igual que el crudo liviano en lo que constituye una prueba de fuego y fuertes inversiones.



## CAPITULO 1

### FACTORES QUE INVOLUCRAN LA REFINACIÓN

Las refinerías del Perú procesan un crudo de mediano grado API, adecuado según su complejidad para centrar su producción en satisfacer principalmente la demanda nacional, es por ello que su mayor volumen de producción es el Diesel (combustible de mayor demanda), seguido de los combustibles Residuales y en menor volumen Gasolinas. Es por ello que podemos catalogar a las refinerías en el Perú de tener un nivel de complejidad medio/bajo.

Los cambios y tendencias a nivel mundial se vienen reflejando con la actual variación de la materia prima en el Perú, con la disminución de Reservas de un crudo nacional (crudo Talara) de buena calidad que es afectado por una continua inestabilidad/volatilidad del precio y por la disponibilidad de nuevas reservas de crudo pesado, descubiertas en la selva norte del Perú (14 °API aprox.).

En relación a los combustibles, las tendencias internacionales de mejorar la calidad en los combustibles exigen disminuir sus contaminantes, el Perú adapta dichas tendencias por intermedio de leyes gubernamentales, promocionando el consumo de Biocombustibles y de combustibles más limpios como el Gas Natural, que por las reservas existentes (Camisea), permitirá que el país disponga de este cuantioso recurso energético que puede reemplazar o sustituir los combustibles tradicionales, en especial los más contaminados, ya que su poder calorífico, limpieza y bajo costo de mantenimiento de los equipos, lo convierten en un combustible ambientalmente amigable por su bajo contenido de contaminantes, es por ello su uso industrial y doméstico.

De esta manera algunos combustibles derivados del petróleo, en especial los más contaminados y de bajo valor de venta (Residuales), no resulte factible tratarlos, por ello se espera que sea fácilmente sustituido y baje significativamente su demanda, por lo que las refinerías de una mediana/baja complejidad (producen altos volúmenes de combustible residual) tendrán

excedentes que deberán ser ofrecidos en el mercado internacional a un bajo costo.

Según la información que se maneja, Refinería Talara procesa un crudo en el rango de 28-29 °API, los cuales producen aproximadamente 39 % de Diesel y 24% de Residuales.

Por lo tanto se presenta un reto en la industria de la refinación en el Perú, debido a los cambios y modificaciones en la configuración de la refinería para afrontar una mayor disponibilidad de crudos pesados que requieran mayores facilidades de tratamiento.

Es por ello que se debe realizar inversiones necesarias para obtener una configuración óptima de procesos en las refinerías del Perú, para que pueda adaptarse al procesamiento de crudos pesados, pues son crudos más viscosos, alto contenido de fracciones pesadas, azufre, nitrógeno y metales.

Por lo tanto esta situación involucra como un objetivo importante de las refinerías poner mayor énfasis para procesos que convierta lo mayor posible el barril de petróleo crudo en combustibles valiosos y deseados económicamente. Una unidad de conversión profunda que, dentro de dicho esquema refinero, podrá optimizar la operación de la refinería y mejorar el margen de refinación.

## CAPITULO 2

### INDUSTRIA DE HIDROCARBUROS EN EL PERÚ

#### 2.1. Procesamiento de Petróleo Crudo

El crudo representativo de la costa norte del Perú muestra una disminución de las Reservas de crudo nacional (en especial en la zona de Talara, crudo de alto grado API, grafico 2.1-1) y las reservas probadas y estimadas de crudo pesado, en la selva norte del Perú con aproximadamente 14 grados de API (grafico 2.1-2), hace prever que las refinerías deberán adaptar su complejidad para procesar crudo pesado disponibles (grafico 2.1-3), preferentemente por su bajo costo o una carga con un grado API que resulte de una mezcla de ambos. Si esta mezcla sucede, las refinerías deben estar preparadas para procesar un crudo promedio entre 22° a 18° API, que es un grado mucho menor del que se procesa actualmente. Al ejecutar esta propuesta, las refinerías deben optimizar su esquema de procesamiento y su grado de complejidad para satisfacer la demanda a futuro.

Adicionalmente, si centramos nuestro consumo a un crudo nacional podremos revertir el déficit de La Balanza de Nacional de Hidrocarburos, además de reducir los costos de transporte por ser crudos de la región.

En el Perú se procesan tanto crudos nacionales como importados, los promedio de carga por día del tipo de Crudo en el año 2006 y el primer semestre del 2007 se muestra en las tablas 2.1-1/2 adjuntos.

Tabla 2. 1-1

Cargas Promedio MBPD - Año 2006							
Crudo	Total	Talara	La Pampilla	Conchán	Iquitos	Pucallpa	El Milagro
Nacional	51,87	33,82	6,78	1,11	7,89	0,46	1,82
Internacional	101,60	22,76	71,47	7,38	0,00	0,00	0,00
Otras	14,50	6,87	0,26	3,49	2,34	2,34	0,08
Total de Carga	167,51	63,44	78,50	11,97	8,9	2,8	1,90

Tabla 2. 1-2

Cargas Promedio MBPD - Año 2007							
Crudo	Total	Talara	La Pampilla	Conchán	Iquitos	Pucallpa	El Milagro
Nacional	50,14	33,95	5,41	0,00	8,59	0,48	1,72
Internacional	110,98	22,59	79,95	8,45	0,00	0,00	0,00
Otras	13,87	6,88	0,82	3,25	0,77	2,08	0,06
Total de Carga	174,99	63,42	86,17	11,70	9,36	2,56	1,78

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Al procesarse el crudo del petróleo, se obtiene varios cortes, como se muestra en el gráfico 2. 1-4, que al darle el tratamiento adecuado, se convierten en productos terminados o en combustibles derivados del petróleo. Los resultados que obtendremos al modificar la dieta y procesar crudos más pesados o de mayor densidad, que son los de menor grado API, será que menor cantidad del crudo de petróleo ebullición sobre los 560° C, obteniéndose mayores volúmenes de fondos. Estos crudos existe una relación entre densidad y contaminantes, son de menor calidad y contienen mayor número de contaminantes (gráfico 2. 1-5). Este material con alto punto de ebullición producirá, si no modificamos nuestras procesos, altos porcentajes de productos residual o carga para asfaltos (gráfico 2. 1-6), y como esto es lo que se quiere evitar en el futuro, surge

la necesidad de mejorar la complejidad de las refinerías para la obtención de productos destilados más deseados, que son los que posteriormente se transforman en GLP, Gasolinas y Diesel.

Es por ello que se debe seleccionar un proceso para reducir residuales y producir productos derivados del Petróleo, que debido a la mayor demanda en el mercado, requiere ser satisfechos.

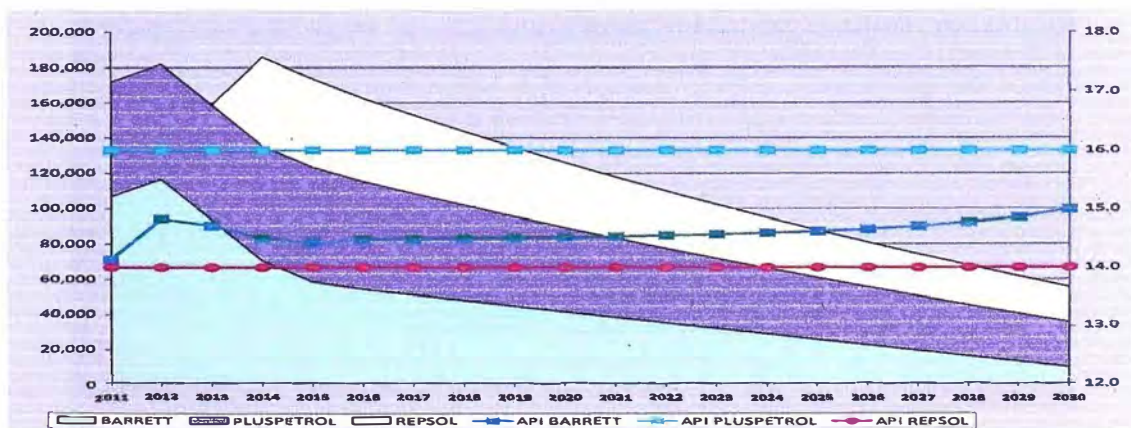
**Gráfico 2.1-1**



BPD = Barriles por día.

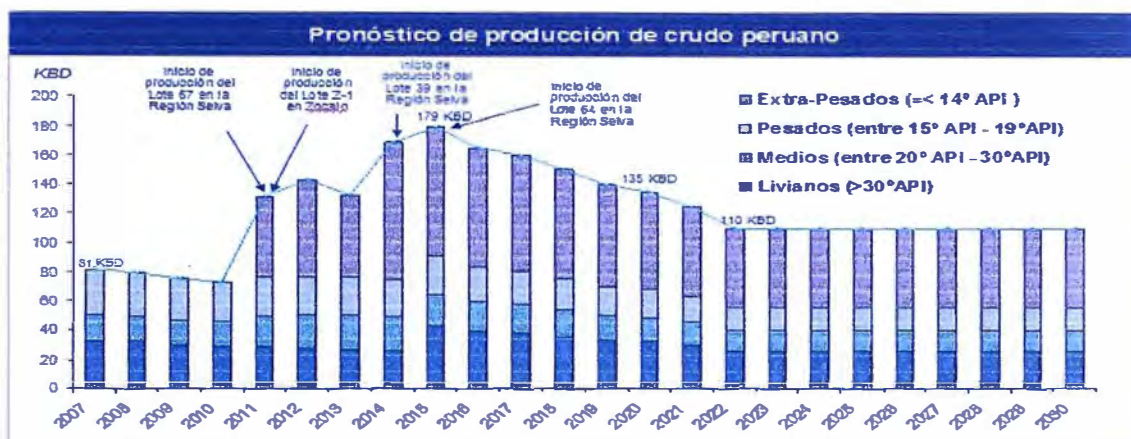
Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

**Gráfico 2.1-2**



Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

**Gráfico 2.1-3**



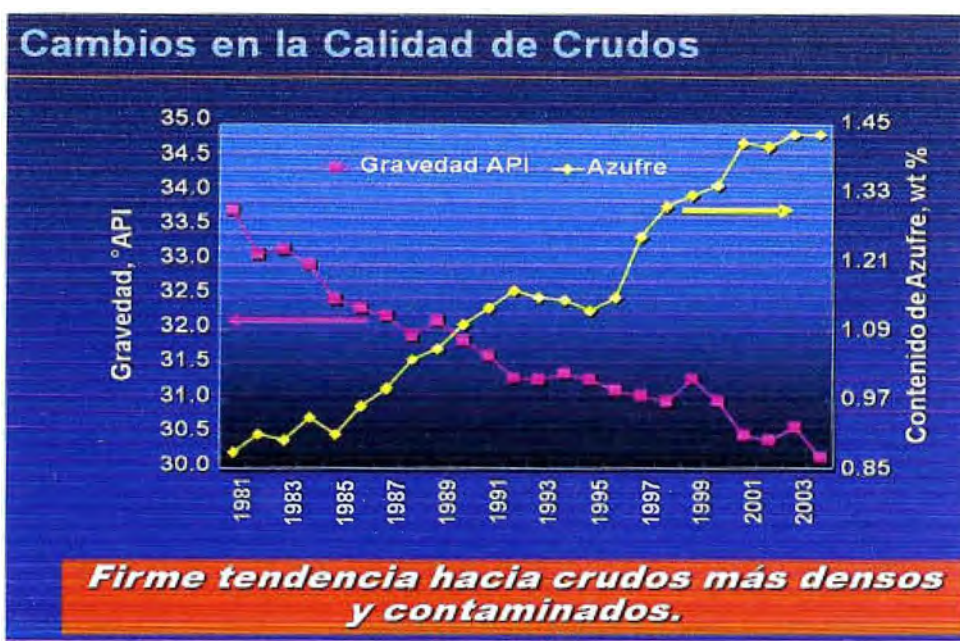
Fuente: PETROPERÚ.

**Gráfico 2.1-4**





Grafico 2.1-5

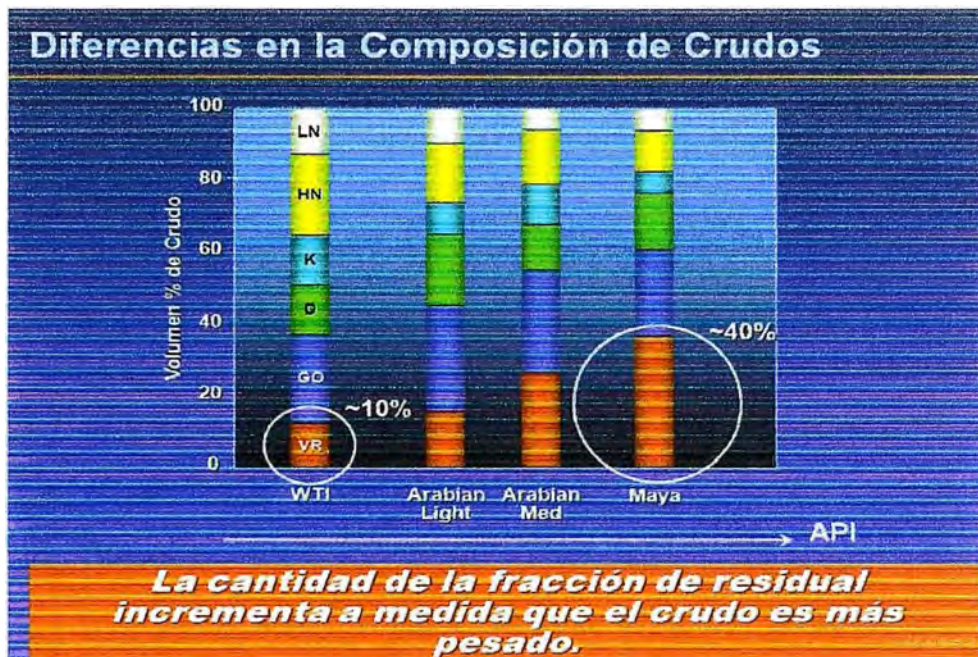


### Diferencias en la calidad del Residuo Atmosférico

	<i>Arabian Light</i>	<i>Arabian Heavy</i>
Rango de Ebullición, °F	650+	650+
Vol-% de Crudo	45	54
<b>Azufre, wt-%</b>	<b>3.1</b>	<b>4.3</b>
N, wt-%	0.17	0.25
<b>CCR, wt-%</b>	<b>7.8</b>	<b>13.3</b>
<b>Ni+V, wppm</b>	<b>34</b>	<b>123</b>
<b>Asfaltenos, wt-%</b>	<b>2.0</b>	<b>9.7</b>
Punto de fluidez, °F	35	58

**Los tipos y cantidades de contaminantes, así como la disposición de la fracción de fondos, influye en la mejora que requiere el Residual.**

Grafico 2.1-6



## 2.2. Hidrocarburos Refinados Empleados como Combustibles.

Los principales combustibles en el mercado peruano son: Gas Licuado de Petróleo (GLP), Gasolinas (84, 90, 95, 97), Kerosene, Turbo A-1, Diesel 2 y Petróleos Industriales (PI6 y PI 500).

En el grafico 2.2-1, se muestra la distribución de la demanda nacional histórica de combustibles para el periodo 1960-2005 los cuales se detallan a continuación:

### a) Gas Licuado de Petróleo (GLP)

Consumido principalmente en el sector domestico aunque en los últimos años se ha venido extendiendo su consumo hacia el sector automovilístico e industrial. La demanda ha incrementado como sustituto del Kerosene y, en los últimos años, de gasolinas de alto octano (90-95) por su rendimiento y menor precio debido principalmente a cambios en su estructura tributaria.

### b) Gasolinas

La demanda de gasolinas descendió en el periodo 1991-2005, un análisis desagregado muestra que la demanda de G84 octanos



disminuyó, trasladado a una mayor demanda de las otras gasolinas introducidas.

**c) Kerosene/Turbo**

El Kerosene de uso esencialmente domestico se utiliza en volúmenes cada vez menores en la industria y su descenso es debido principalmente a una sustitución por el GLP.

El turbo Jet es un combustible consumido en el sector del transporte aéreo cuya demanda depende a la evolución de la economía del país, la reactivación de la economía en los últimos años trajo como resultado un crecimiento en su consumo.

**d) Diesel 2**

Este combustible se consume tanto en el sector transporte (75%), industria (17%), generación eléctrica (7%) y otros (1%), aumentando el consumo principalmente por:

- Incremento del número de vehículos con motor Diesel en el parque automotor nacional.
- Reemplazo de motores gasolineros por motores diesel y;
- Mayor consumo en centrales térmicas para la generación eléctrica.
- Ventajas tributarias, que, en el caso del sector automotor, no se encuentra gravado con el Impuesto al Rodaje (que afecta a las gasolinas) y en la generación eléctrica esta exento del pago de Impuesto Selectivo al Consumo.

**e) Petróleos Industriales**

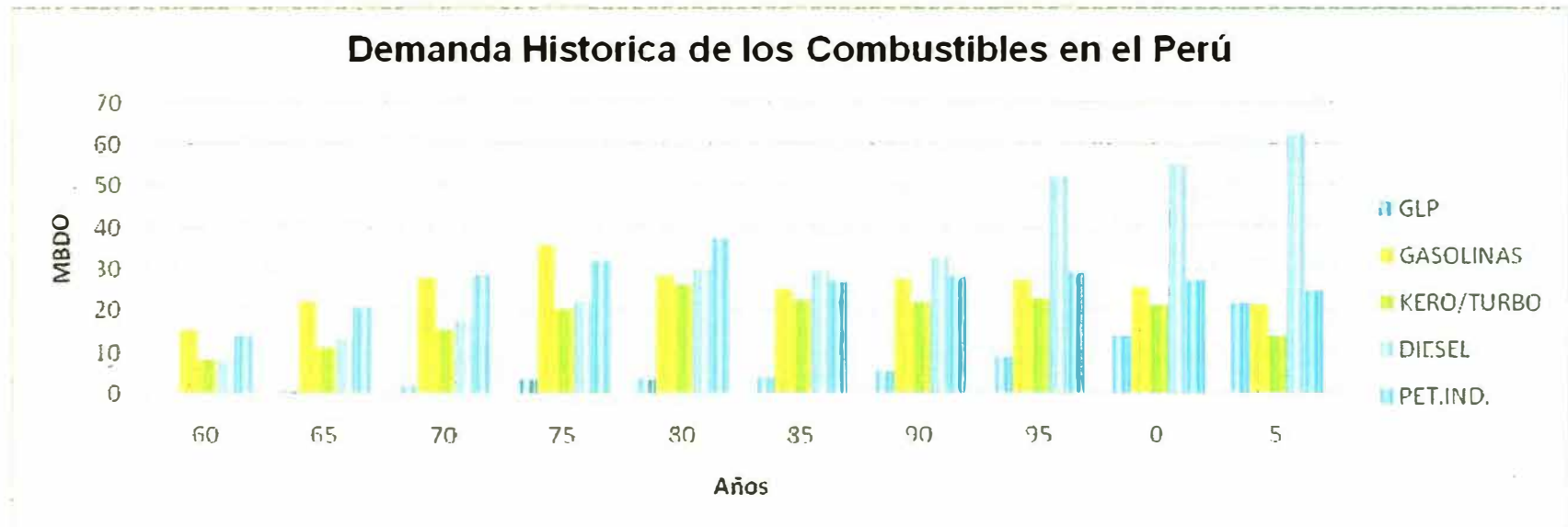
Estos combustibles son utilizados principalmente en el sector Industrial, minería y pesquería (75%), en la generación eléctrica (20%) así como en el transporte marítimo (5%, aunque para efectos del presente análisis no se tomaran en cuenta este ultimo). Se aprecia una tendencia declinante.

**Tabla 2.2-1: Demanda Histórica de Combustibles en el Perú**

MBPD/AÑO	60	65	70	75	80	85	90	95	0	5
GLP	0,2	0,6	1,7	3,4	3,6	3,7	5,4	8,5	13,6	21,6
GASOLINAS	15,4	22	27,8	35,6	28,5	25,2	27,5	27,3	25,4	21,3
KERO/TURBO	8,2	11,1	15,3	20,2	25,9	22,5	21,8	22,6	21,1	13,9
DIESEL	7,8	12,8	17,7	21,9	29,6	29,3	32,6	52	54,8	62,1
PET.IND.	13,9	20,6	28,3	31,7	37,1	26,9	28,1	29,1	26,8	24,6
<b>Total</b>	<b>45,5</b>	<b>67,1</b>	<b>90,8</b>	<b>112,8</b>	<b>124,7</b>	<b>107,6</b>	<b>115,4</b>	<b>139,5</b>	<b>141,7</b>	<b>143,5</b>

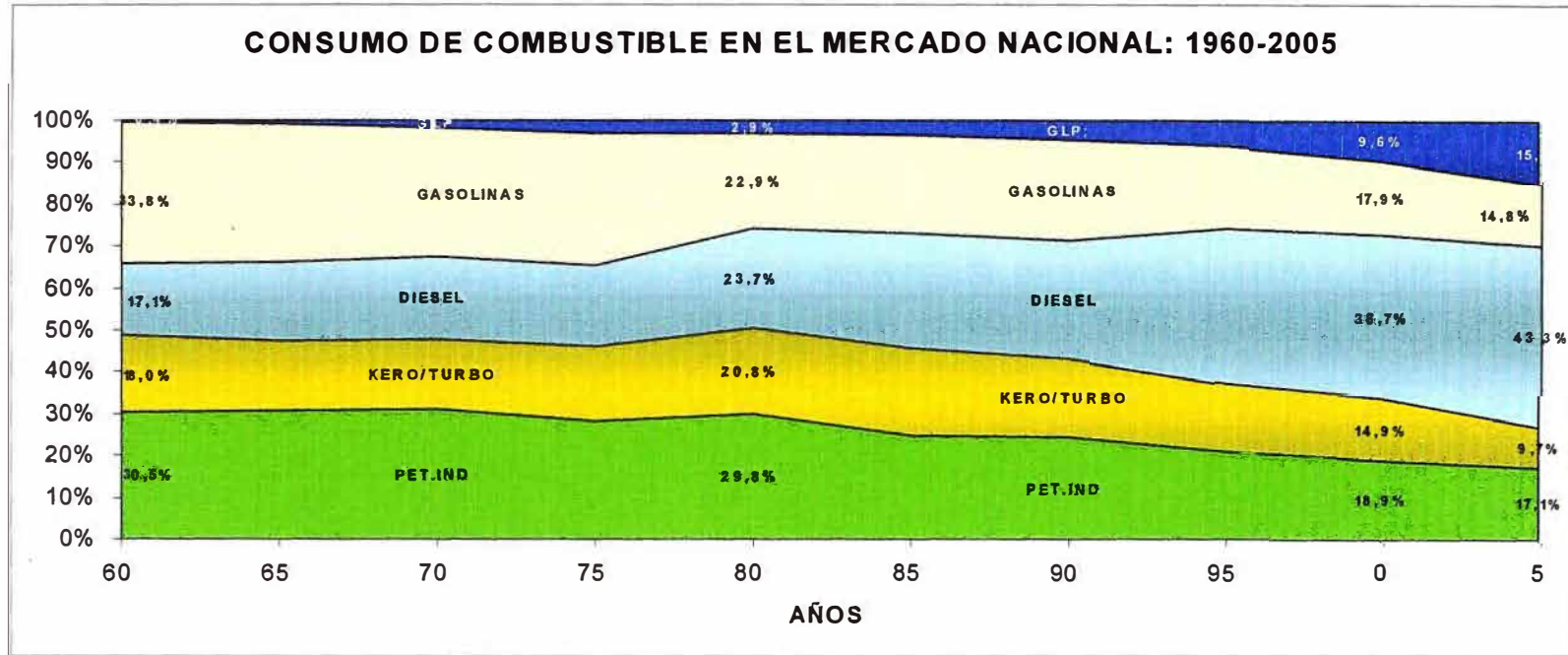
Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

**Tabla 2.2-2: Demanda Histórica de Combustibles en el Perú**



Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Tabla 2.2-3: Demanda Porcentual Histórica de Combustibles en el Perú



Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Tabla 2.2-4: Demanda Histórica Detallada de Combustibles en el Perú Incorporándose el Gas Natural periodo 1996-2006.

<b>DEMANDA NACIONAL HISTÓRICA DE GAS NATURAL Y COMBUSTIBLES</b>											
	<b>1996</b>	<b>1997</b>	<b>1998</b>	<b>1999</b>	<b>2000</b>	<b>2001</b>	<b>2002</b>	<b>2003</b>	<b>2004</b>	<b>2005</b>	<b>2006</b>
Gas Natural (MBPD)	4,0	3,9	6,6	6,7	5,6	6,0	7,1	8,4	13,9	24,5	28,6
Gas Natural (MMPCD)	24,0	23,4	39,6	40,2	33,6	36,0	42,6	50,5	83,5	147,2	171,8
Diesel	53,1	53,5	55,1	58,2	54,8	50,1	49,2	54,2	63,7	58,6	59,6
Gasolinas	28,7	27,8	27,7	27,8	25,4	23,0	23,1	21,8	21,7	20,0	20,1
Residuales	30,8	26,3	29,0	28,1	26,8	23,2	24,3	22,2	27,0	23,6	20,0
GLP	8,7	9,4	11,1	12,9	13,6	14,1	16,1	17,5	18,1	21,4	23,6
Turbo	9,8	9,4	9,2	8,4	8,4	9,5	4,3	3,0	2,9	2,0	4,5
Kerosene	13,9	13,8	13,4	13,3	13,8	15,1	17,6	11,8	6,9	4,5	1,8
Otros	4,0	6,5	3,8	6,6	6,0	6,8	5,6	4,5	4,7	4,1	4,5
Hidrocarburos líquidos	149,0	146,7	149,3	155,3	148,8	141,8	140,2	135,0	145,0	134,2	134,1
<b>Total de Hidrocarburos</b>	<b>153,0</b>	<b>150,6</b>	<b>155,9</b>	<b>162,0</b>	<b>154,4</b>	<b>147,8</b>	<b>147,3</b>	<b>143,4</b>	<b>158,9</b>	<b>158,7</b>	<b>162,7</b>

Gas Natural MBPD: Equivalente a miles de barriles Equivalentes de Fuel Oil.

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

### **2.3. Comportamiento futuro de la demanda de Hidrocarburos refinados empleados como combustibles.**

Se ha pronosticado la demanda de estos combustibles con la metodología explicada en el Anexo N° 6.

Los factores que influyen en la demanda de combustibles, el comportamiento futuro de los combustibles y la expectativa con respecto al sector energético se mencionan a continuación:

**2.3.1. Economía Nacional y Variables Explicativas:** De acuerdo a la estrecha relación entre la demanda de combustibles en el mercado local con la evolución de la económica, el consumo de combustible dependerá fuertemente del crecimiento de los diversos sectores productivos del país y sus variables económicas.

**a) Sectores Productivos:** En cuanto a los **sectores productivos** se estima:

- **Agricultura:** Mejoras de producción debido a los incentivo a la exportación.
- **Pesca:** Mejoras en esta actividad.
- **Minería:** Panorama favorable de precios así como mayor producción.
- **Manufactura:** Crecimiento de la demanda interna y las exportaciones.
- **Construcción:** Mayor actividad en programas de vivienda, obras públicas (carreteras-modernizaciones).
- **Servicios:** Mayor dinamismo como resultado de mayor demanda interna.

**b) Variables Económicas Explicativas.-**

- **Parque Automotor:** De acuerdo a las estadísticas registradas en el Ministerio de Transporte y

Comunicaciones, continuará el crecimiento de manera leve.

- **Población:** Crecimiento poblacional nacional, urbano y rural continuara creciendo en tasas promedio aproximadas de 1.3%, 1.5% y 0.8% respectivamente.
- **Consumo Privado:** Continuo crecimiento de demanda y del empleo.
- **Generación Eléctrica:** Continuara la sustitución de Diesel y Petróleos Industriales por el Gas Natural, ya que recientes inversiones en construcción de centrales de generación térmica para que opere en base a este recurso. Se prevé que en mediano plazo será desplazado el consumo de Diesel 2.

### 2.3.2. Combustibles

En el grafico N° 2.3.2-1 se muestra la proyección de la demanda nacional de combustible.

En referencia a la demanda por tipo de producto combustible se ha considerado en términos generales lo siguiente:

- Las ventajas competitivas de precio y condiciones de abastecimiento permitirán el continuo crecimiento del mercado de GLP tanto a nivel domestico como en el sector automotor.
- La sustitución de gasolinas por el GNV dependerá de la mayor difusión y facilidades de suministro de este sustituto.
- La sustitución del Diesel por el Gas Natural no contrarrestará la creciente demanda de este combustible principalmente en el sector automotor y en segundo nivel en el sector industrial.
- Se continuará disponiendo de excedentes exportables de Petróleos Industriales, Naftas y Kerosene.

Con respecto a la demanda futura de los combustibles en el mercado peruano, se estima:

**a) GLP**

La demanda de GLP continuará creciendo debido a que:

- Continuará la sustitución del Kerosene en el sector domestico urbano debido al incremento del ingreso per cápita promedio.
- La penetración del Gas Natural en el sector domestico será gradual en la medida que se expanda los ductos hacia zonas residenciales y que futuros proyectos inmobiliarios incluyan la infraestructura.
- En el sector automotriz se encuentra en ventaja comparativa de precio respecto a la gasolina por los incentivos tributarios.
- Una fuerte competencia con el GNV ya que en ambos casos la sustitución está constituido por las gasolinas de alto octano G90 y G95.

**b) Gasolinas**

En términos globales se estima que la demanda descenderá debido a:

- La estructura impositiva que favorece al consumo de Diesel, GLP e incluso GNV, que actualmente no están gravados con el impuesto al rodaje.
- La política de incentivos para el consumo del GNV.

Asimismo para cada tipo de Gasolina se prevé

- En el caso de G84, su consumo descenderá por renovación del parque automotor centrándose la demanda en el interior del país.

- El consumo de G90, se estima que su consumo crecerá conservadoramente como consecuencia de la sustitución por GNV.
- Se prevé que el consumo de G95 continuará descendiendo en virtud a la mayor importación de vehículos que requieran mayor octano en vez de los actuales que requieren G92 (principalmente usados) así como la continua necesidad del parque automotor actual de generar ahorros en el consumo de combustibles utilizando otro de menor octano.
- Finalmente, en el caso de la G97 se ha considerado que la demanda crecerá de forma conservadora a pesar del continuo crecimiento del parque automotor que demanda este tipo de gasolina.

#### **c) Kerosene/Turbo**

En general se estima que la demanda de Kerosene continuará descendiendo debido principalmente a:

- Continuará la sustitución por GLP en el sector domestico.
- La corrección de la estructura impositiva continuara desalentando la demanda de este producto.
- Se prevé que este consumo estará limitado al sector domestico en zonas rurales.

En el caso del Turbo se espera que la mayor actividad comercial aérea genere un crecimiento en la demanda por este combustible.

#### **d) Diesel**

En general, se considera que la demanda de Diesel 2 aumentará debido a:



- Las previsiones económicas de crecimiento económico del país.
- Se mantendrá la diferenciación tributaria entre este combustible y las gasolinas que benefician al Diesel 2.

Por ello se estiman que:

- El consumo en el sector automotor continuará creciendo. La sustitución por Gas Natural es menos factible por el alto costo de inversión y características técnicas sin embargo en el transporte masivo (urbano/carga) será factible en función de los incentivos que se generen para dicho fin.
- El efecto de la mayor disponibilidad de Gas Natural como fuente de energía ha sustituido un significativo volumen de Diesel 2 y se prevé que lo desplazara en el mediano plazo según las estimaciones de escenario medio del MEM-DGE.
- Asimismo continuara la sustitución en la industria, la que estará en función de la capacidad de la inversión y estabilidad del precio.

#### **e) Petróleos Industriales**

Se estima que el consumo de estos combustibles descenderá, a pesar de las ventajas impositivas, debido al continuo proceso de sustitución por Gas Natural tanto en el sector industrial como en la generación eléctrica.

Por ello se estima que:

- Los eventuales picos de demanda en el sector eléctrico estarán en función de mayor consumo eléctrico y condiciones climáticas (menor disponibilidad de recurso hídrico).
- Se generaran mayores volúmenes de excedentes exportables.

Como resultado del análisis histórico, diversos análisis sectoriales y económicos debidos a la coyuntura que se vive en la actualidad, se estiman los pronósticos de demanda al 2016 para los diferentes combustibles derivados del petróleo.

**f) Demanda del Coque**

En el Perú, las principales industrias que han venido utilizando diferentes tipos de coque son las siguientes:

- **En la Industria Cementera:** Dado que no existe producción nacional de coque de petróleo, entre el período 2002-2008, la industria del cemento importó coque verde (green coke) entre los años 2004-2006.

Cementos Lima, la principal empresa del sector, fue la última en importar coque verde, pues desde junio de 2007, dicha empresa empezó a utilizar el gas natural (Camisea), como energía térmica. Esta decisión coincide con el cese de la importación de coque no calcinado por parte de Cementos Lima, y con la menor importación de hulla bituminosa, cuyo nivel de importación registró una caída de 59,2% en el 2008.

El resto de cementeras dejaron de importar desde el 2005, concentrándose en el uso del carbón (hulla bituminosa) como combustible, pues dicho insumo presenta un menor contenido de azufre (0,4%-1,06%), requerimiento esencial en sus sistemas de producción (contenido máximo de azufre 1,5%).

Se debe establecer que en el Perú no existe ninguna regulación local que restrinja el uso de carbón, coque de petróleo, fuel oil N° 6, gas natural o biomasa como combustible térmico, tampoco existe ninguna regulación ambiental que prohíba a las cementeras continuar su consumo de estos combustibles. Sin embargo, se observa una tendencia de la industria cementera de considerar dentro de su política de desarrollo, las exigencias ambientales.

**Importación de Hulla Bituminosa y Coque de Petróleo sin Calcinar por parte de la Industria Cementera (miles de TM)**

Producto	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
<b>Hulla bituminosa</b>							
Cemento Andino	0	0	0	54	82	92	92
Cementos Pacasmayo	87	44	59	91	89	90	82
Cementos Lima	0	254	294	304	72	159	65
Yura	55	49	45	38	62	59	56
Cemento Sur	39	18	44	25	52	53	0
<b>Total Hulla Bituminosa</b>	<b>182</b>	<b>365</b>	<b>441</b>	<b>512</b>	<b>357</b>	<b>452</b>	<b>295</b>
<b>Coque de Petróleo Sin Calcinar</b>							
Cementos Lima	0	0	36	33	35	0	0
Cemento Sur	0	0	38	0	0	0	0
Cementos Pacasmayo	0	0	30	26	0	0	0
Yura	0	0	39	0	0	0	0
<b>Total Coque de Petróleo Sin Calcinar</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>143</b>	<b>60</b>	<b>35</b>	<b>0</b>	<b>0</b>

Fuente: SUNAT

Elaboración: MAXIMIXE

**Precio Promedio de Importación de Hulla Bituminosa y Coque de Petróleo sin Calcinar por parte de la Industria Cementera (US\$/TM)**

Producto	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Hulla bituminosa	46	45	65	94	79	94	157
Coque de Petróleo			41	54	58		

Fuente: SUNAT

Elaboración: MAXIMIXE

- **En la Industria de Generación Eléctrica:** El Sector de Generación Eléctrica está compuesto de 167 centrales hidráulicas y 252 centrales térmicas. Las empresas que entregan energía al Sistema Eléctrico Interconectado Nacional ascienden a 135 centrales hidráulicas y a 121 centrales térmicas, mientras que el resto está destinado a la generación de electricidad para uso propio. **La Zona Norte y Centro no existe central que utilice carbón.**

En la zona Sur, las centrales térmicas utilizan principalmente petróleo residual 500/R6 y diesel 2, debido a la ausencia de producción de gas natural seco en la zona. Sólo una central termoeléctrica emplea carbón para la producción de energía. Ésta es la única en el Perú y se trata de la Central Termoeléctrica Ilo 2, propiedad de Enersur. Dicha central se perfila como la única posible demandante de coque de petróleo, al considerar la posibilidad de sustituir coque de petróleo por el carbón (hulla bituminosa importada) que utiliza.

**Importación de Hulla Bituminosa por parte de la Industria Termoeléctrica (miles de TM)**

<b>Producto</b>	<b>2002</b>	<b>2003</b>	<b>2004</b>	<b>2005</b>	<b>2006</b>	<b>2007</b>	<b>2008</b>
<b>Hulla bituminosa</b>							
Enersur	264	276	384	329	329	421	283
<b>Total Hulla Bituminosa</b>	<b>264</b>	<b>276</b>	<b>384</b>	<b>329</b>	<b>329</b>	<b>421</b>	<b>283</b>

Fuente: SUNAT

Elaboración: MAXIMIXE

**Precio Promedio de Importación de Hulla Bituminosa por parte de la Industria Termoeléctrica (US\$/TM)**

<b>Producto</b>	<b>2002</b>	<b>2003</b>	<b>2004</b>	<b>2005</b>	<b>2006</b>	<b>2007</b>	<b>2008</b>
Hulla bituminosa	38	43	60	66	60	69	146

Fuente: SUNAT

Elaboración: MAXIMIXE

- **Industria Siderúrgica:** Corporación Aceros Arequipa, conjuntamente con la Empresa Siderúrgica del Perú–Siderperú, constituyen las dos únicas empresas siderúrgicas del país. Esta **industria siderúrgica no utiliza coque de petróleo**, sino principalmente coque metalúrgico, insumo indispensable en la fabricación del arrabio (fierro fundido primario) y que se obtiene a partir de carbón mineral. Lo anterior explica los elevados niveles de importación de coque de hulla.

Sin embargo, el sector siderúrgico puede utilizar pocos volúmenes el coque de petróleo en los hornos de cemento. Sin embargo, dicha utilización está restringida por el requerimiento técnico de que el combustible en cuestión debe poseer como máximo 1% de azufre en su composición (el carbón y el gas natural cumplen este requisito).

**Importación de Productos de Hulla y de Coque de Petróleo por parte de la Industria Siderúrgica**

Productos	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
<b>Hulla (miles de TM)</b>							
Aceros Arequipa	10	45	47	60	10,00	50	26
<b>Total Hulla</b>	10	45	47	60	10	50	26
<b>Coque y semicoque de Hulla (miles de TM)</b>							
Siderperú	210	184	244	179	276	258	229
Aceros Arequipa	0	0	0	0	0,02	0	0
<b>Total Coque y semicoque de Hulla</b>	182	365	441	512	357	452	295
<b>Coque de Petróleo Calcinado (TM)</b>							
Aceros Arequipa	63	42	42	0	0	0	0
<b>Total Coque de Petróleo Calcinado</b>	63	42	42	0	0	0	0

Fuente: SUNAT

Elaboración: MAXIMIXE

**Precio Promedio de Importación de Productos de Hulla y de Coque de Petróleo por parte de la Industria Siderúrgica (US\$/TM)**

Producto	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Hulla	41	42	52	69	76	81	90
Coque y semicoque de Hulla	95	118	234	284	205	230	454
Coque de Petróleo Calcinado	264	190	281	0	0	0	0

Fuente: SUNAT

Elaboración: MAXIMIXE

**RESUMEN HISTORICO DE LA DEMANDA DE COQUE**

Los productos de coque (hulla, coque calcinado y sin calcinar) tenemos: SiderPerú y Doe Run Perú constituyen los principales importadores de coque de hulla, concentrando el 100% del volumen importado en el 2008.

Por otro lado, **la importación de coque de petróleo no calcinado, no presenta un principal importador** con un nivel de participación constante, pues en el 2006 el 100% de las importaciones las concentró Cementos Lima, y en el siguiente año no se registró importación alguna, mientras que para el 2008 sólo importó la empresa Inversiones y Representaciones del Norte, con un deleznable nivel de importación (69 TM).

La importación histórica respecto a los diferentes tipos de coque se muestra en el Grafico 2.3.2-3 entre los años 2003 y 2008.

Con respecto a lo observado en el gráfico, el análisis de las Importaciones de Coque de Petróleo y otros tipos de coque indica lo siguiente: La importación de coque de hulla presenta un crecimiento

estable, evidenciando una tasa de crecimiento promedio de 4,3% para el período 2003-2008. Similar estabilidad presenta el crecimiento del coque de petróleo calcinado, aunque con una tasa negativa de crecimiento de -1,5% para el mismo período. **Diferente es el caso de la importación de coque de petróleo no calcinado, que para el período comprendido entre 2004-2008, registró un crecimiento promedio de -79,5%, ante las menores importaciones por parte de las cementeras.**

Grafico 2.3.2-1: Demanda Proyectada de Combustibles en el Perú KBD

<b>PRODUCTOS</b>	<b>2006</b>	<b>2007</b>	<b>2008</b>	<b>2009</b>	<b>2010</b>	<b>2011</b>	<b>2012</b>	<b>2013</b>	<b>2014</b>	<b>2015</b>	<b>2016</b>	<b>Promedio%</b>
GLP	23,8	24,3	25,2	25,9	26,6	27,9	29,0	30,0	31,0	31,9	32,7	<b>3,2</b>
GASOLINAS	21,5	20,6	19,8	18,8	18,4	18,2	18,0	17,7	17,5	17,2	17,0	<b>-2,3</b>
Gasolina 84	10,3	9,7	9,2	8,4	7,8	7,3	6,8	6,3	6,1	5,8	5,5	<b>-6,1</b>
Gasolina 90	8,5	8,2	8,0	8,1	8,4	8,7	8,9	9,2	9,2	9,2	9,3	<b>0,9</b>
Gasolina 95	0,9	0,8	0,7	0,6	0,4	0,4	0,4	0,3	0,3	0,3	0,3	<b>-9,6</b>
Gasolina 97	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	<b>0,0</b>
KERO	3,0	2,4	2,0	1,8	1,4	1,3	1,3	1,3	1,2	1,3	1,3	<b>-7,5</b>
TURBO	10,4	11,0	11,8	12,6	13,2	13,8	14,3	14,8	15,3	15,7	16,1	<b>4,5</b>
DIESEL	60,8	60,5	63,2	68,8	70,9	74,3	76,2	79,1	81,7	84,0	86,0	<b>3,6</b>
PET. INDUS.	21,4	17,4	15,3	16,5	14,3	14,7	12,9	12,0	12,1	12,2	12,0	<b>-5,3</b>
PI 6	7,7	5,3	3,9	4,5	3,8	3,7	2,9	2,5	2,5	2,6	2,5	<b>-9,6</b>
PI 500	13,7	12,1	11,4	12,0	10,5	11,0	10,0	9,5	9,6	9,6	9,5	<b>-3,4</b>
<b>TOTAL</b>	<b>140,9</b>	<b>136,2</b>	<b>137,3</b>	<b>144,4</b>	<b>144,8</b>	<b>150,2</b>	<b>151,7</b>	<b>154,9</b>	<b>158,8</b>	<b>162,3</b>	<b>165,1</b>	<b>1,6</b>

Promedio% = variación promedio anual (porcentaje) de la Demanda Proyectada

Grafico 2.3.2-2: Demanda Proyectada de Combustibles en el Perú

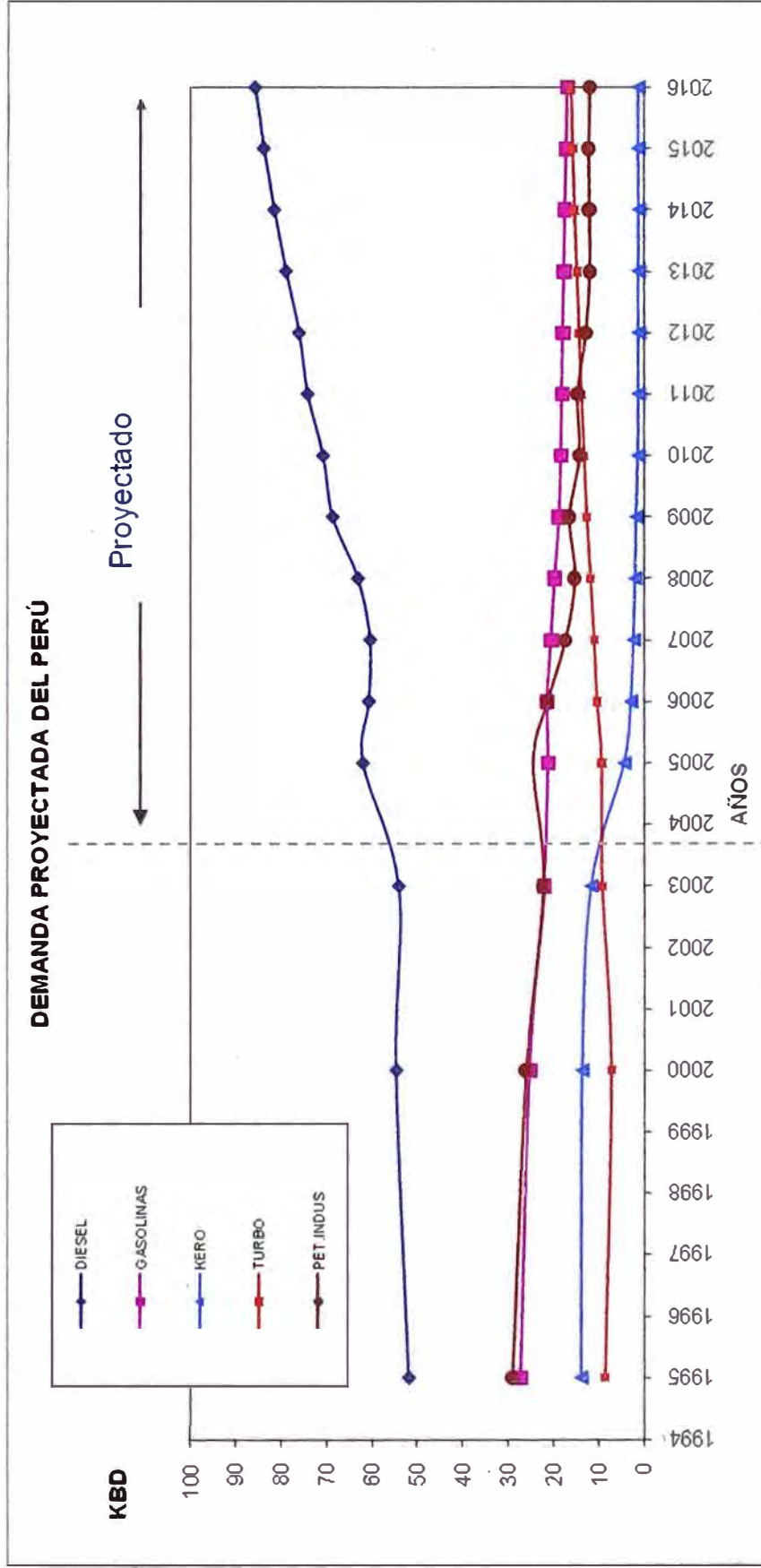
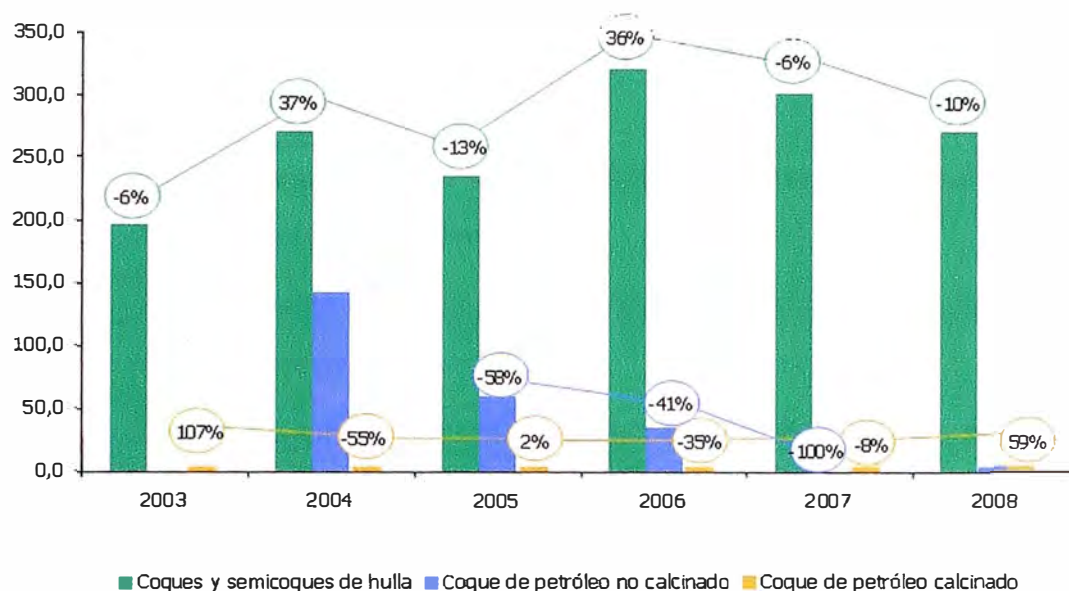




Grafico 2.3.2-3: Demanda de Carbón - Año 2003-2008

**Evolución de la Importación de Coque de Hulla y Coque de Petróleo (miles de TM)**



Fuente: PETROPERÚ.

### 2.3.3. Comentario General: Sector Energía

El consumo de energía en el Perú está vinculado al crecimiento económico (PBI); en la medida que se extiende el periodo en análisis histórico esta estrecha relación resulta más evidente.

En primer lugar se estima que a pesar que la demanda por el petróleo crudo seguirá creciendo, este recurso perderá participación en el balance de energía por el Gas Natural.

Por otro lado se estima que el Gas Natural incrementara su participación dentro de la matriz energética por el Proyecto Camisea que permite considerar un suministro al mercado local garantizado.

En términos generales, se estima que la demanda de combustibles fósiles crecerá debido esencialmente a los favorables pronósticos de crecimiento de la economía nacional, se considera que:

- El Gas Natural se viene consumiendo principalmente como fuente de generación eléctrica en reemplazo del Diesel y Petróleos Industriales.
- En el corto plazo, la sustitución dependerá básicamente de la demanda del sector industrial.
- La conversión del parque automotor hacia Gas Natural (GNV) será lenta y paulatina.
- EL efecto del mercado domestico/residencial será mínimo aun en el largo plazo.
- La mayor disponibilidad de Gas Natural viabilizará la ejecución de otros proyectos en la industrial y en el sector eléctrico.
- La sustitución de combustibles será mayor en función de la expansión del abastecimiento hacia otras ciudades (Ductos Regionales y Virtuales).
- Será mínima o nula la demanda de carbón no calcinado o green coque en el Perú, por ser reemplazado por combustibles más limpios ya que las cementeras que son los principales consumidores están optando por utilizar Gas Natural.
- En el sector eléctrico el Gas Natural sustituirá directamente a los combustibles actualmente utilizados en este rubro (Diesel 2) y, con la posible puesta en marcha de nuevas centrales térmicas a gas, puede desplazar como fuente de energía a otras centrales térmicas que consuman diesel, residual e inclusive carbón y la construcción de nuevas centrales hidroeléctricas, con lo cual este recurso hídrico, mantendrá su participación dentro del balance de energía.
- Se encuentra potenciales consumos de gas natural como consecuencia de proyectos de petroquímica y expansión hacia ciudades del interior del país (Ica, Junín, Ayacucho y Cuzco).

## CAPITULO 3

# INDUSTRIA REFINACIÓN DEL PETRÓLEO Y GAS NATURAL

### 3.1 Refinerías de Petróleo

En el Perú existen siete Refinerías de Petróleo, mediante las cuales se abastece gran parte de la demanda de combustibles del país.

Entre las refinerías de manejo privado tenemos:

- 1) **REFINERÍA LA PAMPILLA S.A. – RELAPASA**, que es la refinería más grande del Perú, está ubicado en el departamento de Lima. Perteneció a PETROPERU hasta Agosto de 1996 y donde REPSOL es socio mayorista del Consorcio propietario. Inicio sus operaciones el 17 de Diciembre de 1967.

Las unidades con las que cuentan y su capacidad instalada de procesamiento son: Unidad de Destilación Primaria I (30 KBPD), Unidad de Destilación Primaria II (84 KBPD), Unidad de Destilación al Vacío (60 KBPD), Unidad de Craqueo Catalítico FCC (14 KBPD), Unidad de Reformación Catalítica (2,1 KBPD), Unidad de Desulfurización-Unifining (3,2 KBPD) y su Unidad de Viscosreducción (25,7 KBPD).

- 2) **REFINERÍA PUCALLPA**, que pertenece a PETRÓLEOS DEL PERÚ S.A. (PETROPERU) pero que actualmente viene siendo operada por la Compañía The Maple Gas Corporation del Perú, Sucursal Peruana. Esta refinería inicio sus operaciones el 11 de Septiembre de 1966 y está ubicada en la Provincia de Coronel Portillo, Departamento de Ucayali.

Las unidades con las que cuentan y su capacidad instalada de procesamiento son: Unidad de Destilación Primaria (3,3 KBPD) y Unidad Meros 0,5 (KBPD).

- 3) **REFINERÍA SHIVIYACU**, cuyo propietario es PLUSPETROL PERÚ CORPORATION S.A. iniciando sus operaciones el 13 de Marzo de

1993 y se encuentra ubicado en el Lote 1-AB, Distrito del Tigre, Departamento de Loreto y la única unidad con la que cuenta es la Unidad de Destilación Primaria (2 KBPD).

Entre las refinerías del estado, bajo el manejo de PETRÓLEOS DEL PERÚ PETROPERÚ S.A. tenemos:

- 4) **REFINERÍA TALARA**, es la más grande de las refinerías del estado, está ubicado en el departamento de Piura e inicio sus operaciones en 1917. Las unidades con las que cuentan y su Capacidad Instalada de Procesamiento son: Unidad de Destilación Primaria (62 KBPD), Unidad de Destilación al Vacío I (25 KBPD), Unidad de Destilación al Vacío II (2 KBPD), Unidad de Craqueo Catalítico FCC (19 KBPD), Unidad Merox (10 KBPD).
- 5) **REFINERÍA IQUITOS**, cuyo inicio de operaciones fue el 15 de Octubre de 1982, se encuentra en la Provincia de Maynas, Departamento de Loreto y cuya finalidad es satisfacer la demanda de combustible en la región selva. La unidad con la que cuenta y su Capacidad Instalada de Procesamiento es: Unidad de Destilación Primaria (10,5 KBPD)
- 6) **REFINERÍA CONCHAN**, es la segunda refinería de mayor tamaño de lima, ubicada en el Distrito de Lurín. Las unidades con las que cuentan y su Capacidad Instalada de Procesamiento son: Unidad de Destilación Primaria (15,5 KBPD), Unidad de Destilación al Vacío (10 KBPD) y,
- 7) **REFINERÍA EL MILAGRO** que inicio sus operaciones en 1996 y su encuentra ubicado en la provincia de Utcubamba, Departamento de Amazonas y su única unidad es la Unidad de Destilación Primaria (1,7 KBPD).

Figura 3-1

Principales Refinerías del Perú



### 3.2 Cargas a Refinerías

La producción de las refinerías provienen de una materia prima o crudo de un rango de 26-29 API y de 0.7 a 0.9 % en peso de azufre, el que se denomina como un crudo de mediana calidad.

Tabla 3.2-1

#### CARGAS PROCESADAS EN LAS REFINERIAS DEL PAIS - 2007

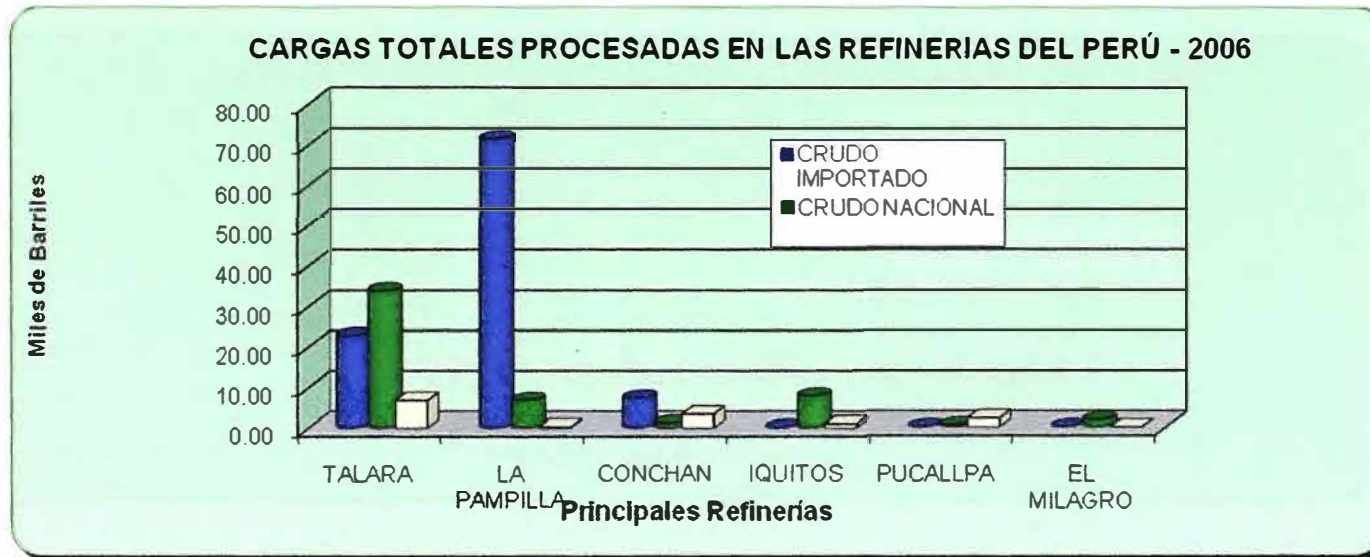
PETROLEO CRUDO	PROCEDENCIA	TOTAL	TALARA	LA PAMPILLA	CONCHAN	IQUITOS	PUCALLPA	EL MILAGRO
PETROLEO CRUDO NACIONAL		LOTE						
CRUDO H.C.T/L.C.T (ONO)	XVARIOS	11,997.20	11,997.20	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CRUDO LORETO (PLUSPETROL)	1 AB	510.30	23.3	487.10	0.0	0.0	0.0	0.0
CRUDO MAYNAS (PLUSPETROL)	8	5,372.90	203	1,457.90	0.0	3,092.10	0.0	619
AGUA CALIENTE (MAPLE)	31 D	35.90	0.0	0.0	0.0	0.0	35.9	0.0
MAQUIA (MAPLE)	31 B	135.70	0.0	0.0	0.0	0.0	135.7	0.0
PETROLEO CRUDO NACIONAL PROCESADO		18,052.10	12,223.40	1,946.00	0.0	3,092.10	171.6	619
PETROLEO CRUDO IMPORTADO		PAIS						
KISSANJE	ANGOLA	0.0	0.0		0.0	0.0	0.0	0.0
NEMBA	ANGOLA	2,922.1	0.0	29,211.1	0.0	0.0	0.0	0.0
PALANCA	ANGOLA	3,860.7	0.0	3,860.7	0.0	0.0	0.0	0.0
ALBACORA	BRASIL	686.0	506.0	0.0	180.0	0.0	0.0	0.0
BIJUPIRA	BRASIL	3,218.8	0.0	3,218.8	0.0	0.0	0.0	0.0
MARLIN	BRASIL	1,948.7	1,387.0	0.0	561.7	0.0	0.0	0.0
RONCADOR	BRASIL	4.4	0.0	4.4	0.0	0.0	0.0	0.0
CAÑO LIMON	COLOMBIA	447.1	0.0	447.1	0.0	0.0	0.0	0.0
SOUTH BLEND	COLOMBIA	383.5	0.0	383.5	0.0	0.0	0.0	0.0
VASCONIA	COLOMBIA	378.0	116.1	0.0	261.9	0.0	0.0	0.0
NAPO	ECUADOR	1,692.1	641.2	683.7	367.3	0.0	0.0	0.0
ORIENTE	ECUADOR	18,667.0	4,633.7	12,601.3	1,432.1	0.0	0.0	0.0
IRANÍ PESADO/LIVIANO	IRÁN	832.9	674.4	0.0	158.6	0.0	0.0	0.0
AMENARO	NIGERIA	3,884.7	0.0	3,884.7	0.0	0.0	0.0	0.0
MARALAGOS	VENEZUELA	253.5	172.8	0.0	80.8	0.0	0.0	0.0
SANTA BARBARA	VENEZUELA	774.0	0.0	774.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PETROLEO CRUDO IMPORTADO PROCESADO		39,953.5	8,131.1	28,780.2	3,042.3	0.0	0.0	0.0
TOTAL PETROLEO CRUDO PROCESADO		58,005.6	20,354.4	30,726.2	3,042.3	3,092.0	171.6	619.0
OTRAS CARGAS								
GASOLINA NATURAL	PERÚ	60.5	0.0	0.0	0.0	0.0	60.5	0.0
NAFTA LIVIANA/CRAQUEADA	PERÚ	1,140.9	168.0	0.0	746.6	204.9	0.0	21.6
HOGBS/HAS	IMPORTADO	97.1	0.0	30.9	0.0	66.2	0.0	0.0
GASOLEO LIVIANO/PESADO	PERÚ	253.3	253.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
MATERIAL DE CORTE/GASOILS	IMPORTADO/PERÚ	425.8	200.0	225.8	0.0	0.0	0.0	0.0
CRUDO REDUCIDO	PERÚ	1,572.9	1,531.7	0.1	41.2	0.0	0.0	0.0
RESIDUAL ASFALTICO	PERÚ	11.3	11.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
SLOP/HEAVY SLOP OIL	PERÚ	276.3	217.8	38.8	0.0	0.0	19.6	0.0
OTROS PRODUCTOS	PERÚ	1,153.5	95.8	0.0	382.9	5.6	669.2	0.0
TOTAL OTRAS CARGAS PROCESADAS		4,991.7	2,477.9	295.6	1,170.6	276.7	749.3	21.6
CARGA TOTAL PROCESADA		62,997.3	22,832.3	31,021.8	4,212.9	3,368.8	921.0	640.5

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Tabla 3.2-2

Promedio de Cargas – Año 2006 KBPD

CRUDO	TOTAL	TALARA	LA PAMPILLA	CONCHAN	IQUITOS	PUCALLPA	EL MILAGRO
NACIONAL	51,87	33,82	6,78	1,11	7,89	0,46	1,82
IMPORTADO	101,60	22,76	71,47	7,38	0,00	0,00	0,00
OTRAS CARGAS	14,05	6,87	0,26	3,49	1,01	2,34	0,08
<b>MBPD DE CARGA</b>	<b>167,51</b>	<b>63,44</b>	<b>78,50</b>	<b>11,97</b>	<b>8,90</b>	<b>2,80</b>	<b>1,90</b>



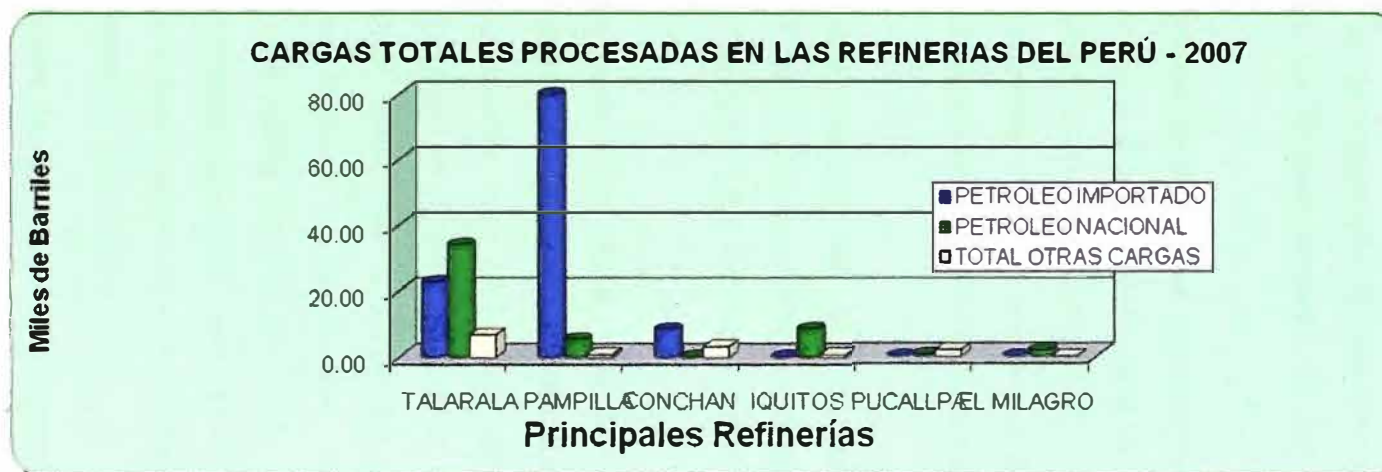
Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú



Tabla 3.2-2

Promedio de Cargas - Año 2007 KBPD

CRUDO	TOTAL	TALARÁ	LA PAMPILLA	CONCHAN	IQUITOS	PUCALLPA	EL MILAGRO
NACIONAL	50,14	33,95	5,41	0,00	8,59	0,48	1,72
IMPORTADO	110,98	22,59	79,95	8,45	0,00	0,00	0,00
OTRAS CARGAS	13,87	6,88	0,82	3,25	0,77	2,08	0,06
<b>MBPD DE CARGA</b>	<b>174,99</b>	<b>63,42</b>	<b>86,17</b>	<b>11,70</b>	<b>9,36</b>	<b>2,56</b>	<b>1,78</b>



Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú



### 3.3 Reservas de Gas Natural y Plantas de Fraccionamiento de Gas Natural.

Las principales Operaciones de explotación de los yacimientos de Gas Natural presentan Plantas de Fraccionamiento de Líquidos del Gas Natural. Las cuales son:

- 1) **Yacimiento de Gas Natural de Aguaytia:** el yacimiento de Aguaytía se encuentra localizado en la provincia de Curimaná – Ucayali, a 75 Km. al oeste de la ciudad de Pucallpa (lote 31-C). Este yacimiento cuenta con reservas probadas de 0.44 Terapias Cúbicas (TPC) de gas natural seco y 20 millones de barriles de líquidos de gas natural (LGN).

Su producción de Gas Natural es de 70 MMPCSD y del procesamiento del Gas Natural húmedo (contienen condensados) se obtienen 65 MMPCSD de Gas Natural Seco y 4,400 barriles/día de Líquidos de Gas Natural.

El operador inicial del campo fue Maple Gas Corp. (1994), pero posteriormente esta empresa cedió a Aguaytia Energy del Perú S.R.L. Este consorcio cuenta con una serie de facilidades e infraestructura que configuran el proyecto Aguaytía en uno de tipo energético multiproductor, dado que a partir del gas natural se producen combustibles líquidos y electricidad. En síntesis, el consorcio cuenta con una planta de procesamiento de gas natural, una planta de fraccionamiento de LGN, una central termoeléctrica (empresa TERMOSELVA que cuenta con una central de ciclo simple con una potencia instalada de 172 MW).

**Procesadora de Líquidos de Gas Natural - Aguaytia Energy del Perú S.R.LTDA:** Aguaytía entró en operación comercial en 1998, en la actualidad presenta su planta de fraccionamiento, siendo su producción promedio del campo es de 4,400 barriles de LGN diarios y 56 millones de pies cúbicos por día (MMPCD) de gas natural seco. El campo cuenta con una planta de fraccionamiento, la cual produce aproximadamente 1,400 barriles por día (BPD) de GLP y 3,000 BPD

de gasolinas. Estos productos son comercializados en el área de influencia regional.

- 2) Yacimientos de Gas Natural en la Costa Norte:** Estos yacimientos se encuentran localizados en la cuenca petrolera de Piura y Tumbes. El gas natural se presenta en la mayoría de reservorios en explotación asociado a la producción de petróleo.

Los pozos productores en estos yacimientos se encuentran cerca de las áreas de consumo potencial como centrales eléctricas, refinerías, plantas de procesamiento y las áreas urbanas. Sin embargo, los volúmenes de consumo se han mantenido usualmente debajo de los 40 MMPCD.

Las reservas probadas en la zona son a su vez reducidas alcanzando sólo 0.262 TPC, lo cual limita las posibilidades de una explotación a gran escala para el abastecimiento del mercado interno regional. La producción fiscalizada de gas natural se halla repartida entre los distintos contratistas. En el Zócalo Continental, la empresa PETROTECH – Procesadora de Gas Pariñas (Lote Z2-B) produce cerca de 9.1 MMPCD, mientras que en la Costa SAPET (Lote I), Graña y Montero Petrolera (Lotes VI/VII) OLYMPIC (Lote X), y PETROBRAS (Lote 11) producen en conjunto 14.1 MMPCD. Una parte importante del gas extraído es reinyectado en los pozos debido a la escasa demanda de la zona. El principal comprador del gas natural de estos yacimientos es la Empresa Eléctrica de Piura S.A. (EEPSA), de propiedad del Grupo ENDESA de España. En su planta de secado obtiene gas natural seco para alimentar una central termoeléctrica de ciclo simple (Central Termoeléctrica de Malacas con 101 MW de potencia instalada), y LGN del cual obtiene GLP y gasolinas que son comercializadas en el mercado local (Piura y Tumbes).

En los yacimientos del Norte del País, las Procesadoras de Gas Natural, son los siguientes:

- 2.1) **Procesadora de Gas Pariñas S.A.C (PETROTECH)**, está ubicado en el Distrito de Pariñas, provincia de Talara, departamento de Piura e inició sus operaciones en Julio de 2005 y cuenta con 01 Unidad Criogénica de 50 MMSCFD.
- 2.2) **Graña y Montero Petrolera S.A.**, cuyo propietario es Graña y Montero Petrolera S.A., siendo su fecha de emisión de Registro fue el 13 de septiembre de 1999. Ubicado en el Distrito de Pariñas, Provincia de Talara, departamento de Piura y cuenta con una capacidad instalada de procesamiento: Planta Pariñas (40 MMPCD), Planta Pozo (20 MMPCD) y Planta Verdun cuya capacidad es de 3 KBPD.

### 3) **Pluspetrol Perú Corporation S.A.**

**El Proyecto Base:** Luego de la extracción, el gas pasa por una red hasta llegar a la Planta de Separación de Las Malvinas con una capacidad de procesamiento inicial de 450 MMPCD. Esta planta efectúa una separación primaria que divide los condensados y el agua del gas natural, estabilizando los condensados que vienen con el gas. Luego, en una planta criogénica se separan los hidrocarburos líquidos restantes en el gas.

Finalizado este proceso, el gas procesado va a una planta compresora (con una potencia instalada de 76,000 HP), a partir de la cual se inyectan el gas y los líquidos a los ductos principales. El gas natural extraído en exceso es reinyectado a los reservorios. Debe indicarse que la reinyección de gas natural sirve para mantener la presión del reservorio, lo que permite maximizar la extracción de líquidos.

Por su parte, la etapa de transporte implica la operación de 2 ductos paralelos: uno para el gas natural seco y para el transporte de líquidos. El ducto de líquidos llega hasta la planta de fraccionamiento ubicada en la playa Lobería en Pisco, mientras que el de gas natural seco continua hasta llegar al *City Gate* ubicado en Lurín.

Los líquidos son recibidos en una planta de fraccionamiento con una capacidad de 50,000 barriles (350 m<sup>3</sup>/hr c/u debutanizadora y depropanizadora) diarios y una planta de refinación para 25,000 barriles diarios (Unidad Primaria), que están ubicadas en Pisco. En estas instalaciones se obtienen productos comerciales, tales como, gasolina, GLP y diesel y kerosene en proporciones aproximadas de 50%, 40% y 10% respectivamente.

**Características Técnicas del Proyecto:** Las reservas de gas natural del área de Camisea contienen gas húmedo no asociado con un alto contenido de condensados. Las reservas probadas de los 2 yacimientos principales descubiertos en la década de 1980 ascienden a 8.7 TPC, tal como se detalla en el siguiente cuadro

#### Reservas Probadas en la Zona de Camisea

Zona	GAS (TPC) *	Líquidos (MMBIs) **
Área de Cashiriari	5.4	330
Área de San Martín	3.3	215
<b>Total</b>	<b>8.7</b>	<b>545</b>

\* TPC: Terapie cúbico. \*\* MMBIs: Millones de Barriles.

Fuente: Proyecto Camisea. <http://www.camisea.com.pe/esp/project.asp>.

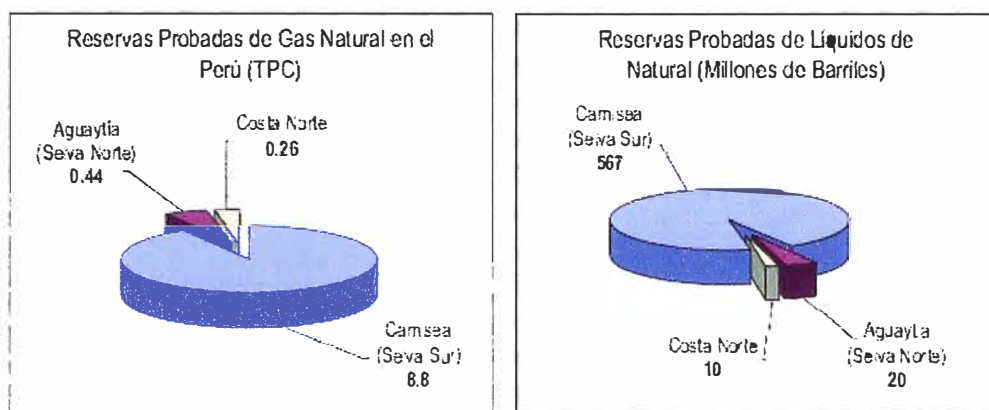
Elaboración: Oficina de Estudios Económicos – OSINERG.

De otro lado, Shell estimó que las reservas totales probables de los 3 yacimientos, Cashiriari, San Martín y Mipaya, equivalían a 13 TPC.

En general se puede observar la importancia de las reservas de Gas Natural de Camisea con aquellas existentes en otros yacimientos en el Perú, se puede notar que la magnitud de Camisea equivale a 16 veces el tamaño del yacimiento de Aguaytía y casi 32 veces el tamaño de los yacimientos de la Costa Norte. Asimismo, las reservas de líquidos de gas natural de Camisea son cuantiosas en relación al resto de yacimientos (28.5 veces el tamaño de las reservas de Aguaytía). Esto determina que Camisea se constituya en la base más

importante para el desarrollo de la industria del gas natural en el Perú (véase el Gráfico siguiente).

### Reservas de los Yacimientos de Gas Natural en el Perú



Fuente: Macroconsult (2002), Cáceres (2000), MEM (2001).

De otro lado, se estima inicialmente una producción de líquidos de gas asociados cercana a los 27 mil BPD que podría llegar a 45 mil BPD cuando la producción de gas alcance su máximo. En total, la producción de hidrocarburos podría aumentar en 40%.

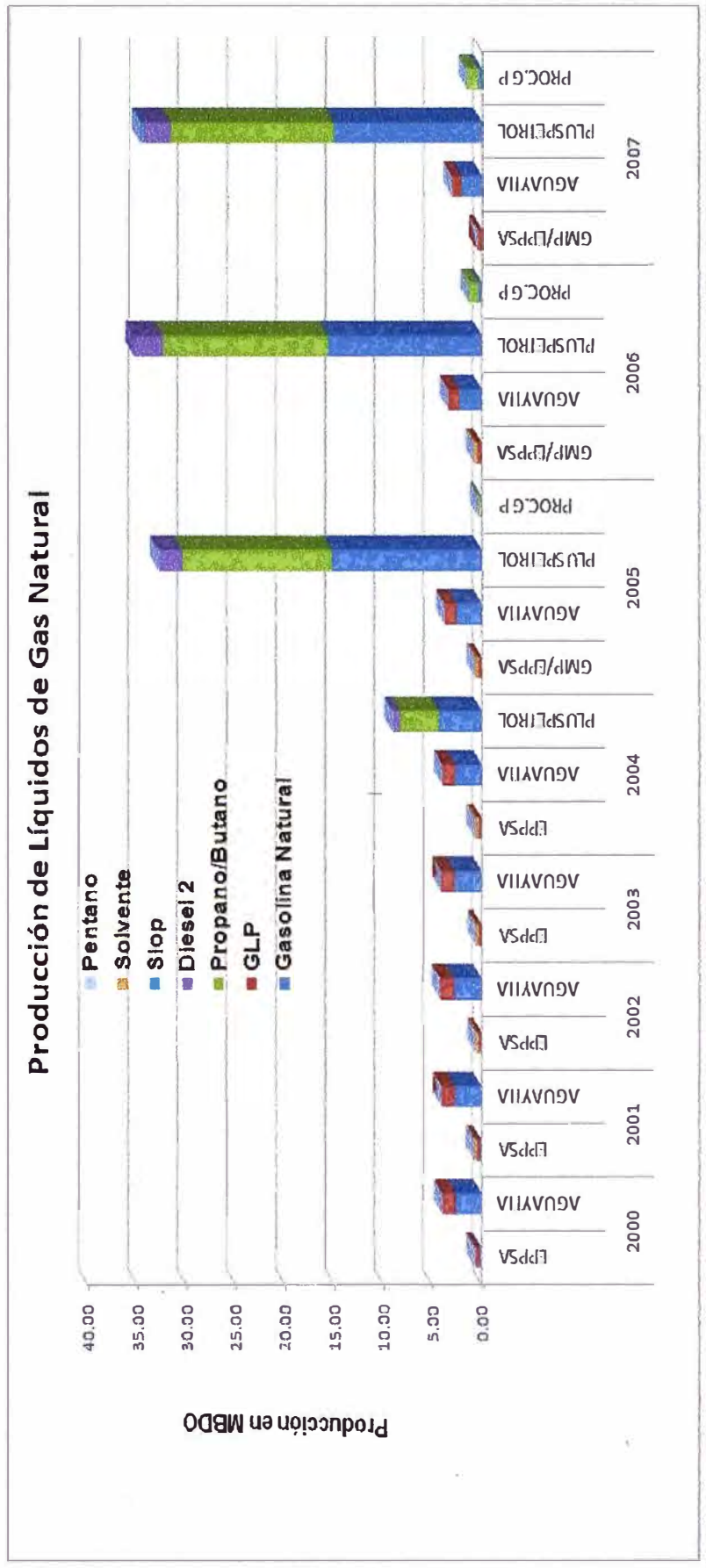


	2005				2006			
	GMP/EPPSA	AGUAYTIA	PLUSPETROL	PROC.G P	GMP/EPPSA	AGUAYTIA	PLUSPETROL	PROC.G P
Gasolina Natural	0,00	2,54	15,20	0,08	0,00	2,24	15,58	0,31
GLP	0,35	1,22	0,00	0,00	0,43	1,14	0,00	0,00
Propano/Butano	0,00	0,00	15,15	0,24	0,00	0,00	16,76	0,97
Diesel 2	0,00	0,00	2,43	0,00	0,00	0,00	2,95	0,00
Slop	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Solvente	0,28	0,00	0,00	0,00	0,29	0,00	0,00	0,00
Pentano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	2007			
	GMP/EPPSA	AGUAYTIA	PLUSPETROL	PROC.G P
Gasolina Natural	0,00	2,03	15,00	0,36
GLP	0,45	1,01	0,00	0,00
Propano/Butano	0,00	0,00	16,62	1,13
Diesel 2	0,00	0,00	2,80	0,00
Slop	0,00	0,00	0,27	0,00
Solvente	0,00	0,00	0,00	0,00
Pentano	0,00	0,00	0,00	0,00

PROC.G P= Procesadora de Gas Parifias  
Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

**Tabla 3.3-2: Grafica de Producción Líquida de Gas Natural**



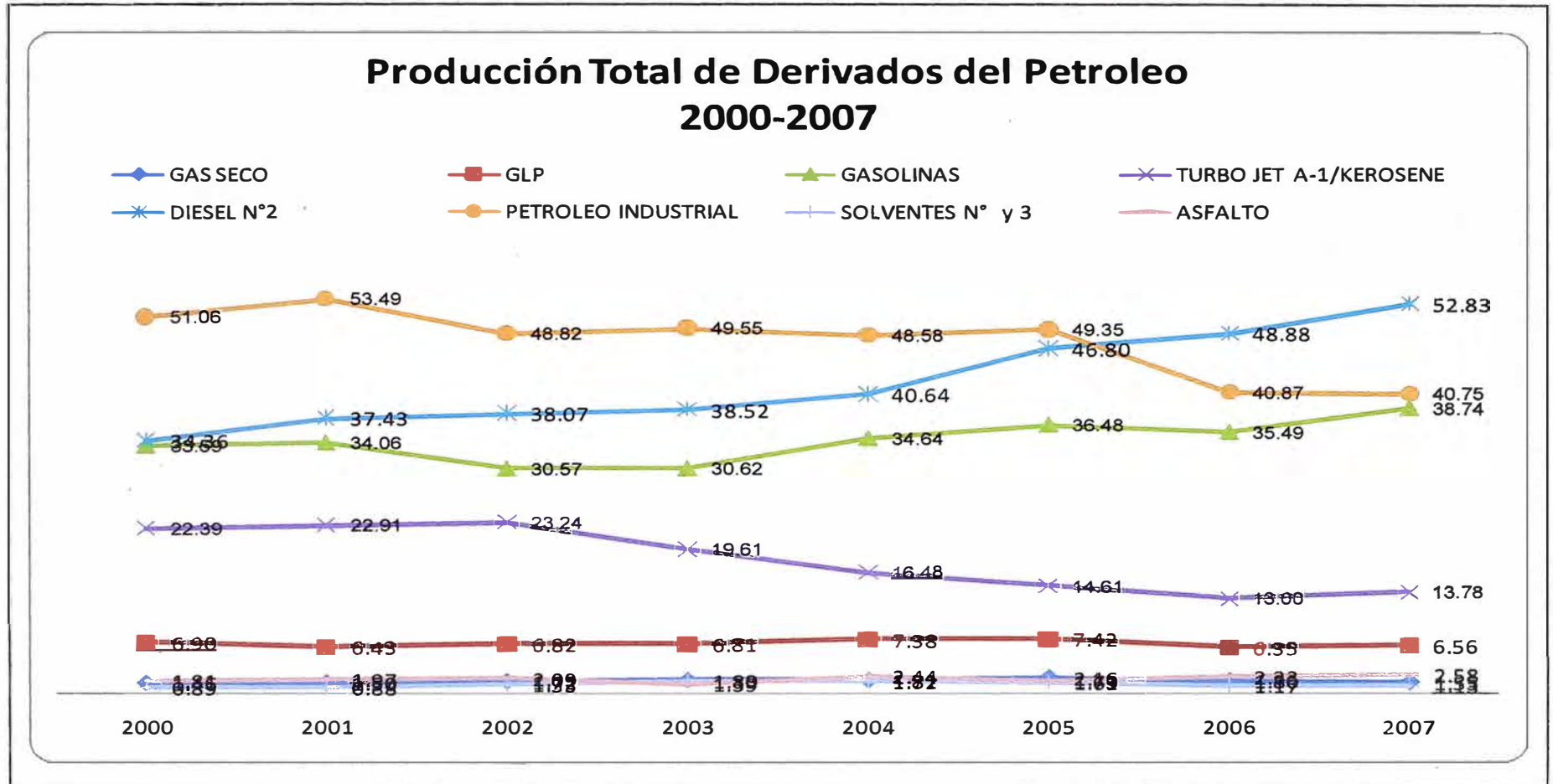
Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú



### **3.4 Producción Combustibles en el Perú**

Como se muestra en la Tabla N° 3.4-1, la producción histórica de Combustibles en el Mercado Nacional (según información del Ministerio de Energía y Minas-MEM) a significando una alta producción de Combustibles Residuales en su deseo de satisfacer la demanda de Diesel (por ser el combustible de mayor consumo). Esta elevada producción de combustibles de poco valor como lo son los Combustibles Residuales se debe a que las principales refinerías tienen un nivel de complejidad bajo, no presentan un nivel adecuado de conversión, es por ello que existe un exceso de productos como los Residuales, siendo ahora un problema, ya que como lo hemos mencionado, está siendo sustituido rápidamente por el Gas Natural. Es por ello que si no se realizan modificaciones a las refinerías ó se cambia su dieta de crudos, por crudos más ligeros, en un futuro las refinerías tendrán un déficit de Diesel y excedente de Residuales, por ser estos dos combustibles, los dos de mayor volumen de producción en las principales refinerías del Perú.

Grafico N° 3.4-1



Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

**Tabla 3.4-2**  
**PRODUCCIÓN TOTAL DE PRODUCTOS DERIVADOS DEL PETROLEO (KBD)**  
**PERIODO 2000-2007**

PRODUCTO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	Prom
GAS SECO/ COMBUSTIBLE	1,46	1,50	1,72	1,83	1,81	2,16	1,80	1,55	<b>1,73</b>
GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP)	6,90	6,43	6,82	6,81	7,38	7,42	6,35	6,56	<b>6,83</b>
GASOLINAS	33,59	34,06	30,57	30,62	34,64	36,48	35,49	38,74	<b>34,28</b>
TURBO JET A-1/ KEROSENE	22,39	22,91	23,24	19,61	16,48	14,61	13,00	13,78	<b>18,25</b>
DIESEL N°2	34,36	37,43	38,07	38,52	40,64	46,80	48,88	52,83	<b>42,19</b>
PETRÓLEO INDUSTRIAL N°5/ 6/ 500	51,06	53,49	48,82	49,55	48,58	49,35	40,87	40,75	<b>47,81</b>
SOLVENTES N°1 Y N°3	0,89	0,88	1,33	1,80	1,72	1,61	1,17	1,13	<b>1,32</b>
ASFALTO LÍQUIDO/ SÓLIDO	1,81	1,97	2,09	1,39	2,44	1,73	2,33	2,58	<b>2,04</b>
OTROS	5,07	6,38	10,94	13,42	13,53	21,49	18,28	18,31	<b>13,43</b>
PÉRDIDA/ GANANCIA	-2,20	-2,20	-1,84	-2,00	-2,58	-2,75	-0,65	-1,25	<b>-1,93</b>
<b>TOTAL</b>	<b>155,34</b>	<b>162,86</b>	<b>161,77</b>	<b>161,55</b>	<b>164,65</b>	<b>178,89</b>	<b>167,51</b>	<b>174,99</b>	

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

### **3.5 Producción Residuales en el Perú**

La producción de Combustibles Residuales en el Perú siempre ha sido de un volumen considerable, siendo su demanda en el Perú mucho menor que lo producido en las refinerías. A continuación se presenta la producción, por refinerías, de los principales combustibles derivados de petróleo en el Perú, entre los años 2005 al 2007, encontrándose que la mayor producción son los Combustibles como Diesel y Residuales/Fuel Oil.

Se añade la columna que corresponde a las ventas de productos a nivel nacional, para hacer un breve comparativo entre los combustibles producidos y sus ventas, resaltando el exceso de Combustibles Residuales y el déficit de producción del Diesel 2.

En las tablas 3.5-1/2/3 se presenta el promedio diario de los combustibles derivados del petróleo producido por las refinerías peruanas y líquidos de Gas Natural, además de ello, para el propósito comparativo, incluimos el correspondiente promedio de venta diario en el mercado peruano (Si bien estas cifras de ventas no representan la demanda total por existir la posibilidad de existir alguna demanda insatisfecha, se tomara como una referencia para nuestro propósito).

Tabla 3.5-1: Producción de Combustibles en las Refinerías del Perú en el 2005

Derivados	TALARA	LA PAMPILLA	CONCHAN	IQUITOS	PUCALLPA	EL MILAGRO	PLUSPETROL	PRODUCCION TOTAL	VENTAS
G.L.P	5,19	2,23	0,00	0,00	0,00	0,00	15,15	22,57	21,40
MOGAS	7,85	10,89	3,78	0,82	0,49	0,32	0,00	24,16	20,00
Solvente 1	0,44	0,01	0,10	0,00	1,08	0,00	0,00	1,61	1,50
Turbo/Kero	4,96	8,92	0,06	0,55	0,12	0,20	0,00	14,80	6,50
Diesel N°2	17,93	22,99	2,31	2,57	0,62	0,35	2,43	49,23	58,60
Fuel Oil	20,10	26,05	5,47	1,35	0,13	0,00	0,00	53,10	23,60
Asfaltos	0,52	0,29	0,92	0,00	0,00	0,00	0,00	1,73	1,65
Gasolina Natural	0,0	0,00	0,00	0,00	0,41	0,00	15,20	15,61	---
Otras Cargas (Intermedias)	13,70	11,59	0,67	4,46	0,15	1,19	0,00		---
Perdida/Ganancia	-2,79	-0,20	0,15	0,09	0,00	0,01	0,00		---
TOTAL	67,90	82,75	13,47	9,87	3,00	2,06	32,78		---

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Tabla 3.5-2: Producción de Combustibles en las Refinerías del Perú en el 2006

Derivados	TALARA	LA PAMPILLA	CONCHAN	IQUITOS	PUCALLPA	EL MILAGRO	PLUSPETROL	PRODUCCION TOTAL	VENTAS
G.L.P	4,49	1,88	0,00	0,00	0,00	0,00	16,76	23,13	23,60
MOGAS	8,59	7,71	2,71	1,04	0,54	0,12	0,00	20,71	20,10
Solvente 1	0,35	0,00	0,09	0,00	0,73	0,00	0,00	1,17	1,41
Turbo/Kero	4,38	7,90	0,00	0,51	0,14	0,08	0,00	13,01	6,30
Diesel N°2	18,83	23,74	2,98	2,31	0,60	0,42	2,95	51,83	59,60
Fuel Oil	16,27	22,00	4,50	1,61	0,13	0,00	0,00	44,51	20,00
Asfaltos	0,60	0,55	1,18	0,00	0,00	0,00	0,00	2,33	0,58
Gasolina Natural	0,00	0,00	0,00	0,00	0,50	0,00	15,58	16,08	---
Otras Cargas (Intermedias)	11,25	14,25	0,00	3,39	0,16	1,28	0,00	30,33	---
Perdida/Ganancia	-1,33	0,46	0,51	0,04	0,00	0,00			---
Total	63,44	78,50	11,97	8,90	2,80	1,90	35,29		---

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Tabla 3.5-3: Producción de Combustibles en las Refinerías del Perú en el 2007

Derivados	TALARA	LA PAMPILLA	CONCHAN	IQUITOS	PUCALLPA	EL MILAGRO	PLUSPETROL	PRODUCCION TOTAL	VENTAS
G.L.P	4,91	1,66	0,00	0,00	0,00	0,00	16,62	23,18	26,81
MOGAS	8,60	9,28	2,79	0,89	0,53	0,09	0,00	22,17	21,33
Solvente 1	0,33	0,00	0,15	0,00	0,65	0,00	0,00	1,13	1,56
Turbo/Kero	3,74	9,34	0,17	0,46	0,12	0,07	0,00	13,90	4,92
Diesel N°2	20,78	25,71	2,85	2,46	0,61	0,42	2,80	55,63	65,81
Fuel Oil	15,10	24,60	3,82	1,44	0,00	0,15	0,00	45,11	17,65
Asfaltos	0,54	0,85	1,19	0,00	0,00	0,00	0,00	2,58	2,33
Gasolina Natural	0,00	0,00	0,00	0,00	0,53	0,00	15,00		---
Otras Cargas (Intermedias)	9,42	14,74	0,85	4,10	0,13	1,05	0,00		----
Total	63,42	86,17	11,80	9,36	2,56	1,78	34,42		---

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

## **CAPITULO 4**

### **PETRÓLEOS RESIDUALES Y SUSTITUCIÓN**

#### **4.1. Petróleos Residuales**

El petróleo en su estado natural es una mezcla de compuestos orgánicos de estructura variada y de pesos moleculares diferentes. En general, es posible agrupar los constituyentes del petróleo en cuatro grupos orgánicos bien definidos: a) Saturados, b) Aromáticos, c) Resinas y d) Asfaltenos; este conjunto es conocido como SARA. Luego de la destilación del petróleo, ya sea a presión atmosférica (residuo atmosférico) o a presión reducida de 25 a 100 mm Hg (residuo del vacío), los Petróleos residuales son las fracciones más pesadas que se quedan.

Estos Petróleos residuales no solo tienen un alto peso molecular ( $\gg 1000$  amu número promedio para residuales de vacío) sino que también contienen aromáticos poli-nucleares (PNA's). Los PNA's mayores a 3-4 anillos proporcionan la mayor limitación para la conversión de residuales debido a su gran estabilidad térmica. Es por ello que no se debe de tratar de sobre convertir residuales o los límites de PNA forzarán la selectividad para ir a la termodinámica favorecida pero obteniendo productos de menor valor: coque y/o gases de hidrocarburo.

Los residuales, en su composición contienen un alto porcentaje de asfaltenos, el cual es la fracción pesada del crudo. Dichos asfaltenos tienden a precipitar en forma sólida causando obstrucciones, incrustaciones y coque generando problemas en los procesos de producción y conversión. Es por ello que los estudios con relación a este producto (asfalteno) se han incrementado debido a la necesidad de predecir y evitar los problemas que estos generan.



Grafico 4.1-1



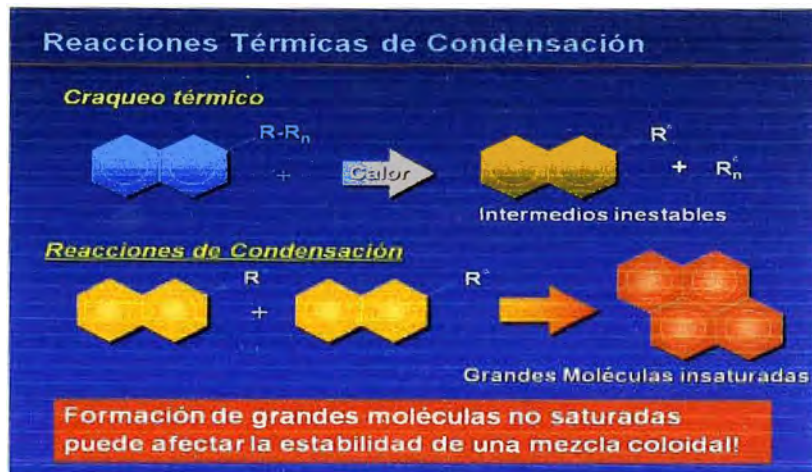
#### 4.1.1. Medición de Peso Molecular de Asfaltenos

Es difícil determinar el peso molecular promedio de un asfalteno debido a la asociación entre las moléculas individuales. Las mediciones del peso molecular de los asfaltenos han sugerido que estos forman aglomerados (se aglomeran en forma de partículas ramificadas debido al precipitante introducido, incluso en soluciones diluidas tienden a asociarse) y esta asociación está en función de **la polaridad del disolvente, de la concentración de asfaltenos en el petróleo y de la temperatura** para la cual las mediciones son hechas. "Se ha establecido que el benceno (cuyo parámetro de solubilidad de disolvente es mínimo) no varía los pesos moleculares con el cambio de concentraciones asfálticas. El uso de disolventes altamente polares, (parámetros de solubilidad altos), tales como la piridina, causan variaciones significativas en los pesos moleculares de los asfaltenos".

Debido a esto, los resultados de las mediciones de los pesos moleculares de asfaltenos aglomerados son muy diferentes al peso molecular de un solo asfalteno. Sin embargo, estudios

realizados han demostrado que el peso molecular de una molécula de asfalteno se encuentra entre valores de 500 a 1000, y un diámetro que oscila entre 10 y 40 Å.

**Grafico 4.1.1-1**



#### 4.1.2. Agregación y Deposición de Asfaltenos.

Los asfaltenos, considerados como la fracción pesada del crudo, se encuentran en suspensión coloidal en el petróleo, debido a que la superficie de las partículas asfálticas, dispersas en una fase continua como es el hidrocarburo, se encuentra totalmente rodeada de resinas. Tales asfaltenos se difunden en el crudo siguiendo un movimiento aleatorio conocido como movimiento Browniano (Ver figura 4.1.2-1 a). Las resinas son las responsables de mantener separados a los asfaltenos manteniendo al sistema en estabilidad, debido a que la fuerza de repulsión electrostática (causado por resinas) es mayor que la fuerza de atracción de van der Waals. Sin embargo, si a este sistema en estabilidad coloidal se le inyecta un solvente ionizador (como n-pentano, tolueno, etc.) o existe alguna perturbación físico-química, esto provoca que la concentración de moléculas de resina cambie, ya que algunas resinas abandonan el sistema (resina-asfalteno), alterando la

estabilidad de las partículas asfálticas suspendidas en la corriente de hidrocarburo y causando la debilitación de las fuerzas repulsivas, provocando una interacción mutua entre asfaltenos. Por lo tanto, cuando dos partículas de asfaleno presentan contacto en áreas libres de resina, quedan pegadas, formando un cúmulo asfáltico de dos partículas que se difundirá en el sistema, con la probabilidad de quedar pegado a otras partículas individuales o a otros agregados asfálticos de tamaño variable que se encuentren en el aceite (Ver figura 4.1.2-1 b y c).

A este fenómeno se le conoce como agregación. **En otras palabras, la agregación es el proceso en el que las partículas individuales o cúmulos de partículas se adhieren a otras partículas de asfaltenos o cúmulos, haciendo que los agregados crezcan.**

Debido a que se juntan para formar agregados más grandes y pesados, elementos externos, tales como la gravedad, adsorción, etc., ocasionan que las partículas y agregados asfálticos tiendan a precipitarse y a pegarse a las paredes de las tuberías. A este fenómeno se le conoce como deposición orgánica (Ver figura 4.1.2-1. d). **Grafico 4.1.2-1**

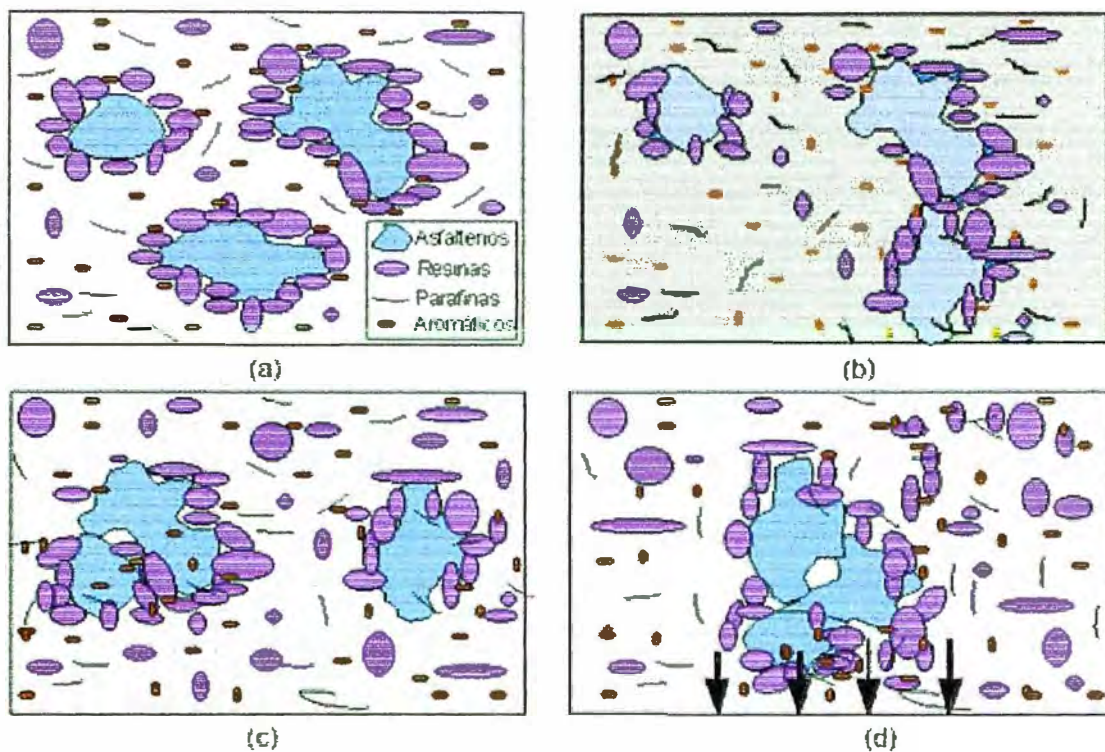


Figura 4.1.2-1. Fenómeno de Agregación de Asfaltenos. (a) Asfaltenos en estado coloidal, aislados por resinas. (b) Después de inyectar un solvente ionizador (representado por color gris), las resinas abandonaran a los asfaltenos. (c) Si en el recorrido dos asfaltenos hacen contacto en áreas libres de resina, entonces quedan pegados formando cúmulos. (d) Cuando el tamaño de los cúmulos aumenta se vuelven menos difusivos y pesados, y tienden a depositarse en el fondo.

**Figura 4.1.2-2**

### Dispersión coloidal - Solution Hybrid Model of Petroleum

```

s s s
s a a a s
s a R R R a s
s a R A A R a s
s a R A A R a s
s a R R R a s
s a a a s
s s s

```

A=Asfaltenos (soluto).  
R=Resinas (dispersante).  
a=Pequeños anillos aromáticos (solvente).  
s=Saturados (no- solvente).

**Los parámetros que gobiernan la agregación de asfaltenos son la composición del petróleo, la temperatura y la presión en la que se encuentra el crudo. La alteración de alguno de estos parámetros provocará la inestabilidad del sistema,** que se traducirá en agregación de asfaltenos y dará lugar a la formación de un material insoluble en el crudo líquido.

La composición del crudo se refiere a las características y concentración de asfaltenos y resinas, a la naturaleza de los componentes del petróleo excluyendo a los asfaltenos, y al tipo y proporción de solvente suministrado al crudo. La dilución del petróleo con un alcano ligero, tal como n-pentano, produce un crecimiento en la afinidad entre las resinas y los componentes del crudo sin incluir a los asfaltenos, lo que rompe el equilibrio del sistema. Entonces algunas resinas son removidas del sistema resina-asfalteno, dando lugar al fenómeno de agregación entre asfaltenos.

Cuando la temperatura del crudo disminuye el poder de solubilización de los componentes del petróleo, sin considerar a los asfaltenos, también disminuye (se solidifica al mezcla y hay menor dispersión). Entonces algunas mezcla resina-asfalteno se desestabilizan (la interacción de la miscela es menos atractiva-se pierda esa interacción resina-asfalteno) y se agregan entre ellas formando grandes cúmulos.



**Inestabilidad del Asfalteno**

*Procesos térmicos, catalíticos o físicos pueden alterar las características de una mezcla coloidal por:*



- Reducción del Peso Molecular de la fase continua
- Incremento de la naturaleza alifática de la fase continua
- Migración de resinas de bajo peso molecular hacia la fase continua, debido a:
  - Craqueo para disminuir el peso molecular
  - Incremento de H<sub>2</sub> en contenido de resinas
- Cambios de las características de los alifáticos por causa de:
  - Reducción del contenido de resinas
  - Craqueo de cadenas largas
  - Incremento en el peso molecular de aromáticos

***Cambios en la características de los asfaltenos puede impactar en la estabilidad de la mezcla coloidal***

Bajo condiciones isotérmicas, la disminución de la presión del crudo se asocia con la disminución de la densidad (mayor volumen) del fluido y, correspondientemente con la disminución de la solubilidad. **La separación promedio entre las moléculas de la fase líquida continua del petróleo y el sistema resina-asfalteno es mayor en densidades bajas (mayor volumen-menor solubilidad), resultando interacciones menos atractivas.** El efecto de energía libre de Gibbs (potencial termodinámico) es tal que algunos sistemas resina-asfalteno, que inicialmente se difunden en el espacio de manera independiente, debido a las altas densidades y presiones, se agregan formando grandes cúmulos al disminuir la presión y la densidad.

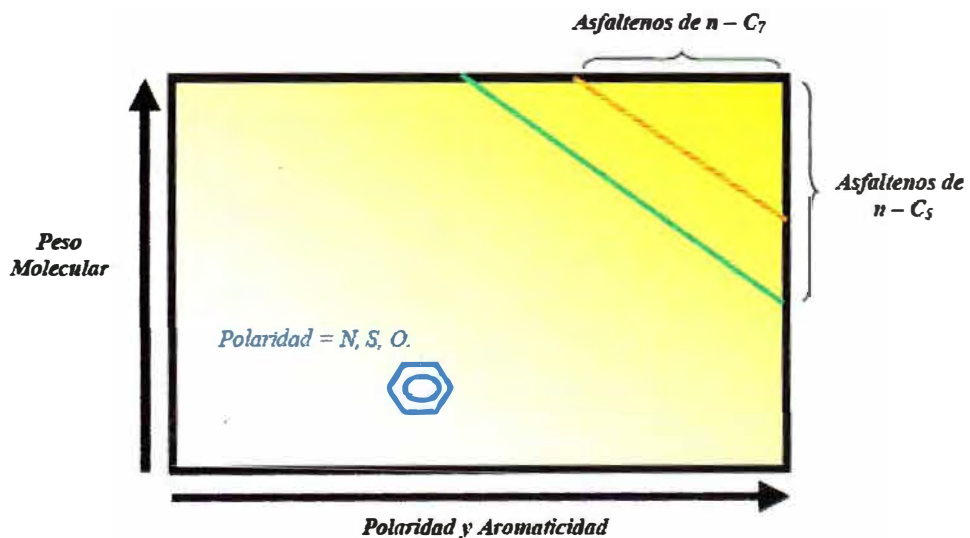
#### 4.1.3. Caracterización de los Residuales

La fracción asfalteno debido a su falta de volatilidad y a su tendencia de auto-asociarse es difícil de caracterizar. Los datos muestran que los asfaltenos **no están en verdadera solución en el petróleo, pero son una dispersión coloidal.** De hecho, nadie ha identificado la estructura química de una sola molécula asfalteno y si lo hicieran, tendrían más de 100 000 estructuras para revelar todo el conjunto de moléculas en esta fracción.

Asfaltenos se definen como la fracción del petróleo soluble al tolueno (ó benceno) e insoluble (precipita) en un exceso (25 a 40 veces) de n-heptano (ó n-pentano). Esta definición revela poco acerca de asfaltenos, salvo que es la fracción menos soluble en petróleo. Además de ello, los asfaltenos están constituidos principalmente por anillos aromáticos unidos con cadenas alquílicas y cicloalcanos, además de compuestos heterocíclicos que poseen N, S y O.

Existe una significativa diferencia de los asfaltenos precipitados con n-heptano respecto a los precipitados con n-pentano, la relación H/C de los primeros es más baja, lo que indica su alto grado de aromaticidad. Las relaciones N/C, O/C y S/C son usualmente más altas en los asfaltenos precipitados con n-heptano, lo que se debe a la alta proporción de heteroátomos en esta fracción.

**Grafico 4.1.3-1**

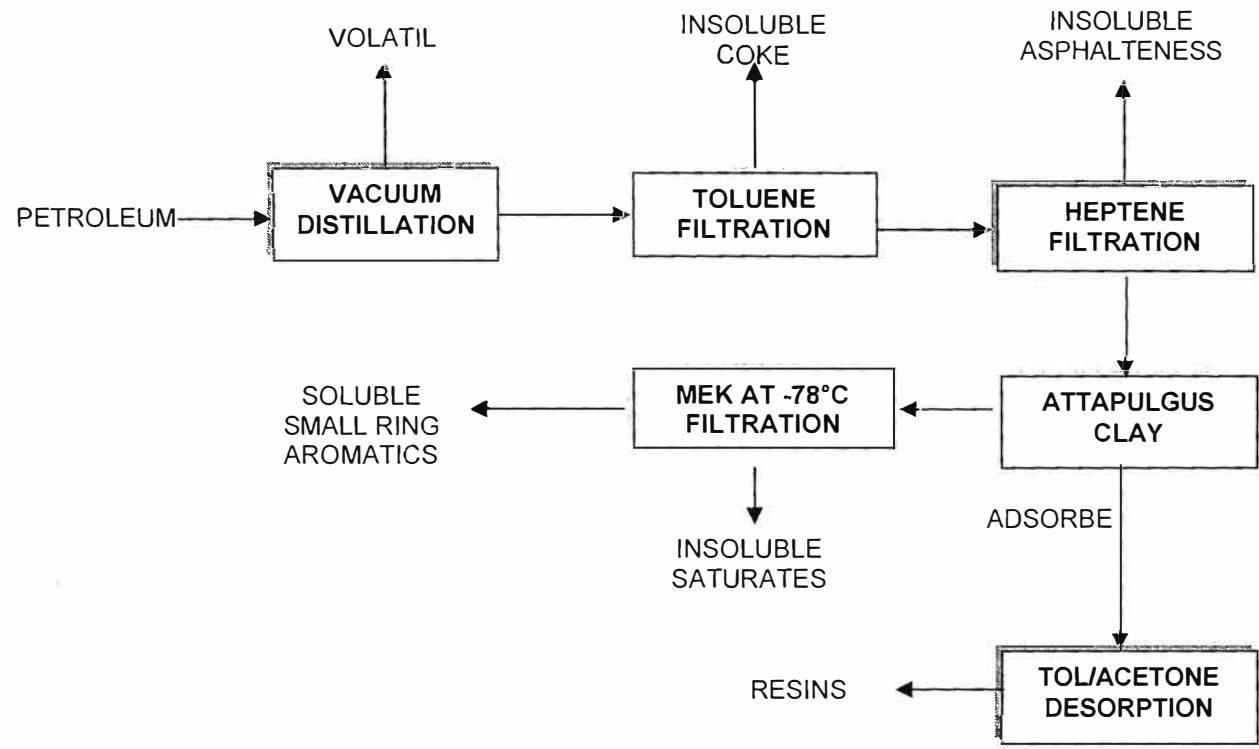


Una manera de mostrar esta diversidad molecular es separando el residual y sus productos de conversión en diversas fracciones utilizando la solubilidad/insolubilidad en líquidos volátiles así como en la adsorción/desorción en sólidos. De esta manera un número de productos fueron separados en coque (tolueno insoluble),

asfáltenos (tolueno soluble/n-heptano Insoluble), resinas (n-heptano soluble/ adsorbe en arcilla Attapulugus), pequeños anillos aromáticos (n-heptano soluble/ metil-etil cetona soluble en frío/ no adsorbe en arcilla Attapulugus) y saturados (n-heptano soluble/ metil-etil cetona soluble insoluble en etil-metil cetona en frío / no adsorbe en arcilla Attapulugus). Como se muestra en el gráfico 4.1.3-2.



Grafico 4.1.3-2 Petroleum Separation Protocol



#### 4.1.4. Modelo de Unidad Básica núcleo-cadena alquílica y Residuo de Carbón Conradson (Pendant-Core Building Block Model and Conradson Carbon Residue).

En general, se considera que la estructura de los asfaltenos consiste en un “núcleo/centro” aromático con “cadenas alquílicas laterales” y heteroátomos incorporados en muchas de las estructuras cíclicas. El modelo más simple tiene dos Unidades básicas (building blocks).

Los aromáticos polinucleares térmicamente estables son una parte importante del mecanismo de la formación del coque, estas están representadas por “un centro aromático” de la Unidad Básica (aromatic Core Building Block). La otra unidad básica representa los fragmentos que se convierten en líquidos volátiles cuando el centro/núcleo es craqueado, llamados “cadenas alquílicas laterales” (pendant).

De esta manera un residual de vacío puede estar representado por una gran distribución de especies hechas de varias combinaciones de estas dos Unidades Básicas Núcleo-Cadenas alquílicas laterales (building blocks) (Figura 4.1.4-1).

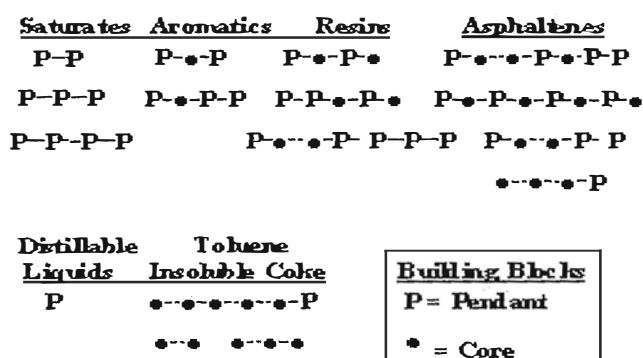


Figura 4.1.4-1. Modelo de una Unidad Básica pendant-core el cual permite una gran distribución de Especies.

El residuo de carbón Conradson (CCR) es una prueba estándar de coquificación industrial de petróleo para la caracterizar la tendencia de formación de coque de los líquidos de petróleo.

En los términos del modelo de las Unidades Básicas (pendant-core Building Blocks Model), el CCR mide la fracción porcentual del residual que es núcleo/centro (Core).

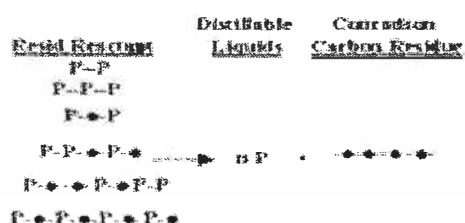


Figure 4.1.4-2. Modelo que muestra que el residuo de Carbón Conradson es una función Lineal de contenido de Hidrógeno

Durante la conversión, los saturados pueden ser convertidos completamente a productos de menor peso molecular sin la formación de un subproducto de hidrocarburos. Sin embargo, los pequeños anillos aromáticos se combinan durante el craqueo térmico para formar resinas. Las resinas craquean las cadenas laterales de los PNA's para formar subproductos de bajo peso molecular y bajo contenido de hidrógeno. Cuando estos PNA (algunos con radicales libres por haber sido extraído sus cadenas laterales) contienen moléculas combinadas, estos forman asfáltenos con un peso molecular más alto.

A su vez, los asfáltenos rompen las cadenas laterales de los PNA's para formar un subproducto de bajo peso molecular, bajo contenido de hidrogeno hasta que ellos se combinan para formar un coque de un mayor peso molecular.

## 4.2. Empleo de los Petróleos Residuales

Las características físico-químicas a que se ha hecho referencia ha limitado el empleo de los combustibles residuales a:

- **Petróleos industriales:** Cuya utilización se encuentra en los siguientes rubros económicos según el MEM en el año 2007 presente: Público (0,23%) Transporte (1,07%), Agropecuario y Agroindustrial (21,8%), Pesquería (17,7%), Minero Metalúrgico e Industrial (59,2%).
- **Marine Fuel Oil – MFO:** Su utilización principalmente va en la navegación marítima.
- **Intermediate Fuel Oil – IFO:** Su utilización principalmente va en la navegación marítima difiriendo con la anterior por sus especificaciones.

#### **4.3. Sustitución de Petróleo Residual por Gas Natural**

La implantación del gas natural está produciendo un efecto de sustitución acelerada en diversos combustibles, lo que se denominan cambio matriz energética. En el caso de los Combustibles Residuales este está siendo desplazado de los sectores eléctricos e industrial como veremos a continuación.

Tabla 4.3-1

## Ventas Nacionales de Combustibles Derivados de los Hidrocarburos

## Información Histórica

MBPD	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Diesel 2	53,1	53,5	55,1	58,2	54,8	50,1	49,2	54,2	63,7	58,6	59,6
Gasolinas	28,7	27,8	27,7	27,8	25,4	23,0	23,1	21,8	21,7	20,0	20,1
residuales	30,8	26,3	29,0	28,1	26,8	23,2	24,3	22,2	27,0	23,6	20,0
GLP	8,7	9,4	11,1	12,9	13,6	14,1	16,1	17,5	18,1	21,4	23,6
Turbo (1)	9,8	9,4	9,2	8,4	8,4	9,5	4,3	3,0	2,9	2,0	4,5
Kerosene	13,9	13,8	13,4	13,3	13,8	15,1	17,6	11,8	6,9	4,5	1,8
Otros (2)	4,0	6,5	3,8	6,6	6,0	6,8	5,6	4,5	4,7	4,1	4,5
<b>Hidrocarburos</b>											
Líquidos	149,1	146,7	149,4	155,2	148,8	141,9	140,2	135,1	145,1	134,2	134,2
Gas Natural											
(3)	4,0	3,9	6,6	6,7	5,6	6,0	7,1	8,4	13,9	24,5	28,6
<b>Total de</b>											
<b>Hidrocarburos</b>	<b>153,1</b>	<b>150,6</b>	<b>156,0</b>	<b>161,9</b>	<b>154,4</b>	<b>147,8</b>	<b>147,3</b>	<b>143,5</b>	<b>159,0</b>	<b>158,7</b>	<b>162,8</b>

(1) A partir del año 2002 las ventas en ala de avión a vuelos internacionales se consideran una exportación.

(2) Incluye: Gasolina Aviación, D2 Bunker, Hexano y Solventes, Asfaltos, Grasas y Aceites Lubricantes, Ácidos Naftenicos, HOGBS, Crudo Reducido.

(3) Expresado en miles de barriles equivalentes de petróleo por día.

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Entre los años 1996 y 1997 el consumo de Gas natural, que solo ocurría en la zona petrolera en la costa norte de Piura venia disminuyendo ligeramente. A partir de los años 1998 y 1999, se registro un incremento sustancial con el inicio de la explotación del gas de Aguaytía en la Selva Central (para la generación eléctrica), originándose un aumento en el consumo de este combustible registrándose en el año 2003 un promedio de 8,4 miles de barriles equivalentes de petróleo por día y en el año 2004 con la explotación del yacimiento de Camisea el consumo de Gas natural se ha venido incrementando fuertemente hasta registrar un consumo promedio de 28,6 mil equivalentes de petróleo por día (171,8 MMPCD) en el año 2006.

Tabla 4.3-2  
Demanda Historia del Gas Natural

	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
<b>MBPD</b>	4,0	3,9	6,6	6,7	5,6	6,0	7,1	8,4	13,9	24,5	28,6
<b>MMPCD</b>	24,0	23,4	39,6	40,2	33,6	36,0	42,6	50,5	83,5	147,2	171,8

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Tabla 4.3-3  
Demanda Historia del Combustible Residual

	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
<b>MBPD</b>	30,8	26,3	29,0	28,1	26,8	23,2	24,3	22,2	27,0	23,6	20,0

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

Tabla 4.3-4  
Variación Anual Porcentual de la Demanda Historia del Gas Natural y Residual

	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
<b>MBPD</b>	-2,5	69,2	1,5	-16,4	7,1	18,3	18,3	65,4	76,2	16,7
<b>MMPCD</b>	-14,6	10,2	-3,1	-4,6	-13,4	4,7	-8,6	21,6	-12,6	-15,2

Fuente: Ministerio de Energía y Minas-Perú

En los últimos años la variación anual porcentual del Gas Natural ha aumentado fuertemente y muestra una gradual disminución en los Combustibles Residuales, mostrando así la sustitución de manera directa entre estos dos combustibles.

#### 4.4. Producción Fiscalizada de Gas Natural

Con la iniciación de la explotación del yacimiento del lote 88 (Camisea) en junio del año 2004 el consumo de Gas natural ha venido incrementándose fuertemente, siendo este yacimiento en que más ha contribuido a partir del año 2005, hasta aportar más del 70% de la producción fiscalizada de Gas Natural en el año 2007 (junio) como vemos a continuación.

Tabla 4.4-1

## Producción Fiscalizada de Gas Natural (%)

	jun-04	2005	2006	jun-07
Zona Costa Norte Piura	17,76	11,62	9,94	7,15
Zócalo Piura	11,61	6,56	8,36	5,23
Aguaytia	39,18	28,50	22,40	16,40
Lote 88	31,45	53,31	59,30	71,21
<b>Total</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>

#### 4.5. Necesidad del empleo de Procesos Conversión de Fondos de Vacío

Las causas que explican la necesidad de aumentar la complejidad de las refinerías en el Perú y de disminuir la producción de combustibles residuales se debe a:

1) **Bajo Margen de Refinación:** Siendo los beneficios de procesar una cantidad determinada de crudo y convertirlo en productos finalizados, sustrayendo a esta ganancia los costos de la materia prima y los costos de operación, **Margen de Refinación=Utilidad-costo de materia prima-margen de operación**. Disminuirá al procesar un crudo de alto precio y producir volúmenes de productos de bajo precio.

**Incremento de precios del crudo liviano-pesado:** la volatilidad de los precios del crudo dependen de muchos factores difíciles de estimar, como los precios de las distintas fuentes energéticas, el comportamiento de la economía mundial, avances en la tecnología, decisiones de política y cambios en los diferentes contextos institucionales.

2) **Disminución de mercado para los HSFO (Petróleos residuales de Alto azufre):** Por las leyes vigentes, el aumento del costo de combustibles que tengan mayor contaminación que la especificación, leyes que promocionan el Gas Natural que es un combustible más limpio y que reemplaza rápidamente a los petróleos residuales y combustibles de alto contenido de azufre.

- 3) **Incremento de la Demanda de productos Destilados:** La “dieselización” del mercado de combustibles derivados del petróleo y la sustitución de los petróleos industriales, hace prever que las industrias deberán de producir más productos destilados medios, como el diesel.
- 4) **Disponibilidad de Gas Natural y leyes que promocionan su consumo.**
- 5) **Necesidad de Incrementar Rentabilidad.**

Por estos motivos se deben emplear mayores y más complejas unidades de conversión en las refinerías peruanas.



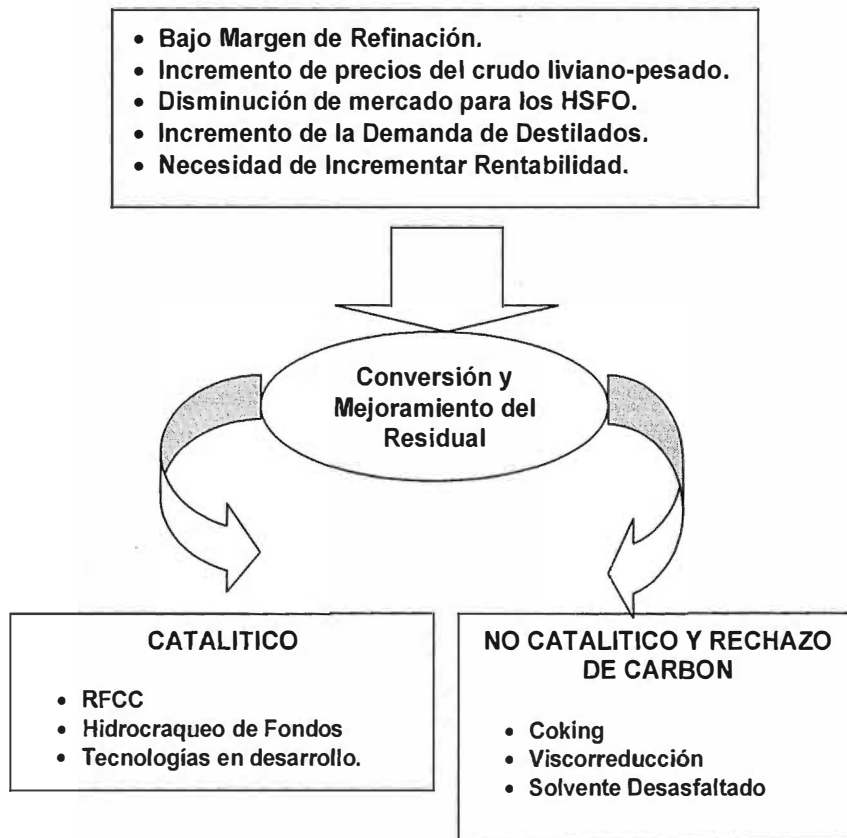
## CAPITULO 5

### TECNOLOGÍAS PARA LA VALORACIÓN DE RESIDUALES

#### 5.1 Empleo de Procesos de Conversión de Fondos de Vacío en Refinerías Peruanas

La necesidad de Implantar Unidades de Conversión para mejorar la Complejidad de las Refinerías en el Perú, cuya función será procesar cargas pesadas como es el residuo de vacío de crudos más contaminados y más bajo API será:

- Adecuarse a un crudo de baja calidad (bajo API), más contaminado y por ende más económico, disponible en la región y con el abastecimiento suficiente para satisfacer nuestras demandas en el futuro. Este tipo de crudo incrementará los productos de fondos y residuales en la refinería.
- Reducir la producción de Residual, ya que luego del Diesel es el producto de mayor producción en el Perú.
- Disminuir la producción de Residuales y Asfaltos por sus bajos precios.
- Convertir el barril de petróleo crudo en los combustibles deseados en el mercado tanto como sea posible y económicamente práctico.
- Aumentar nuestro margen de refinación al comprar crudos baratos y producir más destilados con un alto valor económico.
- Abastecer en el futuro los productos de mayor demanda y con déficit en el abastecimiento será los productos tales como GLP y Diesel, excedente de Gasolinas, Kero y con mayor énfasis los Petróleos Industriales.
- Mejorar la complejidad de procesamiento con la que cuenta Refinería Talara, (mediana/baja) para que sea factible procesar crudos más pesados a productos de alto valor.



## 5.2 Tecnologías de Conversión de Fondos

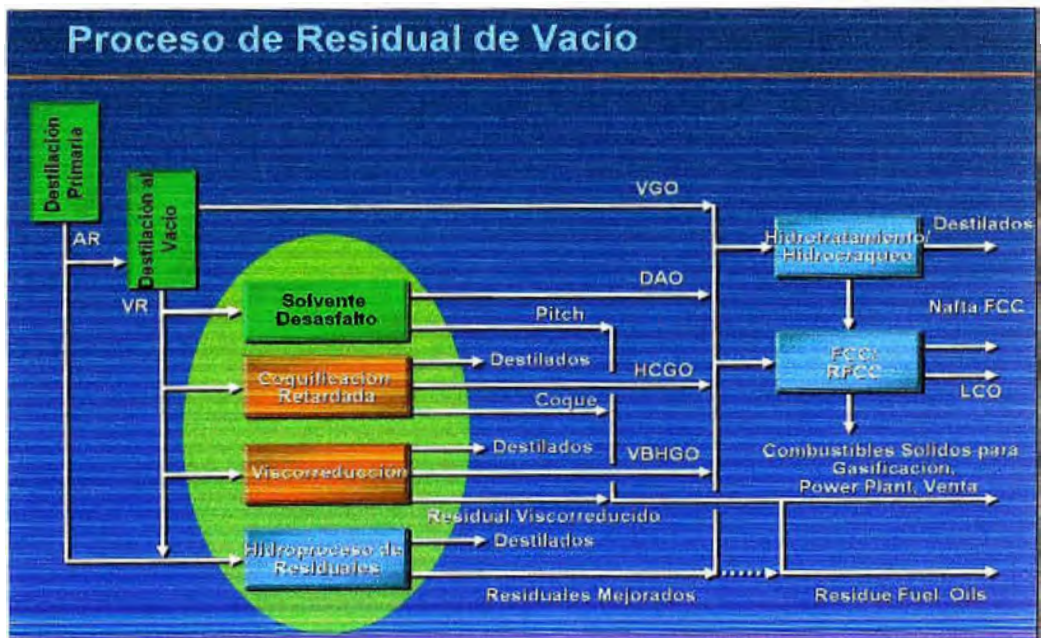
Los principales procesos y las tecnologías disponibles para la conversión de fondos sobre la base de la composición del residual y del contenido de contaminantes son:

- 1) Bajo contenido carbón Conrandson (CCR) /Bajo contenido de Metales:
  - Craqueo Catalítico Fluido (CCF) de Residuos, para cargas con un contenido medio de CCR y de Metales.
- 2) Hidroprocesos para mejorar calidad:
  - a) RESIDfining
  - b) LC-Fining/H-Oil
  - c) Microcat-RC.
- 3) Alto contenido de CCR y de Metales:
  - Rechazo de carbón como coque producido.

- a) Viscorreducción
  - b) Coquificación Retardada
  - c) Coquificación en Lecho Fluidizado (FLUID COKING/FLEXICOKING)
- 4) Otros procesos para la reducción de Fuel Oil:
- a) Desasfaltado
  - b) Oxidación parcial.

**Grafico 5.2-1.**

**Unidades de Conversión de Fondos dentro del Esquema en Refinería**



El empleo de una u otra tecnología está fuertemente influenciado por los principales compuestos y contaminantes en la carga. Se debe evaluar los impactos de estos la Selección de Procesos.

Los principales compuestos y/o contaminantes a ser evaluados para la selección de procesos son:

- **Carbón Conradson (CCR):** Impacto en la formación de coque.
- **Organometálicos, contenido de metales (típicamente Ni+V):** impacto en los requerimientos de los Hidroprocesos (presión, volumen y selección de catalizador), desactivación de catalizador.
- **Azufre y Nitrógeno:** Impacta sobre los requerimientos de Hidroprocesos (presión, volumen y selección de catalizador), desactivación de catalizador y requerimientos para mezclas de fuel oil.
- **Asfaltenos:** Impacta sobre los requerimientos de Hidroprocesos (presión, volumen y selección de catalizador), estabilización del producto y compatibilidad en la mezcla.

La selección de los procesos, dependerá de los niveles de contaminantes, mencionados anteriormente.

Para evaluar los procesos, se consulto a las diversas compañías licenciatarias, respecto a las tecnologías que pueden procesar como carga los fondos de vacío. Se estableció los siguientes criterios:

- Evaluar tecnologías comercialmente probadas.
- Que los procesos sean ofertados por sus licenciadores y estén disponibles en el mercado comercial.
- Que se trate de tecnologías/procesos que estén en vigencia en los últimos 10 años y preferentemente (hayan sido aplicados comercialmente) en los últimos 5 años en refinerías de petróleo.
- Que sean procesos que demuestren compatibilidad con los temas ambientales y de seguridad.

Con estos criterios se han identificado las siguientes tecnologías mostradas en la Tabla 5.2-1. (La fuente de esta información es de carácter reservado)

**TABLA 5.2-1**

<b>UNIDAD DE CONVERSIÓN DE FONDOS</b>	<b>TECNOLOGÍAS POTENCIALMENTE ACEPTABLES</b>
Coquificación Retardada	Conoco -Phillips, Foster Wheeler & UOP, Kellogg-Brown & ROOT (KBR).
Flexicoking-Fluid Coking.	Exxonmobil.
Desasfaltado con solventes	Foster Wheeler & UOP
Viscorreducción	UOP, Kellogg-Brown & ROOT (KBR), Shell Global Solutions.

Los procesos que se evaluarán cualitativamente se pueden clasificar según su principal subproducto el coque.

**TABLA 5.2-2**

<b>CLASIFICACIÓN DE PROCESOS</b>	
<b>PROCESOS CON RECHAZO DE CARBÓN</b>	<b>PROCESOS SIN RECHAZO DE CARBÓN</b>
Coquificación Retardada	Viscorreducción
Fluid Coking (Coquización Fluida) y Flexicoking (Coquización Fluida y gasificación).	Desasfaltado con disolventes

## **5.3 Coquificación**

### **5.3.1 El Coque de Petróleo**

El coque del PETRÓLEO es un subproducto que se obtiene en los procesos de refinación de petróleo, esencialmente en los procesos conocidos como "fondo del barril", es un sólido negro producido cuando las corrientes residuales del petróleo experimentan craqueo térmico durante el proceso de

coquificación. La composición química del coque del petróleo es dependiente de la composición de las cargas que se utilizan en el proceso de coquificación.

El coque de petróleo se caracteriza por ser un producto sólido con una alta relación de carbón/hidrógeno que en una base seca consiste de aproximadamente 85% carbón, 10% volátiles y 5% azufre, siendo un excelente combustible ya que su poder calorífico se sitúa entre los 14 a más de 15 mil BTU por libra dependiendo del porcentaje de humedad, composición química, contaminantes y sus propiedades físicas, en particular la dureza, la cual se mide por el índice de dureza para moler (HGI-Índice de Hardgrove por sus siglas en inglés).

Su apariencia puede ser granular o tipo aguja y se puede categorizar generalmente como coque verde o coque calcinado. La cualidad principal que distingue al coque verde del coque calcinado, es la concentración de hidrocarburo residual. En el siguiente cuadro se ve las especificaciones típicas del coque tipo verde o no calcinado y el calcinado.

Los extremos en el rango de composición, con el contenido relativamente alto de hidrocarburo residual del coque verde, alto contenido de carbón elemental, generalmente menos azufre a mayor contenido de metales puesto que el proceso de calcinación remueve prácticamente todo el hidrocarburo residual (< 0.5%), la pérdida del hidrocarburo residual en el coque calcinado, aumenta el contenido relativo de los metales y azufre.

Los parámetros típicos medidos para definir la composición química del coque del petróleo son: % en peso de ceniza, azufre, hidrocarburos residuales, ppm de níquel y vanadio.

Se pueden distinguir cuatro distintos tipos de coque de petróleo:

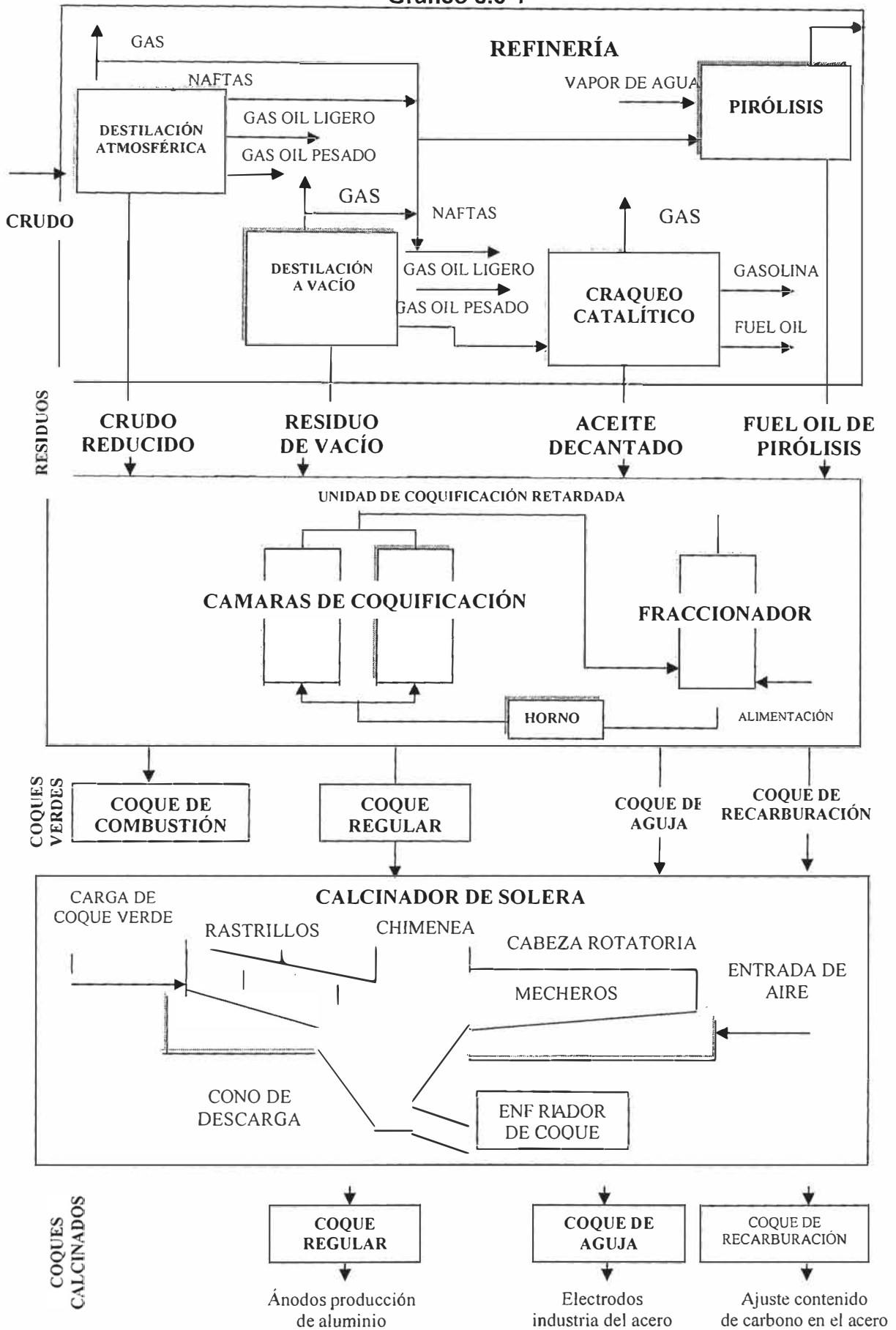
- **coque de petróleo de combustión**
- **coque de petróleo regular**
- **coque de petróleo de aguja**
- **coque de petróleo de recarburación.**

### **5.3.2 Procesos de Coquificación**

La obtención del tipo de coque depende, en parte, de las variables operativas, pero sobre todo de las características de los residuos de partida, los cuales requieren una distinta procedencia.

La Producción de diferentes tipos de Coque en función del Proceso se muestra en el siguiente gráfico 5.3-1:

Grafico 5.3-1





El Residuo de Vacío es un residuo de hidrocarburo que contiene la mayor parte del azufre, nitrógeno, metales pesados y fracciones pesadas del petróleo (asfaltenos, resinas, etc.) que da lugar, dependiendo de las características del crudo de partida, bien al coque de combustión, o bien al coque regular.

En muchas refinerías, con el fin de aumentar el rendimiento en determinadas fracciones ligeras (gasolinas, gas-oil, etc) utilizan otros procesos existentes como el craqueo catalítico o la pirólisis, los cuales dan lugar a otros residuos, con menos impurezas que los anteriores, denominados Aceite Decantado (el primero) y Fuel-Oil de Pirólisis (el segundo). Estos residuos que son fuertemente aromáticos, una vez coquificados dan lugar al coque de aguja y al coque de recarburación, respectivamente.

Los residuales anteriormente mencionados se someten a un tratamiento térmico entre 400 y 600 °C, obteniéndose un producto sólido primario, con un contenido en materia volátil entre 6 y 20%, que se denomina **coque verde de petróleo**. El coque verde obtenido en el proceso de coquificación no es generalmente utilizable en estas condiciones, por lo tanto con este tratamiento es solo utilizable como coque combustible.

El coque regular se utiliza en la fabricación de electrodos para la producción de aluminio por medios electrolíticos, en usos de los hornos de fundición, para la producción del electrodo de grafito sintético, o para los usos de menor importancia tales como carburización del acero (Se puede fabricar piezas con centro suave y dúctil, y superficie muy dura, por la carburación de un acero de bajo contenido de carbono y una temperatura elevada, con un enfriamiento brusco por inmersión). Para ello debe ser tratado a una temperatura superior (1350 °C aproximadamente) debido a su tendencia a contraerse cuando se le somete a un tratamiento térmico. El coque de aguja utilizado para la fabricación de electrodos de grafito se debe someter a una temperatura de

2600-2800 °C para conseguir un material con las características apropiadas. Este tratamiento térmico más enérgico, a que son sometidos los coques verdes, se denomina calcinación y da lugar al denominado **coque de petróleo calcinado**.

Los coques que presentan un mayor valor añadido son: el coque de recarburación, utilizado para ajustar el contenido en carbono del acero y por tanto con unas especificaciones muy restrictivas en cuanto al contenido en impurezas y el coque de aguja, que debido a sus altas exigencias requiere de materias primas especiales (aceite decantado de FCC) y una selección muy rigurosa de las variables de coquización y calcinación que optimicen la calidad del mismo. En un lugar intermedio se encontraría el coque regular, utilizado en la fabricación de ánodos para la producción de aluminio y con menores exigencias que los anteriores. El coque combustible es el más barato de todos, ya que además de ser el de más baja calidad no se somete al proceso de calcinación y se comercializa como coque verde.

### **5.3.3 Coque de Producción**

El coque de combustión (green-coque) puede ser producido por uno de tres procesos: Coquificación Retardada, Fluid Coking o Flexicoking.

El coque producido del proceso de Coquificación Retardada cuenta con más del 95% de la producción total del coque de los E.E.U.U. El coque verde de este proceso se extrae en pedazos grandes y se tritura a un tamaño menor antes de ser usado como combustible o como materia prima para calcinar. El coque verde puede contener hasta 15% de hidrocarburo residual.

El coque del proceso de Coquificación de Lecho Fluido contiene típicamente menos hidrocarburo residual que el coque verde del proceso de Coquificación Retardada pero más que el coque calcinado y produce pequeños granos (menores a 1 centímetro).

El Flexicoking es producido por una variante del proceso de Coquificación de Lecho Fluido en el cual la mayor parte del coque se convierte a un gas de bajo poder calorífico para uso en la refinería en la cual fue producida. El flexicoking presenta un tamaño de coque más pequeño que el Coquificación de Lecho Fluido y contiene menos hidrocarburos residuales (Materia volátil).

Dependiendo de su forma física, el coque se suele también clasificar como shot, coque esponja y coque aguja. El Shot coque se forma como esferas duras y se produce de cargas con altos contenidos de precursores de asfaltenos.

El coque aguja aparece como una forma de aguja cristalina plate-grises y se deriva de las carga con el alto contenido de hidrocarburos aromáticos. El coque esponja (sponge coque) es negro mate con un aspecto macroscópico amorfo pero es una mezcla de las estructuras del shot-coque y needle-coque. La tabla 5.3-2 muestra las características del coque verde (combustible) y el coque calcinado, tipo ánodos. Estos dos tipos (combustible y calcinado) son representantes de los extremos de la composición del coque del petróleo, cuyo valor pueden variar dependiendo de la carga original.

Tabla 5.3-2: Propiedades de los Diferentes Tipos de Coque

<b>Propiedades</b>	<b>Coque grado verde</b>	<b>Coque grado ánodo calcinado</b>
Azufre (wt%)	2,5 – 5,5	1,7 – 3,0
Ceniza (wt%)	0,1 – 0,3	0,1 – 0,3
Níquel (ppm)	No determinado	165-350
Vanadio (ppm)	200 - 400	120 - 350
Hidrocarburo Residual (wt%)	9-12	< 0,25
Densidad aparente (g/cm <sup>3</sup> )	No determinado	0,80
Densidad Real (g/cm <sup>3</sup> )	No determinado	2,06

## 5.4 Coquificación Retardada

La coquificación retardada es un proceso térmico en el cual el residuo de del proceso de destilación de se calienta en un horno y después se confina en una zona de reacción bajo condiciones de operación apropiadas de temperatura y presión hasta que la porción no vaporizada que sale del horno se convierte a vapor y coque.

La coquificación retardada es una reacción endotérmica, con un horno que proporciona el calor necesario para que se produzcan las reacciones de coquificación. Las reacciones en la coquificación retardada son complejas. En la fase inicial, la alimentación se vaporiza parcialmente y es craqueada cuando pasa a través del horno. En el siguiente paso, el craqueo del vapor se lleva a cabo mientras que pasa a través del tanque de coquificación. En el paso final, craqueo sucesivo y la polimerización de los líquidos confinado en el tanque toma lugar a temperaturas altas, hasta que el líquido se convierte en vapor y coque.

El coque producido en los tanques de coquificación retardada es casi carbón puro que contiene algunas de las impurezas de la alimentación, tales como azufre y metales.

### 5.4.1 Descripción del Proceso

El crudo reducido o residual de vacío entra por los fondos de la fraccionadora (véase el cuadro 5.4-1). La alimentación se mezcla con una corriente que re-circula dentro de la sección inferior del fraccionador y es bombeada (P-04) a través del Heater H-01, donde la carga se calienta rápidamente a temperatura deseada para la posterior formación del coque en los *drums* (tanques de coquificación). El vapor es inyectado en cada serpentín del calentador para mantener la velocidad mínima requerida, el tiempo de residencia y reprimir la formación del coque en los serpentines del calentador.

La mezcla vapor/líquido que abandona el horno entra a los *Drums* (tanques de coquificación) V-01 ó V-02, donde el líquido

trasladado se convierte en coque y en vapores ligeros de hidrocarburos. Los vapores hacen su camino a través del los *drums* y salen. Se requiere un mínimo de dos tambores para la operación. Un tambor recibe el efluente del horno, el cual se convierte en coque y gas, mientras que del otro el tambor se está extrayendo el coque.

Los vapores del tope de los tambores de coquificación fluyen al fraccionador y entran por la zona de la vertiente.

Una corriente de reflujo de gasóleo pesado es retirado a través de la bomba P-06, el cual se utiliza para quitar calor de la torre, condensar una porción importante de gasóleo pesado y enfriar los vapores que ascienden. La corriente caliente de la bomba de reflujo de gasóleo pesado retirado del fraccionadora es utilizado para generación de vapor. El producto pesado de gasóleos es enfriado parcialmente vía intercambio con generación de vapor y luego con un aerorefrigerante E-07 a temperatura de almacenamiento.

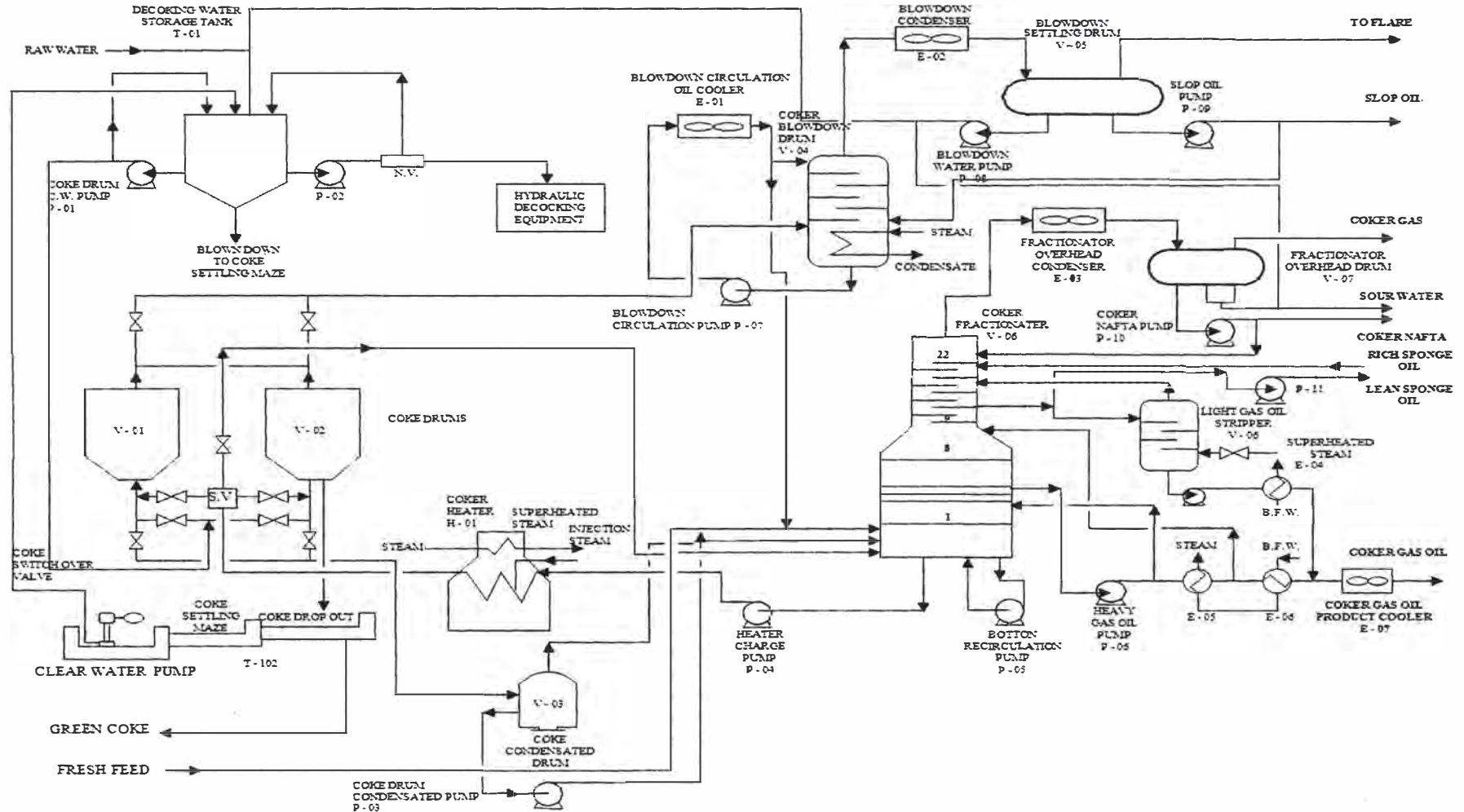
El producto de gasóleo ligero es despojado con vapor en la unidad V-06 con vapor para el retiro de gases ligeros finales, enfriado parcialmente vía la generación de vapor y enfriado con aire a temperatura de almacenamiento en la unidad E7.

El aceite esponja pobre es retirado del fraccionador y es enfriado por intercambio de calor con aceite esponja rico, luego es enfriado con aire, antes que fluya al tope del absorbedor esponja. El aceite esponja rico es retornado al fraccionador después de precalentar por intercambio con aceite esponja pobre.

Los vapores de tope son condensados parcialmente en el condensador de tope del fraccionadora E-03 antes que fluyan al separador de tope del fraccionadora V-07. El vapor es separado del líquido en este recipiente. El vapor fluye bajo control de presión a la succión del compresor de gas en la sección de recuperación de gases. El tope del fraccionadora es re-inyectado

(reflujo) con parte de los líquidos de hidrocarburos condensados que son recolectados en el recipiente de tope, la cual una parte se retorna por el tope de la columna y la otra separada como nafta. Se retira el agua ácida del recipiente de tope y la cual es bombeada a las instalaciones de tratamiento fuera del límite de batería de la planta.

Figura 5.4-1 Proceso de Coquificación Retardada



Fuente: Refining Processes Handbook-Meyers

### **5.4.2 Decoquificación**

La operación de decoquificación consiste en los pasos siguientes:

1. Vaporización: Al tanque lleno de coque se inyecta vapor para extraer cualquier aceite líquido residual. Esta mezcla del vapor e hidrocarburo se envía primero al fraccionadora y en segundo lugar al sistema de blowdown, donde los hidrocarburos son recuperados.
2. Enfriamiento: El tanque de coque se llena con agua, permitiendo el enfriamiento debajo de 200° F. El vapor generado durante el enfriamiento es condensado en el sistema de blowdown y se puede recuperar fuera de los límites de batería.
3. Drenaje: El agua utilizada para el enfriamiento del tanque se recupera para la reutilización.
4. Descabezado: Las cabezas de tope y fondo se retiran para la preparación del retiro de coque.
5. Decoquificación: Se realiza por medio hidráulico que es el método más común del corte. Los chorros de agua a alta presión se utilizan para cortar coque del tanque de coque. El agua se separa de los bloques de coque y se reutiliza.
6. Cabezado y evaluado: Luego que las cabezas son reemplazadas, los drums son ajustados, limpiados, y evaluados
7. Calentamiento: Los vapores del tambor de coque caliente se utilizan para calentar el tanque de coque frío.
8. Coquificación. El tanque de coque calentado se ubica en la corriente y el ciclo se repite para el otro tambor.

### **5.4.3 Condiciones de Funcionamiento**

Condiciones de funcionamiento para una unidad de Coquificación Retardada que procesa un residual de vacío de una mezcla ligera del árabe/de Kuwait se demuestra en la tabla 5.4.3-1.



**Tabla 5.4.3-1**  
**Condiciones Operativas de Coqueo Retardado**

<b>Parámetro</b>	<b>UNIT</b>	
HEATER COIL OUTLET TEMPERATURE	°F	927
DRUM OUTLET TEMPERATURE	°F	802
DRUM PRESSURE	psig	24.5
FLASH ZONE TEMPERATURE	°F	749
COMBINED FEED RATIO (CFR)		1.24
TOWER TOP TEMPERATURE	°F	204
ACCUMULATOR PRESSURE	Psig	10.7

Fuente: Refining Processes Handbook-Meyers

La temperatura se utiliza para controlar el material combustible volátil (VCM) del producto del coque. El coque se produce generalmente con un VCM en el rango de 6% a 8 %, siempre que el nivel de impurezas sea aceptable. A una presión en el tanque de coquificación y un flujo de recirculación constante, la producción de coque decrece cuando la temperatura del tanque se incrementa. Si la temperatura de coquificación es demasiado baja, las reacciones de coquificación no proceden lo suficientemente y se produce un coque suave. Cuando la temperatura es demasiado alta, el coque formado es generalmente demasiado duro y difícil de extraer.

Como el horno provee todo el calor necesario para sostener las reacciones de coquificación endotérmicas, a más altas temperaturas incrementa el potencial de coquificación en los tubos del horno y en las líneas de transferencia. Por lo tanto, la temperatura de salida del horno y la temperatura del vapor del tanque de coquificación correspondiente se deben mantener dentro de un rango estrecho.

EL aumento de la presión a temperatura constante produce hidrocarburos más pesados que son retenidos en el tanque de coquificación. Esto aumenta la producción del coque y aumenta levemente la producción de gas. Por lo tanto, se diseñan las unidades Coquificación Retardada con la más baja presión

operativa posible para minimizar el coque y aumentar la producción de destilados. Una presión más baja incrementa los costos por el sistema de manejo de vapor. El rango de presión utilizado esta entre 15 y 35 psig.

El flujo de reciclo tiene el mismo efecto general que la presión sobre la distribución del producto. Mientras se incrementa la recirculación, las producciones del coque y del gas aumentan mientras que la producción líquida disminuye. El reciclaje se utiliza principalmente para controlar el punto final del gasóleo de coquer. La refinería opera generalmente como un bajo flujo de recirculación como lo permita la operación y la calidad del producto.

#### 5.4.4 Producción y Calidad

La producción y la calidad de una unidad típica del coquer que procesa el centro.

El petróleo bruto del este se demuestra en tablas 5.4-2 y 5.4-7.

**Tabla 5.4-2**

**Consumo de Servicios Industriales del Proceso de Coquificación Retardada (por Tonelada de Carga)**

<b>Servicio Industrial</b>	<b>Unidad</b>	<b>Consumo</b>
Combustible	MMBTU	0,8571
Vapor	MMBTU	-0,07
Electricidad	KW hr	7,35
Agua enfriamiento	MIG(*)	1,63

(\*)MIG= 1000 galones imperiales

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

**Tabla 5.4-3**  
**Rendimientos del Coquificación Retardada, Residual de Vacío**

<b>Componente</b>	<b>CARGA 1 WT%</b>	<b>CARGA 2 WT%</b>
<b>Carga</b>		
Residual de Vacío no-Desulfurizado	1,0000	
Residual de Vacío Desulfurizado		1,0000
Carga Total	1,0000	1,0000
<b>Producto</b>		
Gas Ácido	0,0141	0,0050
Gas Combustible	0,0809	0,0830
Nafta Liviana de Coker	0,0430	0,0200
Nafta Pesada de Coker	0,0850	0,0695
Kerosene		0,1750
Gasóleo Liviano (Diesel)	0,2220	0,2550
Gasóleo de Coker	0,2360	0,1690
Coque	0,3190	0,2135
Pérdida		0,0100
Producto Total	1,0000	1,0000

Alimentación 1: Mezcla de ligero Arabia/Kuwait.

Alimentación 2: Carga de Residuo de Vacío Desulfurizada de Crudo Kuwait.

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

**Tabla 5.4-4**  
**Rendimientos del Gas obtenido en el Proceso de Coquificación Retardada, Carga de Residual de Vacío**

<b>Componente</b>	<b>WT % FEED</b>
H2	0,03
H2S	1,41
C1	1,94
C2	0,27
C2=	1,85
C3=	0,62
C3	1,58
IC4	0,24
C4=	0,73
NC4	0,83
<b>TOTAL (Incluyendo gas ácido)</b>	<b>9,50</b>

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

**Tabla 5.4-5**  
**Calidad de Carga y Productos, para una Carga no Desulfurizada**

Propiedades	Unidad	Carga	C5 - 175°F	175°F - 355°F	350°F +	Coque
Gravedad	°API	7,3	74	56,6	26,8	
Azufre	Wt%	4,7	0,4	0,9	2,9	6,2
Nitrógeno	ppmw		100	200	1500	
PONA	vol%		50/46/3/1	30/40/20/10		
Numero de Bromuro			100	70	25	
RON			81			
Viscosidad	122, cst				4	
Vanadio	ppmw				0,2	229
Níquel	ppmw				0,3	50
Conradson Carbón	Wt%	21,2			0,1	
Volátiles	Wt%					10

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

**Tabla 5.4-6**  
**Calidades de Alimentación y Productos, Carga Desulfurizada**

Propiedades	Unidad	Carga	Nafta Ligera	Nafta Pesada	kero	Diesel	Gasóleo	Coque
Gravedad		14	82,5	63,6	44,2	29,8	19,2	
Densidad Real								2,105
ASTM D86								
	10%, F	1 015	118	192	331	548	717	
	50%		126	213	390	609	831	
	90%		147	255	476	697	932	
Azufre	Wt%	1,51	0,1	0,1	0,27	0,79	1,2	2,67
Nitrógeno	ppmw		100			2 300		
Punto de Congelamiento	°F				-54,6			
Punto de Ecurrimiento.	°F					38,1		
RON			81,8	73,7				
Viscosidad	122, cst					25,6		
Vanadio	ppmw							150
Níquel	ppmw							80
Sodio	ppmw							90
Conradson Carbón.	Wt%	12,3						
Volátiles	Wt%							9,5

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

<b>Tabla 5.4-7</b>			
<b>Especificación Típica del Coque</b>			
<b>Tipo</b>	<b>Unidades</b>	<b>Coque tipo Esponja</b>	<b>Coque Tipo Aguja</b>
		Ánodos	Electrodos
<b>Coque Grado Verde</b>			
Azufre	Wt%	<3	<1,5
<b>Metales</b>			
Vanadio	ppmw	<350	
Níquel	ppmw	<300	
Silicio	ppmw	<150	
Hierro	ppmw	<270	
Material Volátil	Wt%	<12	<6
<b>Coque Calcinado</b>			
MOISTURE	Wt%	<0,5	<0,5
Material Volátil	Wt%	<0,5	
ASH	Wt%	0.5	0,5
Azufre	Wt%	<3,0	<1,5
<b>Metales</b>			
Vanadio	ppmw	<350	
Níquel	ppmw	<300	
Silicio	ppmw	<150	
Hierro	ppmw	<270	
Densidad	gm/cc		

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

#### 5.4.5 Propiedades y Uso del Coque

Las características del coque producido y sus usos pueden variar extensamente, dependiendo de las características de la carga de alimentación a la unidad coquificación retardada y las condiciones del proceso empleados. El coque de las unidades del coquificación se conoce como *green coke* (coque verde). El coque verde se compone principalmente de carbón pero también contiene 6-20% hidrocarburos volátiles, junto con otras impurezas, tales como el azufre, el vanadio, el níquel o nitrógeno. Si el coque verde tiene niveles suficientemente bajos de impurezas, tales como azufre y metales, se puede ser conveniente para la calcinación. El coque verde de más alta calidad frecuentemente

se dice que es de “*anodo quality*” (calidad ánodo). La calcinación implica calentar del coque verde para eliminar los componentes volátiles y mejorar su conductividad eléctrica. El coque calcinado producido se utiliza en la fundición de aluminio, producción de dióxido de titanio y para aumentar el contenido del carbón en la producción del hierro y acero. El coque de Petróleo no apropiado para calcinar se utiliza como combustible en varios usos y se dice que es de “*fuel grade*” (tipo combustible). Su alto contenido de azufre con frecuencia limita su alcance para el uso en la generación de energía. Un consumidor importante es la industria del cemento, donde las impurezas presentes en el combustible son absorbidas por el cemento y sin ser liberado a la atmósfera.

El coque del petróleo se puede clasificar ampliamente en dos categorías, el coque esponja y coque aguja, dependiendo de sus características físicas, tales como su textura, densidad, porosidad, resistencia eléctrica y coeficiente de conductividad térmica.

#### **(a) Coque esponja**

El coque esponja es un coque del petróleo de mediana calidad producido principalmente de cargas no aromáticas. La industria de aluminio es el único usuario más grande para este coque, donde se utiliza para la fabricación del ánodo.

Las características del coque calcinado son las siguientes:

- **Azufre:** El coque de petróleo calcinado tipo ánodo varía en el contenido de azufre entre 0.5 y el 3%. Aunque el azufre en el coque de petróleo calcinado mejora el funcionamiento del ánodo, el nivel permisible del azufre adentro la mayoría de los casos son determinados por regulaciones ambientales en áreas donde se localizan las plantas de fundición.

- Los Metales son contaminantes con un impacto negativo sobre la pureza del aluminio y de otros productos producidos.
- Densidad: La densidad aparente y la densidad total son variables que determinan la densidad del ánodo resultante construido del material.
- Tamaño de partícula: Generalmente el coque calcinado necesita tener de 30-35% partículas más grandes que un cuarto de pulgada para producir un agregado adecuado, requerido para la producción de ánodos.

**(b) Coque tipo aguja**

El coque tipo aguja se utiliza en la fabricación de barras de grafito de grandes diámetros (24-28 pulg.) para electrodos de hornos de ultra alta potencia. El material utilizado debe ser de alta densidad, baja resistividad, alta resistencia y muy bajo coeficiente de extensión termal (CTE).

Este material se produce debido a cargas aromáticas a la unidad de coquificación. También, la alimentación debe ser de muy bajo azufre, metales y asfaltenos. Las cargas derivadas de la Refinería tales como alquitrán térmico, aceite decantado o mezcla de aceite de craqueo catalítico.

Las condiciones de operación para el coque aguja requieren temperaturas en el tanque de coquificación más altas, las cuales disminuyen el CTE del coque producido. Se conoce que un aumento del 15°F en la temperatura del tanque disminuye el CTE en 30% pero triplica el tiempo de corte.

## **5.5 Coquificación con Lecho Fluidizado y Gasificación (FLEXICOKING)**

FLEXICOKING es una tecnología comercialmente probada, un lecho fluido continuo que térmicamente convierte hidrocarburos pesados (tales como residuo del vacío, el residuo atmosférico, aceite arena bituminoso, crudos pesados en general, los fondos del proceso de desasfaltado, o los fondos de la FCC) a productos livianos más valiosos.

FLEXICOKING es un proceso integrado que proporciona flexibilidad permitiendo aumentar cargas residuales, produciendo productos líquidos livianos y un gas combustible sustituto de otros gases combustibles o gas natural. FLEXICOKING esencialmente elimina la producción del coque del petróleo, mientras que proporciona un combustible económico para los hornos y las calderas de la refinería.

### **5.5.1 Particularidades del Proceso.**

Proceso térmico continuo de la conversión de lecho fluido con la gasificación integrada del coque para producir un sustituto del gas de combustible limpio o del gas natural.

- El coque proporciona el calor al proceso para la coquificación y para la reacción de la gasificación.
- El gas de FLEXICOKING combustiona adecuadamente en hornos modificados, en calentadores, y calderas dentro de la refinería o se puede exportar como combustible.
- Posee alta flexibilidad para procesar alimentaciones diferentes incluyendo cargas con alto contenido de metales, azufre, residuo del carbón de Conradson (CCR).

### **5.5.2 Descripción del Proceso**

La alimentación (típicamente residual de vacío 1 050°F/565°C°) entra al SCRUBBER (1) e intercambio calor por contacto directo con los vapores efluentes por la parte superior del reactor. El SCRUBBER condensa los hidrocarburos de mayor punto de

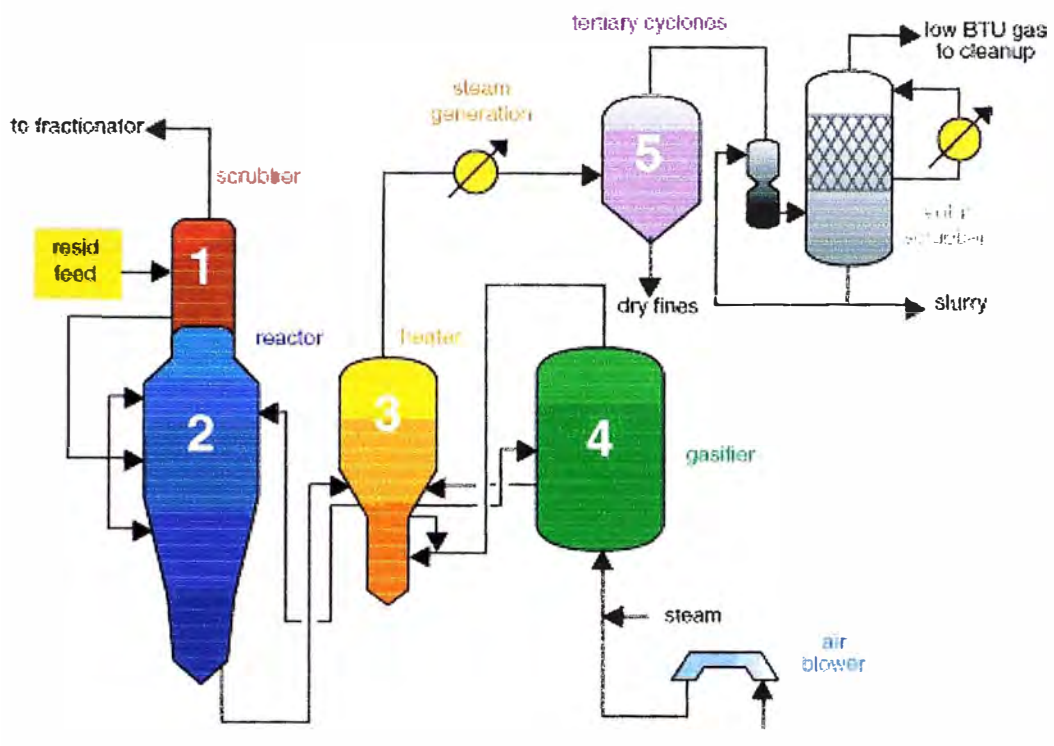


ebullición en el efluente del reactor (típicamente  $> 975^{\circ}\text{F}/525^{\circ}\text{C}$ ) y recicla éstos junto con la alimentación fresca al reactor.

Los vapores más ligeros se envían al fraccionamiento convencional y a la recuperación de productos livianos finales. En el reactor (2), la alimentación se craquea térmicamente a un rango completo de productos livianos y de coque.

Se produce coque que es empleado para transferir coque del lecho del Reactor al Heater (3) vía una línea de transferencia. El coque caliente del Heater se hace circular de nuevo al Reactor (a través de línea de transferencia del coque), otorgando el calor requerido para mantener temperatura en el reactor y para permitir las reacciones de craqueo térmico. Exceso del coque se envía al generador de gas (4) donde el coque reacciona con aire y vapor produciendo un gas de combustible (Flexigas) que se puede utilizar en calderas y hornos. Aproximadamente el 97% del coque generado en el reactor se consume en el proceso, conjuntamente con una cantidad pequeña de coque de producto recuperada del sistema de los ciclones (5).

**Figura 5.5.2-1**  
**FLEXICOKING simplificado Flowplan**



### 5.5.3 Producción y Calidad

El proceso de FLEXICOKING produce una gama de productos líquidos y una corriente mínima de coque. También produce un gas de combustible limpio vía gasificación de la mayoría del green coque producido en el reactor.

La corriente de los gases ligeros del reactor se envía típicamente a una Unidad de Recuperación de Gases para obtener un gas combustible y LPG.

Los productos líquidos se cortan en tres fracciones. La nafta de coque se envía a un proceso de hidrotratamiento y después se utiliza como materia de base del reformador o para mezclar de las mogas. Los gasóleos livianos se envían a una hidrotratadora con la finalidad de producir diesel, y los gasóleos pesados del coquer

se utilizan como cargas a los procesos de craqueo catalítico ó hidro craqueo.

Los rendimientos del proceso de FLEXICOKING se muestran en la tabla N° 5.5.3-1 y 5.5.3-2 y sus requerimientos de servicios industriales en la tabla N° 5.5.3-3.

**Tabla 5.5.3-1.- Rendimientos Flexicoking**

<b>Residual de Arabian Pesado (*)</b>		
<b>Rendimiento (wt%)</b>	<b>Modo Reciclo</b>	<b>Modo-Sin Reciclo</b>
<b>C4+ ligeros C5 (221).</b>	12,9 - 14,4	11,2 - 12,5
<b>221-343°C 343-524°C</b>	10,2 - 27,1	8,9 - 24,1
<b>524°C +</b>		12,2
<b>Coque bruto</b>	35,4	31,1

(\*) Carga: 1050°F/566°C punto de corte, 3.2 °API, 5.6 wt% S, 0.47 wt% N, 28.5 wt% Carbón Conradson y 250 ppmw. de metales.

Fuente: ExxonMobil

**Tabla N° 5.5.3-2**

<b>Rendimientos</b>	<b>Fluid Coking</b>	<b>Flexicoking</b>
C <sub>4</sub> + livianos (wt%)	13,1	Semejante
C <sub>5</sub> / 510 °C (LV%)	65,1	Semejante
Coque bruto (wt%)	30,7	Semejante
Coque Neto (wt%)	24,9	0,61
Coque gas* (LV%)	-	18,8
Carga: 2 5000 b/d de Residual Arabico con 1 050°F + (566°C) punto de corte, 24,4 wt% CCR, 4,4 °API, y 5,34 wt% S.		
* Barriles Equivalentes de Fuel Oil.		

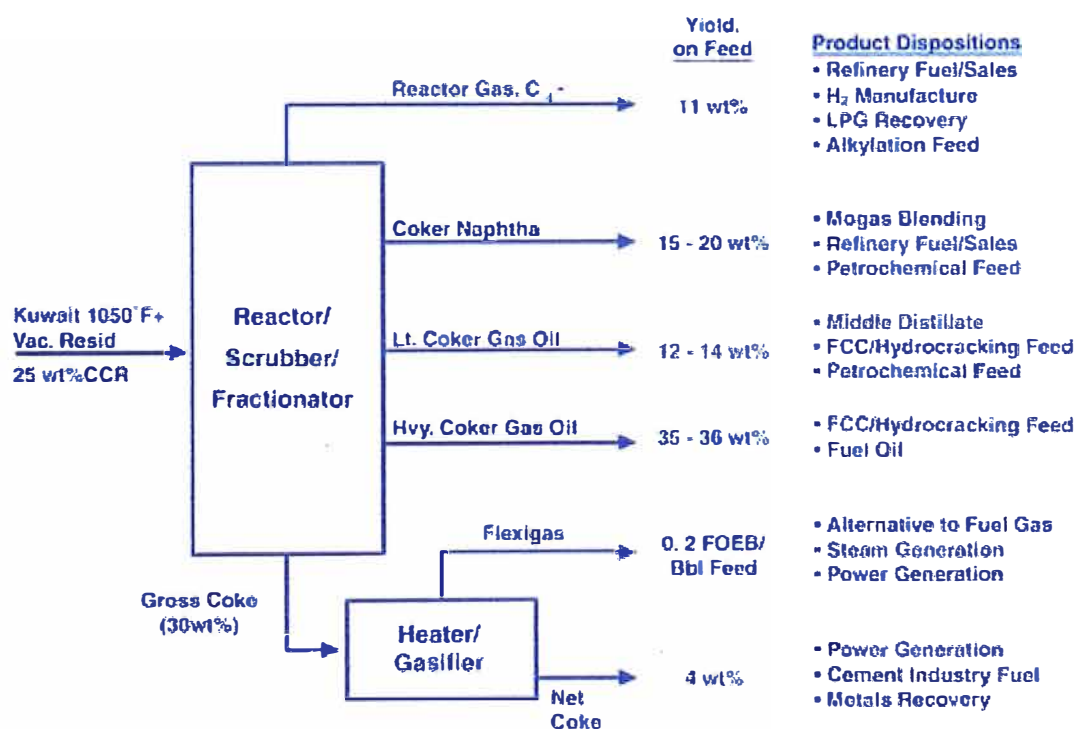
Fuente: ExxonMobil

Tabla N° 5.5.3-3

	<b>Flexicoking</b>	<b>Fluid Coking</b>
Electricidad, kWh	30	30
Vapor (125 psig/861 kPa), lb	150	25
Vapor Producido (600 psig/4134 kPa), lb	200	160
Agua (carga a caldero), gal	35	35
Agua (enfriamiento), gal	700	45
<b>Soplador de Aire</b>		
Compresor, brake HP-hr	0,6	0,2
Vapor Producido (125 psig/861 kPa), lb	660	230
Vapor, (600 psig/4134 kPa), lb	660	230

Fuente: ExxonMobil

Mientras que la mayor parte del coque se gasifica, una cantidad pequeña se produce del proceso de FLEXICOKING. El coque fluido del producto se puede retirar del calentador para ajustar el nivel de la gasificación. Este coque tiene un contenido más bajo del sulfuro comparado al coque producido en el reactor



Fuente: ExxonMobil

#### **5.5.4 Flexibilidad Operativa**

El FLEXICOKING es un proceso muy flexible. Hay dos razones principales de esta flexibilidad. El primero es la adaptabilidad en los productos líquidos obtenidos. Así, el líquido a mayores temperaturas de 975°F/525°C+ o depende de la temperatura que se fije, se recircula de la torre de lavado (scrubber) de nuevo al reactor o, con modificaciones de menor importancia, esta corriente se puede retirar como producto adicional. Esto se conoce como gasóleo pesado de coker. Este se puede mezclar con el fuel-oil de la refinería. La eliminación de reciclo aumento los productos líquidos de 4 - 6 % peso en la alimentación fresca, reduciendo la producción total de gases ligeros y de coque que se obtiene en el reactor.

El FLEXICOKING también proporciona flexibilidad en la gasificación del coque. El ajuste de la cantidad de coque gasificado permite que se produzca más o menos sustituto del gas de combustible. Este gas se puede utilizar en hornos o calderas, o como combustible para procesos, reemplazando al gas natural. Las configuraciones de proceso adicionales incluyendo la gasificación dual FLEXICOKING permiten la producción de gas de síntesis y/o hidrógeno.

### **5.6 Viscorreducción**

Residuos atmosféricos y de vacío son normalmente las cargas para este proceso. Estos residuos logran una conversión a gas, gasolina, y gasóleos típicamente en el orden de 10% a 50%, dependiendo de la severidad y de las características de la carga. Esto reducirá los requerimientos para el material de corte requerido para el combustible residual. La conversión de esta corriente de residuos a productos destilados y productos ligeros es comúnmente como una medición de la severidad de la operación. Porcentaje de conversión dependerá de la cantidad de 650 °F+(343°C+) material presente en el residuo atmosférico

o 900°F+(482°C+) material presente en el carga de residuo de vacío en el cual es viscorreducido en componentes ligeros.

El grado de conversión estará limitado por el número de características de la carga, como asfaltenos, sodio, y contenido de Carbón Conradson. Una carga con alto porcentaje de asfaltenos dará como resultado una conversión completamente menor que una carga con un contenido normal de asfaltenos (asfaltenos son una parte crítica), siempre que se obtenga una producción estable de combustibles residuales de los fondos del proceso de viscorreducción. También la presencia de sodio, como los altos niveles de Carbón Conradson, puede incrementar la formación de coque en los tubos del Heater.

La estabilidad de los productos del residuo del proceso de viscorreducción es una principal preocupación en seleccionar la severidad de las condiciones de operación. Severidad, o el grado de conversión, si se decide incorrectamente, pueden causar una fase de separación en el producto residual (fuel oil) aun después de la mezcla con el material de corte. Como se ha descrito previamente, incremento de la severidad y porcentaje de conversión del proceso, inicialmente llevará a una reducción en la viscosidad del producto residual (fuel oil) obtenido en el proceso de viscorreducción. Sin embargo, la estabilidad del los combustibles residuales (fuel oils) del proceso de viscorreducción decrecerá siempre y cuando el nivel de severidad/conversión es incrementado más allá del punto óptimo seguro, dependiendo de las características de la carga.

### **5.6.1** Fundamentos del Proceso de Viscorreducción

Materia prima con bajo contenido de insolubles en n-pentano muestra buena susceptibilidad a la viscorreducción, mientras que aquellos con altos valores responden pobremente.

La estabilidad del residual es un limitante en la conversión alcanzable en el proceso de viscorreducción. El mecanismo térmico dará lugar a la precipitación de materiales sin convertir si

es que la conversión se lleva demasiado lejos. La conversión está limitada por el asfalteno y el contenido de carbón Conradson. Una materia prima con un contenido más alto de asfalteno limitará la conversión total posible mientras que se mantiene una producción estable de residual.

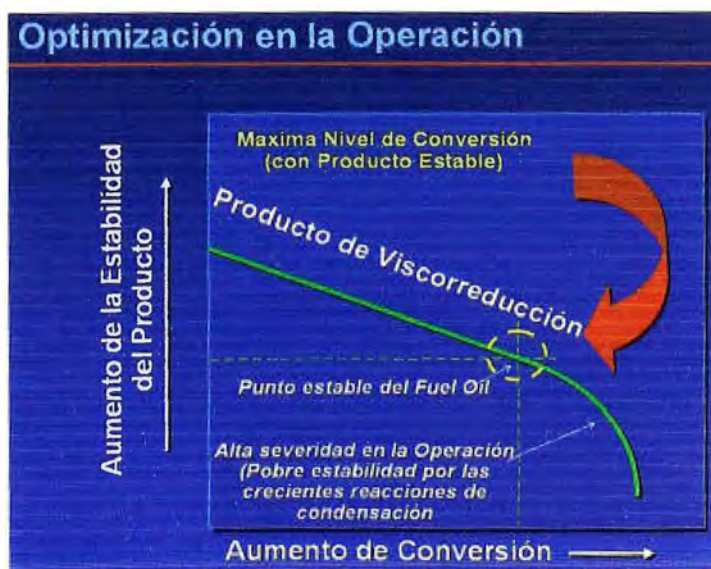
Los niveles más altos de Carbón Conradson en la alimentación, pueden aumentar el índice de la coquificación en los tubos del calentador.

Residuales con punto de ebullición bajo y contenido de una gran porción de insolubles en n-pentano se craquea en aceites con puntos de ebullición más bajos y resulta en una reducción total de la viscosidad. Los asfaltenos (n-heptano insoluble) pasan a través del horno relativamente sin cambio alguno a severidades moderadas.

Se conoce que para una alimentación dada, a medida que la severidad se incrementa, la viscosidad del Residuo de Visbreaking del proceso de viscorreducción 400 °F+ (204 °C+) inicialmente disminuye y después aumenta dramáticamente.

Esta revocación de la viscosidad indica el punto a la cual la inestabilidad del residual puede ocurrir (cuadro 5.6.1-1).

**Cuadro 5.6.1-1**



### 5.6.2 Descripción del Proceso

La alimentación a la unidad es un residual del vacío a 670°F que viene de la unidad de destilación al vacío (véase la Figura 5.6). La corriente de la carga se alimenta por la bomba de carga (P-101) al Heater de viscorreducción (H-101A, H-101B), donde es calentado a 920°F. El Heater del proceso de Viscorreducción es de una solo paso (single-pass). Este heater contiene un pre-heater y dos soaking coils (donde se realiza la conversión en el coil). Normalmente, un calentador esta en operación mientras que el otro está en mantenimiento o a la espera (standby).

Durante el proceso, el coque se forma en el tubo, por lo que existen facilidades de vapor/aire para eliminar el coque. La temperatura del tubo de metal se diseña para un máximo de 1400°F durante la eliminación del coque.

El efluente del calentador es enfriado a 750°F, con el gasóleo craqueado que viene del stripper lateral de gasóleo. El efluente del viscorreductor enfriado fluye a la columna principal (V-101), que contiene 27 platos. El vapor es flasheado y separado en gas de refinería, nafta craqueada y un corte de gasóleo. El vapor de tope se condensa en el condensador (E-105) y se acumula en el recipiente de nafta inestabilizada (V-103), que proporciona un reflujo a la columna fraccionadora principal. El vapor incondensable es luego enfriado (E-103) y acumulado en el estabilizador (V-104). La nafta inestabilizada (V-104) fluye a una estabilizadora o columna debutanizadora (V-105) de 26 platos, que elimina cualquier gases de C4 como corriente superior y produce una corriente de nafta estabilizada en los fondos.

Una corriente lateral de gasóleo se retira de la principal columna fraccionadora y se despoja con vapor (V-102). Esta corriente es bombeada por P-105 y enfría el efluente del heater de Viscorreducción en la salida del heater.



Para reducir al mínimo la formación del coque en la sección inferior de la columna, la columna fraccionadora es mantenida en 650°F retirando una corriente lateral del fondo enfriado por la alimentación fresca entrante en los intercambiadores E-102/103 y un aero-refrigerante (E-104) antes de volverlo una parte a la columna.

El fondo de la columna viscorreductor (visbreaking Tar) es transferido (P-102) a la columna de despojador de residuo (V-107) donde se emplea vapor de despojamiento de media presión para retirar gases ligeros. El Visbraking Tar del fondo de la columna se retira, se enfría (E-112 y E-113) antes de ser enviado al almacenamiento.

Las condiciones de operación de una unidad de Viscorreducción, la producción de la unidad, los consumos para uso general de la unidad, las características de la alimentación y del producto se demuestran en las tablas correspondientes del 5.6.2-1 al 5.6.2-5.

Las variables de proceso más importantes son calidad de la carga, temperatura de craqueo y tiempo de residencia del hidrocarburo en el *coil* (bobina). La carga a la unidad de viscorreducción son residuales reducidos del petróleo crudo o de vacío. Residuales de crudos parafínicos son los más convenientes debido a la gran reducción del punto de fluidez alcanzado. El perfil de temperatura de la bobina (coil) y el tiempo de residencia se controlan para supervisar la severidad de la operación, generalmente medido por la cantidad de gasolina producida. Temperaturas más altas, que la óptima, puede producir un Tar (residual de visbreaking) inestable y más frecuente formación de coque en el coil o paradas de planta más frecuentes.

Con respecto a las tecnologías del proceso de Viscorreducción se diferencian entre que están disponibles en el mercado son:

“Bobina” o “soaker”. Las calidades y rendimientos de los productos de estos diseños son básicamente iguales a una severidad dada y es independiente de la configuración del viscorreductor mismo.

El diseño de la “bobina” o del “horno” ofrece la ventaja de la comodidad en el uso a temperaturas de conversión altas el craqueo ocurre dentro de una bobina dedicada en el horno, la unidad no tiene que ser parada para decoquificación.

El diseño del “soaker” alcanza una cierta conversión dentro del calentador; sin embargo, la mayor parte de la reacción ocurre en un recipiente o “soaker” fuera del horno. Los reactantes son disgregados como efluente bifásico a temperatura elevada por un tiempo predeterminado de residencia en base al flujo a través del soaker. Esta temperatura más baja del calentador puede dar lugar a un costo de combustible más bajo, pero también resulta en una producción reducida de vapor.



**Tabla 5.6.2-1**  
**Condiciones de Operación del Proceso de Viscorreducción, Base de 7 634**  
**BPSD de Residual de Vacío**

<b>Crudo Darius (Iranian)</b>		
<b>Parametros de Operación</b>	<b>Unidades</b>	
<b>PREHEATER SECTION (CONVECTION + ONE RADIANT COIL)</b>		
Temperatura de Ingreso de Carga	°F	670
Temperatura de Salida	°F	800
DUTY	mmBtu/hr	10,73
Flujo de Calor	Btu/hr °F	100 000
<b>Primera Sección de Soaking</b>		
Temperatura de Ingreso	°F	800
Temperatura de Salida	°F	883
DUTY	mmBtu/hr	9,00
COIL VOLUME	ft <sup>3</sup>	93
<b>Segunda Sección de Soaking</b>		
Temperatura de Ingreso	°F	883
Temperatura de Salida	°F	920
DUTY	mmBtu/hr	12,9
COIL VOLUME	ft <sup>3</sup>	93
<b>Sección de Vapor Sobrecalentado (Convection Coil)</b>		
Presión de Ingreso	psia	170
Temperatura de Ingreso	°F	370
Presión de Salida	psia	160
Temperatura de Salida	°F	600

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

**Tabla 5.6.2-2**  
**Consumo de Servicios Industriales para el Proceso de Viscorreducción**  
**Por Tonelada de Carga de Residual de Vacío**

<b>Servicios Industriales</b>	<b>Unidades</b>	<b>Consumo</b>
Combustible	mmBtu	1,8010
Vapor	mmBtu	-0,6520
Energía	kWhr	6,1840
Agua Destilada	MIG*	0,0257
Agua enfriamiento	MIG*	1,3011

(\*) Mils de Galones Imperiales

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

**Tabla 5.6.2-3**  
**Propiedades de la Carga y Productos de Viscorreducción**

<b>Carga Residual Atmosférico</b>			
<b>Propiedad</b>	<b>Unidad</b>	<b>Carga</b>	<b>Viscorreducción Alquitrán</b>
Gravedad	°API	17,7	21,5
Gravedad Especifica		0,9484	0,9248
Viscosidad	Cst, 122°F	175	
	Cst, 210°F	22	10
Punto de Escurrimiento	°F	50	40
Sedimento Seco	Wt%		0,15

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

**Tabla 5.6.2-4.**  
**Rendimientos de la Unidad de Viscorreducción**

<b>Componente</b>	<b>Carga de Residuo de Vacío, W/W</b>	<b>Residual atmosférico, W/W</b>
<b>Carga</b>		
Carga Residual Atmosférico		1,0
Carga Residual de Vacío	1,0	
Total Carga	1,0	1,0
<b>Productos</b>		
H <sub>2</sub>	0,0001	
H <sub>2</sub> S	0,0053	
C <sub>1</sub>	0,0047	
C <sub>2</sub>	0,0006	
C <sub>2</sub> =	0,0047	
C <sub>3</sub>	0,0026	
C <sub>3</sub> =	0,0051	
iC <sub>4</sub>	0,0015	
C <sub>4</sub> =	0,0063	
NC <sub>4</sub>	0,0069	
IC <sub>5</sub>	0,0061	
C <sub>5</sub> =	0,0061	
NC <sub>5</sub>	0,0023	
<b>GASES, TOTAL</b>		0,0250
Gasolina Liviana	0,0198	
Nafta	0,0437	0,0750
Gasoil	0,1455	0,2400
700°F + Alquitrán (TAR)	0,7387	0,6600
<b>TOTAL</b>	1,0	1,0

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

Tabla 5.6.2-5

**Propiedades de la Carga y Productos de Viscosidad, Carga de Residual de Vacío del crudo *Irani***

Propiedad	Unidad	Carga	Gas de Proceso	Nafta	GAS OIL	TAR Viscosidad
Gravedad	°API	4,8	73,9	52,3	34	4,4
Gravedad Específica		1,0382	0,6889	0,7699	0,8550	1,0412
Rango de Ebullición	°F		C <sub>5</sub> - 180	180-330	330-670	
Azufre	Wt%	6,28	0,34	0,57	1,35	6,32
Viscosidad	Cst, 122°F	450000			2	300000
	Cst, 210°F	2300				1200
	Cst, 300°F	130				72
	Cst, 500°F	7,2				
MOL WT		690	77	106,7	193	480
UOP 'K'		11,6				
Punto de Escurrecimiento	°F	135			30	60

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

### 5.6.3 *Diseño COIL versus SOAKER*

Dos procesos Visbreaking son comercialmente disponibles. El primer proceso es el de tipo *coil*. El proceso *coil* logra la conversión por alta temperatura de craqueo dentro de un especializado *soaking coil* en el horno. Con la conversión lograda principalmente como resultado de la temperatura y tiempo de residencia, *coil visbreaking* se describe como una opción de condiciones de operación de alta temperatura y corto tiempo de residencia. Este proceso es licenciado por UOP y Foster Wheeler.

La ventaja principal del diseño *coil* es el Heater de dos-zonas. La Heating zona que es donde se calienta sin ninguna reacción y la *soaking* zona donde las reacciones de cracking tienen lugar. Este tipo de calentador proporciona un alto grado de flexibilidad en la entrada de calor, que resulta en un mejor control del calentamiento del material. Con el diseño de tipo *coil*, la decoquificación de los tubos del calentador se logra más fácilmente por el uso de vapor-aire.

El proceso alternativo *soaker* consigue alguna conversión en el calentador. Sin embargo, la mayoría de la conversión se produce en un recipiente de reacción o *soker* que contiene el efluente en dos fases. *Soaker visbreaking* se describe como una opción de condiciones de operación de baja temperatura y de alto tiempo de residencia. El proceso de *soaker* está licenciado por Shell.

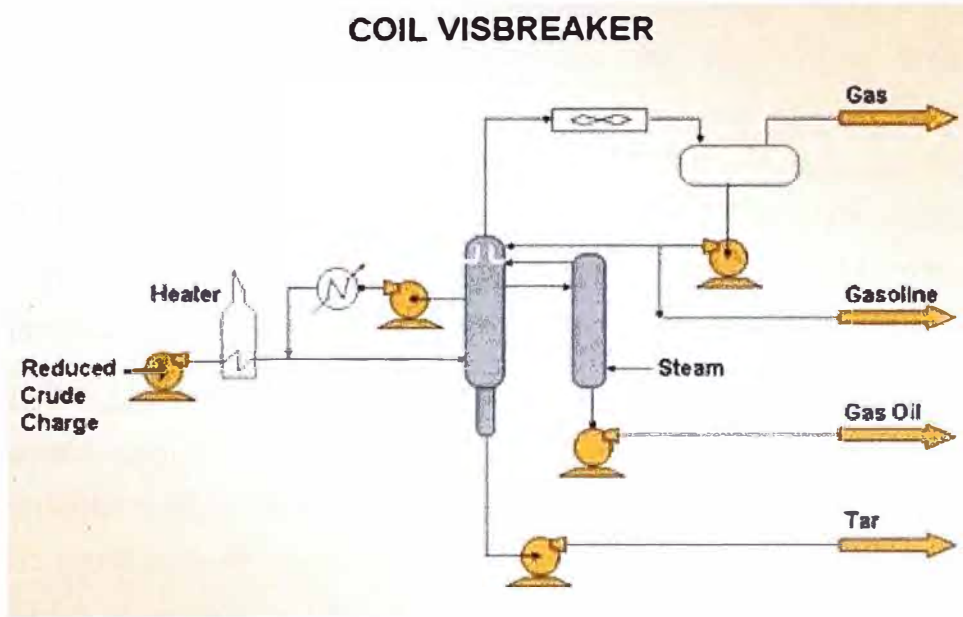
Al proporcionar el tiempo de residencia necesario para lograr la reacción deseada, el diseño del recipiente *soaker* permite al heater operar a una menor temperatura de salida. Esta temperatura de menor calentamiento resulta en un menor costo de combustible. Aunque existe la experiencia de la ventaja de ahorro de combustible por el diseño de tipo *soaker*, también hay algunas desventajas. La principal desventaja es la operación de decoquificación del calentador o heater y del *soaker drum*. Aunque los requerimientos de decoquificación del diseño de *soaker-drum* no son tan frecuentes como las del diseño tipo *coil*, el diseño de *soaker* requiere más equipamiento para la manipulación y eliminación de coque.

Las cualidades del producto y los rendimientos del diseño de *coil* y *soaker drum* son esencialmente los mismos en una determinado severidad y son independientes de la configuración del proceso de viscorreducción. Ver el siguiente gráfico entre los diferentes tipo de proceso de Viscorreducción (Gráfico 5.6.3-1).

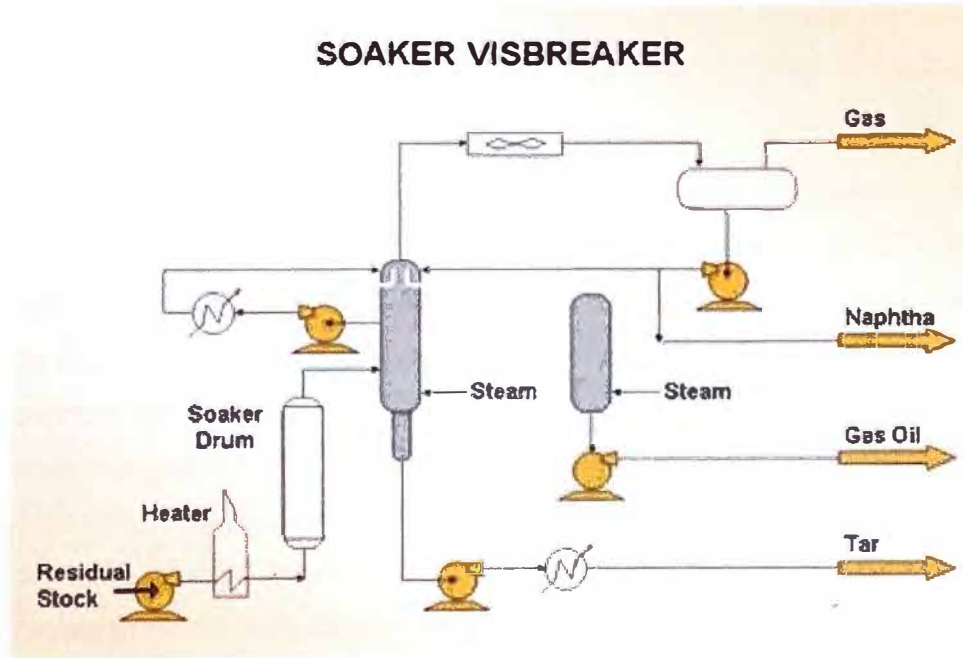
Grafico 5.6.3-1

Diferencias Generales entre los Diseños del Proceso de Viscorreducción

COIL VISBREAKER



SOAKER VISBREAKER



Fuente: UOP-Foster Wheeler.



## 5.7 Desasfaltado

Históricamente, el Desasfaltado por Solventes de residuos del vacío se ha utilizado en la fabricación de aceite lubricante para separar la fracción pesada del crudo de petróleo más allá del rango de la destilación económica comercial, usando propano como solvente. La alimentación a esta unidad es generalmente un residual de vacío con un punto de corte de 950°F TBP. En un periodo, este proceso ha venido a ser usado para preparar la carga a la Unidad de Craqueo Catalítico, Hidrocraqueo y unidades de hidrosulfurización y asfaltos.

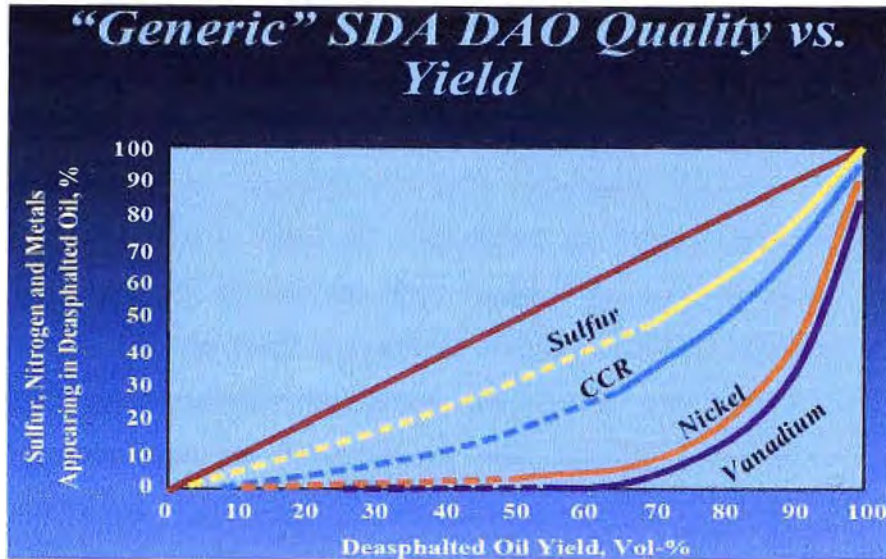
Los estudios han demostrado que se obtiene una alta producción de aceite, siempre que los metales y los asfaltenos sean limitados usando el solvente más apropiado. Así, se han obtenido corrientes de extracción del 65 hasta 85% de aceite desasfaltado (DAO). El residuo de vacío es una carga difícil para los procesos catalíticos, mientras que el DAO se puede procesar fácilmente, como otros destilados pesados. El asfalto producido se puede mezclar con corrientes de asfaltos o volverse a mezclar con una corriente de residuales (fuel oil).

Las unidades de desasfaltado modernas utilizan generalmente una mezcla de solvente de hidrocarburo ligero (corte parafínicos C5-C6) para permitir la máxima flexibilidad operativa. La solubilidad entre la corriente de hidrocarburo y el solvente a una temperatura fija aumenta siempre y cuando aumente la concentración de componentes pesados en el solvente (butanos por ser ligero se obtendrá poco volumen de DAO, pero a su vez, un compuesto menos contaminado; por otro lado, al utilizar una corriente de C6 maximizas el volumen de DAO pero obteniendo un producto más contaminado y pesado).

La selectividad es la capacidad del solvente de separar aceites parafínicos del asfalto o de la alimentación provenientes del residuo del vacío. Mientras los metales, el azufre y el nitrógeno se concentran generalmente en moléculas más grandes, el contenido de metal, azufre y nitrógeno del aceite desasfaltado es reducido considerablemente, según

se demuestra en la Grafico 5.7-1. La selectividad máxima está sujeta a restricciones económicas es siempre el objetivo el proceso.

Grafico 5.7-1



Fuente: UOP-Foster Wheeler.

La selectividad puede ser mejorada aumentando la relación solvente/aceite en una producción constante de DAO. Puesto que una cantidad considerable de energía se requiere para recuperar el solvente, hay una relación óptima del solvente/aceite para cada operación. La producción de DAO y de asfalto del residuo de vacío se demuestra en la tabla N° 5.7-2. La tabla N° 5.7-3 muestra el consumo industriales de la unidad de desasfaltado.

La solubilidad del hidrocarburo en el solvente disminuye con el aumento de temperatura, por que disminuye su densidad, y como hemos mencionado anteriormente en el numeral 4.1.2 (Agregación y deposición de asfaltenos), **la separación promedio entre las moléculas de la fase líquida continua del petróleo y el es mayor en densidades bajas, resultando interacciones menos atractivas.** Por lo tanto será menos soluble en la corriente de hidrocarburo, obteniéndose un menor volumen de DAO.

Esta propiedad se aprovecha, para cierto tipo de tecnología como es el de Residuum Oil Supercritical Extraction (ROSE-perteneciente a Kellogg Brown & Root) ya que si la temperatura aumenta por encima del punto crítico del solvente, la densidad del solvente disminuye significativamente a valores que se aproximan a los “gases densos”. En este aumento de la temperatura, el DAO es prácticamente insoluble en el solvente, y se produce una separación de fases. Aproximadamente el 90 por ciento de los solventes se recupera por esta separación de fase supercrítica. La temperatura es la variable proporciona el método principal del control operativo diario del proceso. Esta separación supercrítica de las fases en el separador de DAO y posterior recuperación de calor en el proceso ROSE proporciona importantes ahorros de energía en los procesos convencionales de desasfaltado. Los procesos convencionales tienen importantes necesidades energéticas para vaporizar y condensar disolvente subcríticos en el sistema de recuperación de disolventes.

**Tabla 5.7-2.**  
**Rendimientos del Desasfaltado con Solventes y calidades de productos**

<b>Propiedad</b>	<b>Unidad</b>	<b>Carga 1</b>	<b>Carga 2</b>
<b>Carga</b>			
Gravedad	API	8,2	13,8
Azufre	Wt%	3,9	0,6
Nitrógeno	Wppm	3100	2100
Níquel	Wppm	19	2
Vanadio	Wppm	61	11
Carbón Conrandson	Wppm	19	13
Viscosidad	Cst. 210°F	500	375
<b>Aceite Desasfaltado</b>			
<b>Rendimiento LV%</b>		83	75
Gravedad	API	14,4	19,5
Azufre	Wt%	3,55	0,47
Nitrógeno	Wppm	2000	1200
Níquel	Wppm	3	0,3
Vanadio	Wppm	11	1,3
Carbón Conrandson	Wppm	8,4	4,7
Viscosidad	Cst. 210°F	92	79
<b>Asfalto</b>			
Rendimiento	LV%	17	25
Gravedad Especifica		1,125	1,0839
Azufre	Wt%	5,6	0,94
SOFTENING POINT	R & B. °F	302	200
Viscosidad	Cst. 400°F		100

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

El Corte de DAO puede ser utilizado para los procesos de Aceites Lubricantes, como carga a otros procesos como Hidrocraqueo, FCC y el Corte de Asfaltos (PITCH) se utiliza para la producción de Petróleos Industriales, Asfaltos, Combustibles Sólidos, realizar una Gasificación y como carga a las Unidades como Viscorreducción o Coquificación Retardada.

Tabla N° 5.7-3

### Consumo Industriales del Solvente Desasfaltado por Barril de Carga

Servicios Industriales	Unidades	Consumo
Combustible	Mm BTU	0,533
Vapor de Baja Presión	Mm BTU	0,632
Electricidad	kW hr	18,1

Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

#### 5.7.1 Descripción del Proceso

- Sección de extracción:** La alimentación fresca (residuo de vacío) se bombea a la unidad de solvente desasfaltado y es combinado con una cantidad pequeña del solvente de pre-dilución para reducir su viscosidad (véase el gráfico 5.3-1). El residuo de vacío y el solvente pre-diluido combinados a temperatura deseada de extracción, fluyen al medio del disco contactor rotativo (RDC) V-101. Las corrientes de solventes de los receptores/acumuladores de alta y baja presión (V-106 y V-107) se combinan y parte de esta corriente se utiliza para la pre-dilución. La porción principal del solvente se regula a la temperatura deseada por el calentador del solvente (E-101A) y un enfriador (E-101B) y fluye en la sección de fondos del RDC. El gradiente de temperatura deseada a través del RDC se mantiene por serpentines de vapor, ubicados en el tope de la torre. La temperatura más alta está en el tope del RDC y la temperatura más baja está en la entrada del solvente. En la sección superior del RDC, relativamente insoluble, separa el

material más pesado de la solución de DAO. El material que regresa al RDC proporciona un reflujo interno y mejora la separación entre el DAO y el asfalto.

**Sección de la Recuperación de DAO.-** El DAO más la mayor parte del solvente (mezcla de DAO) abandona el tope de la torre RDC y fluye al sistema de recuperación de DAO. La mezcla de DAO fluye al horno (H-101), para vaporizar una porción del solvente. La mezcla de DAO fluye a la torre flash de alta presión (V-104) donde el solvente vaporizado es extraído por el tope. La mezcla líquida fluye al intercambiador de calor de presión de vapor (PVHE) E-102, donde se calienta por la condensación del solvente del flash de alta presión. El solvente totalmente condensado, fluye al recipiente/receptor (V-106). La mezcla de DAO fluye del PVHE a una torre flash de baja presión donde otra vez los vapores del solvente son extraídos por el tope. La mezcla de DAO fluye por abajo de la torre, donde posteriormente es calentado para elevar los vapores del solvente desde el re-hervidor. La mezcla remanente del DAO es circulado por heater reboiler H-103 y retornado al fondo de la torre flash. Los vapores del solvente se elevan a través de la torre y la mezcla líquida es mantenida bajo un control de nivel antes de fluir al despojador de DAO V-105.

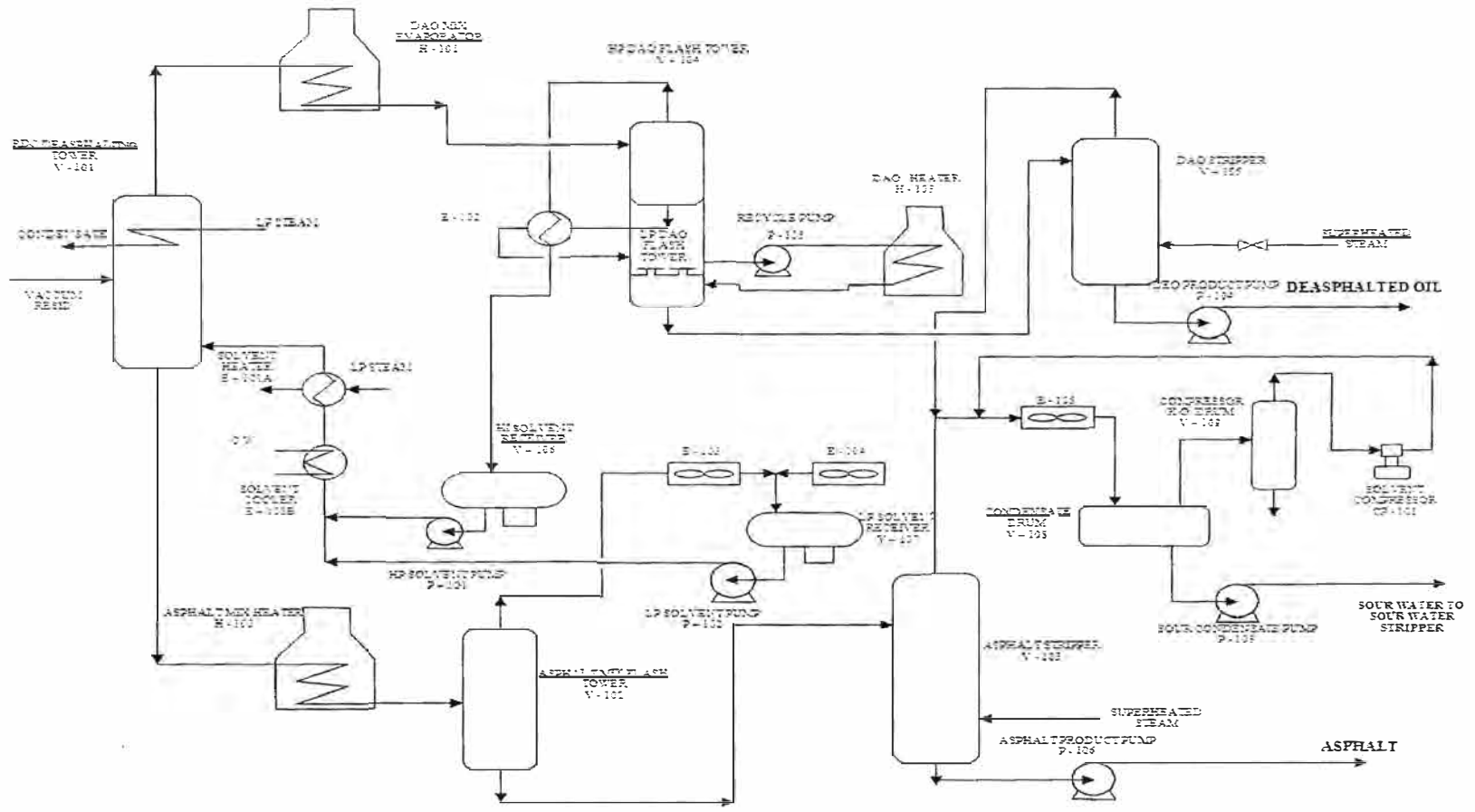
- **Recuperación de DAO.-** La mezcla entra en el tope del despojador, y el solvente remanente es despojado por el tope con vapor sobrecalentado, que ingresa por el fondo de la torre flash. El producto DAO obtenido por el fondo, es bombeado del despojador o torre flash por la bomba (P-104) a los límites de la batería.
- **Recuperación del Asfalto.-** La mezcla solvente/asfalto de la torre RDC fluye a flujo controlado al calentador H-102 de la mezcla de asfalto. La mezcla de asfalto de dos fases caliente del heater es flasheado en la torre asphalt mix flash V-102. Se toman los vapores solventes por la parte superior. La mezcla

restante del asfalto fluye al despojador V-103 del asfalto y entra en la torre en el plato superior. El vapor sobrecalentado se utiliza para despojar el solvente restante que esta contenido aún en el asfalto. El solvente húmedo en fase vapor es obtenido en la parte superior se combina con el solvente recuperado del despojador de DAO. El asfalto producido es bombeado del fondo del despojador por P-105 a los límites de la batería.

- **Sistema Solvente.-** El solvente evaporado en la torre flash de baja presión (LP) se condensa y fluye al recipiente/receptor de solvente de baja presión (LP). El Solvente de la torre flash de asfalto, que opera a la misma presión, se condensa en un condensador aparte y fluye al recipiente/receptor de solvente de baja presión (LP). La razón para separar las dos corrientes de solventes es el potencial ensuciamiento accidental por el asfalto transportado de la torre flash. El vapor de tope de los dos despojadores se enfría y la mayor parte del agua es condensada y recuperada en el recipiente V-108.

El agua recolectada se considera acida y se bombea desde la esta unidad hacia la unidad de despojamiento de aguas acidas. Los vapores del solvente no condensables de este recipiente fluyen al recipiente de succión del compresor (V-109) donde cualquier arrastre de líquido es eliminado. El vapor es luego comprimido por el solvent compresor CP-101 y se une a los vapores del tanque flash de asfalto, aguas arriba del condensador solvente-asfalto. La reposición del solvente es bombeada al recipiente de solvente de baja presión desde el tanque de solvente de las instalaciones alrededores como es requerido.

Figura 5.7-1  
Desasfaltado Solvente



Fuente: Refining Processes Handbook-James H. Gary

## 5.8 Evaluación de Tecnologías de Conversión de Fondos de Barril (Residual de Vacío)

Inicialmente se evaluara las tres tecnologías y a la mejor de ellas se la compara con el Coqueo Fluidizado con Gasificación (Flexicoking)

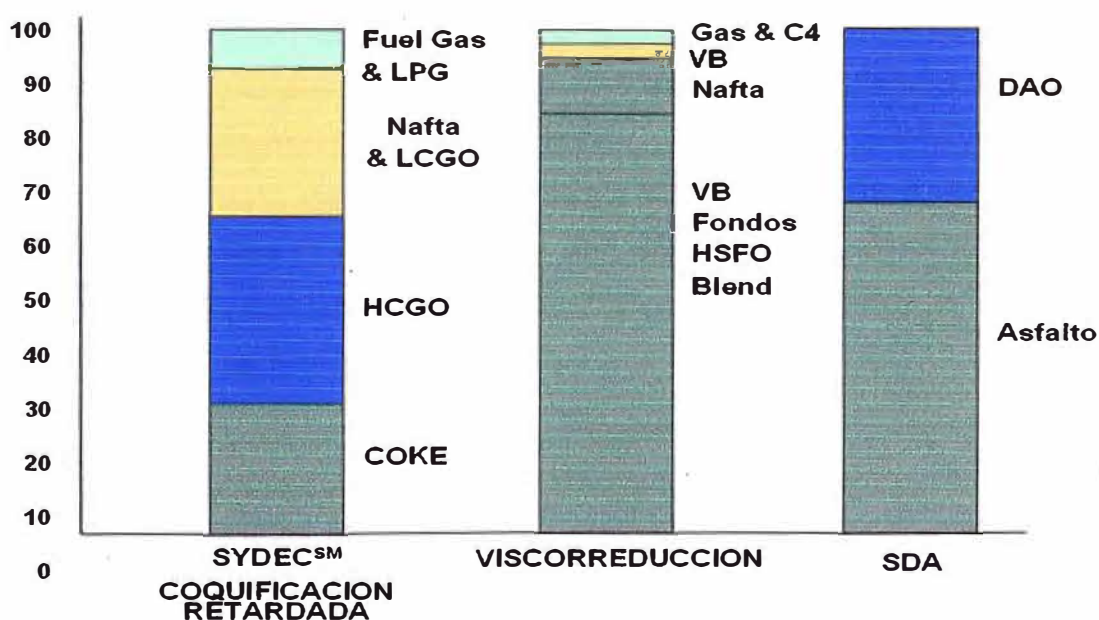
### 5.8.1 Rendimientos

Se evalúan tres (03) tecnologías comerciales para el proceso de conversión de fondos (grafico N° 5.8-1). Estas se evaluarán buscando seleccionar la tecnología conveniente para el objeto del estudio y comenzar a descartar las que no cumpliría las necesidades de mercado.

Comparación Particular.- Tomando referencia una misma licenciataria a continuación se muestra un cuadro de rendimientos con las siguientes tecnologías:

- Coquificación Retardada.
- Viscorreducción
- Desasfaltado por Solventes

Grafico N° 5.8-1



Fuente: UOP-Foster Wheeler.



### 5.8.2 Resultados de Evaluación de Procesos por Rendimientos

- Desasfaltado.- El residual asfáltico es el producto que contiene a mayoría de los contaminantes del residuo (metales, asfaltenos, carbón de Conradson) y es rico en compuestos aromáticos y asfaltenos. Este residual asfáltico se puede utilizar como residual pesado, obtener una mayor conversión en procesos posteriores como un Coquificación Retardada o Viscorreducción o ser un compuesto de mezcla en un bitumen de carretera u otros productos especiales.
- Viscorreducción.- Dependiendo del Tipo de Carga, el rendimiento decae a medida que sea una carga de mayor gravedad. La estabilidad del residual limita la conversión en el proceso de Viscorreducción. El mecanismo térmico dará lugar a la precipitación de material no convertido si aumenta la severidad. Los productos craqueados disuelven los fondos y se convierte luego, en materiales pesados o de fondos. La conversión es limitada por los asfaltenos y el contenido del carbón Conradson. Una carga con alto contenido de asfaltenos limitará la conversión total posible, mientras que se produce un residual estable. Esta revocación de la viscosidad indica el punto más allá que puede ocurrir inestabilidad del fuel-oil. En el proceso de viscorreducción, se obtiene productos con alto contenido de contaminantes, ya que no hay eliminación de ellos, como lo son metales y azufres. Un residual obtenido por este proceso, puede ser utilizado en mercados de alta demanda de Bunkers, el cual no es el caso del mercado peruano.
- Una refinería estaría dispuesta a instalar una unidad de Desasfaltado (SDA) y Viscorreducción, cuando hay un fondo de barril de residuos de no tan bajo grado API o también cuando tiene buena aplicabilidad, como una gasificación para producir energía eléctrica o un power plant.

- Al analizar los rendimientos mostrados en el gráfico N° 5.8-1, se puede concluir, que la tecnología que mejor se adapta a los requerimientos del mercado es la Coquificación Retardada, por que se obtiene mayor cantidad de productos livianos, que mayor precio en el mercado y los contaminantes quedan en el carbón que es un subproducto.

### 5.8.3 Economía

Se observa en los gráficos adjuntos (grafico 5.8-1 al 5.8-4) los rendimientos de los diferentes productos y subproductos que se pueden obtener con los diferentes procesos, de manera que podemos estimar o prever cuales se adaptan a nuestras necesidades.

Gráfico 5.8-2

#### Opciones de Conversión de Residuales/ Productos Obtenidos

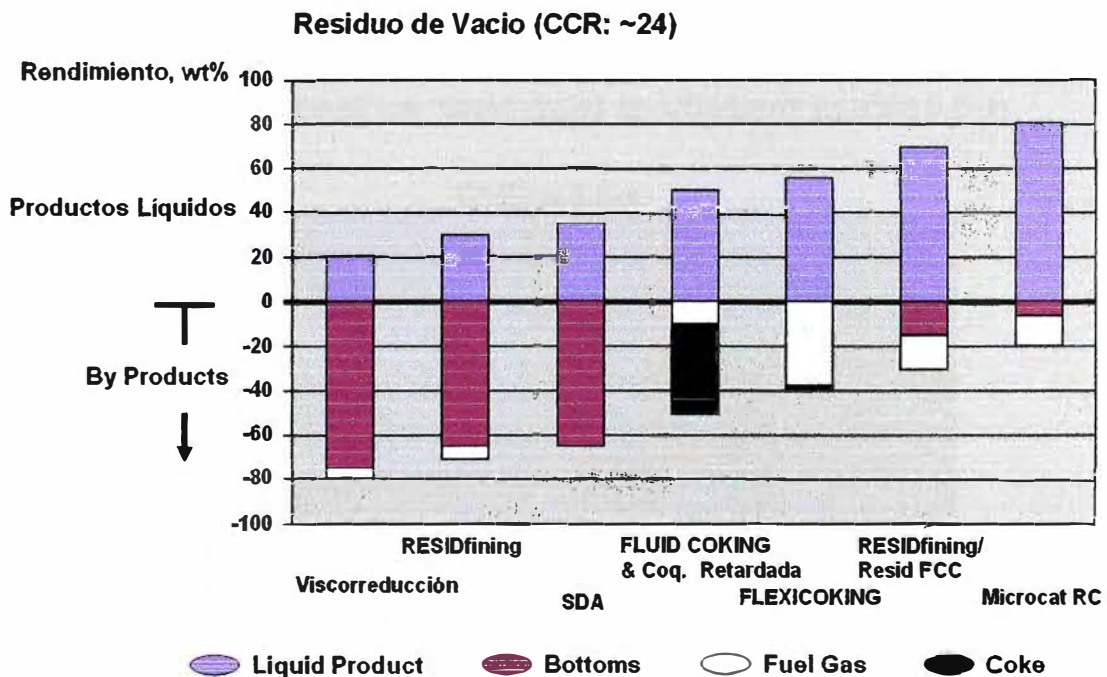
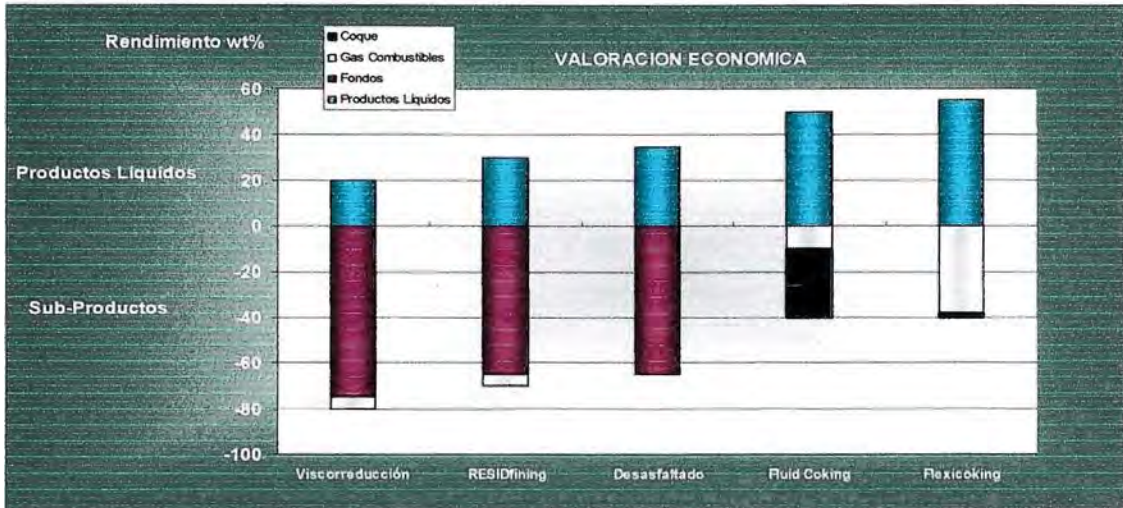


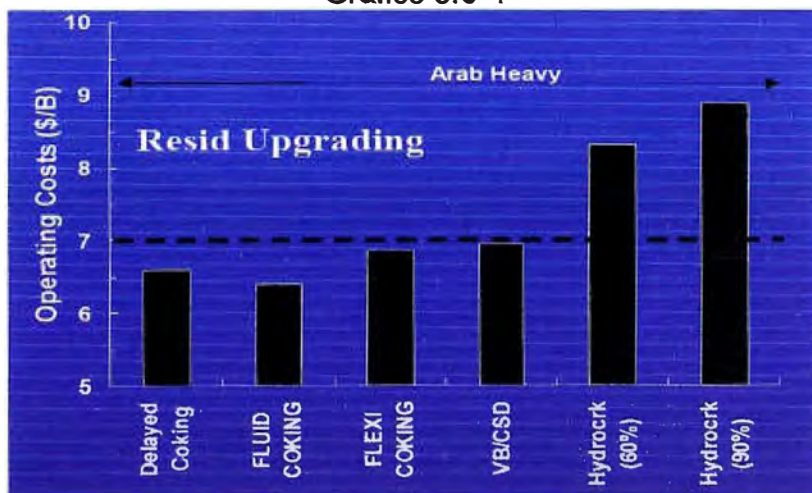
Gráfico 5.8-3



En el gráfico 5.8-3, consideramos que los rendimientos del Fluid Coking son semejantes a los del Proceso de Coquificación Retardada.

A manera comparativa, considerando procesos de la misma capacidad que tienen como función mejorar la calidad de un residual (Upgrading) obtenido de un crudo Árabe pesado, con un precio del gas combustible de 3.5 US\$/MMBTU y considerando sus productos líquidos y sólidos se obtienen el siguiente gráfico indicando los costos operativos referenciales en US\$/Barril (gráfico 5.8-4).

Gráfico 5.8-4



Se observa que los menores costos operativos corresponden al Fluid Coking y al Coqueo Retardado.

#### 5.8.4 Conclusión

1. Se descarta los procesos de Viscorreducción por la alta producción de residuales como los muestra el grafico 5.8-1, 5.8-2/3 y los de procesos de Hidrocraqueo por sus altos costos operativos como muestra el grafico N° 5.8-4.
2. Los procesos con mayor conversión y más económicos son los procesos de Coquificación retardada, Fluid Coking y Flexicoking.
3. Se preferirá evaluar la Unidad Flexicoking, ya que esta tecnología es una versión mejorará que la de Fluid Coking, y que produciría un gas de bajo poder calorífico para poder utilizar como fuel gas para ser utilizado en hornos y calderos en la refinería y evitar adquirir Gas Natural a terceros.
4. Se evaluaría más al detalle los procesos de Coquificación retardada y Flexicoking, ya que este último se basa en la mejora de la tecnología de Fluid Coking.

## CAPITULO 6

### COMPARACIÓN DE FLEXICOKING CON EL COQUEO RETARDADO

#### 6.1 Evaluación de Tecnologías de Conversión Térmica: Coquificación Retardada versus Flexicoking para el Mejoramiento de Residuales.

Al comparar los procesos de Coquificación Retardada, Flexicoking y Fluid Coking se observan que son las tecnologías que realizan una conversión de mayor profundidad, pero como el Flexicoking es un proceso mejorado respecto al Fluid Coking, solo se realizará la comparación entre Coquificación Retardada y Flexicoking.

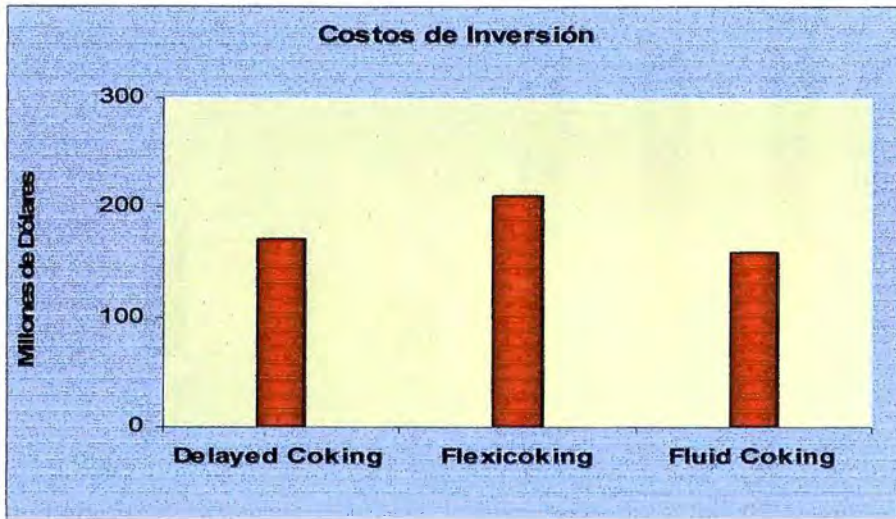
Estas dos tecnologías representan los menores costos operativos por barril representan y son procesos, que cumplen nuestros requerimientos y son comercialmente probadas.

Se hará una comparación más detallada respecto a estos procesos Flexicoking y Coquificación Retardada para optar por el proceso más conveniente.

#### 6.2 Inversiones

- Costos relativos a una Planta de 23 000 BPD.
- Si la inversión dentro del Límite de Baterías (ISBL) para el proceso de Coquificación Coqueo Retardado tiene un valor de "X", la Inversión para un Fluid Coking es  $0,93 \cdot X$  y para Flexicoking es  $1,22 \cdot X$ .
- Costos se escalan con el factor  $n = 0,7$
- Inversiones es dentro del ISBL, no incluye inversiones fuera del límite de Batería (*Offsites*).

- Costos en US M\$, Total Prime Contact (TPC), 2006 Costa Golfo USA.



### 6.3 Costos Operativos

Para hacer un análisis con respecto a los costos operativos, con diferentes procesos y/o tecnologías que se puede utilizar como conversión de fondos, se ve en los siguientes cuadros:

Gráfico 6.3-1

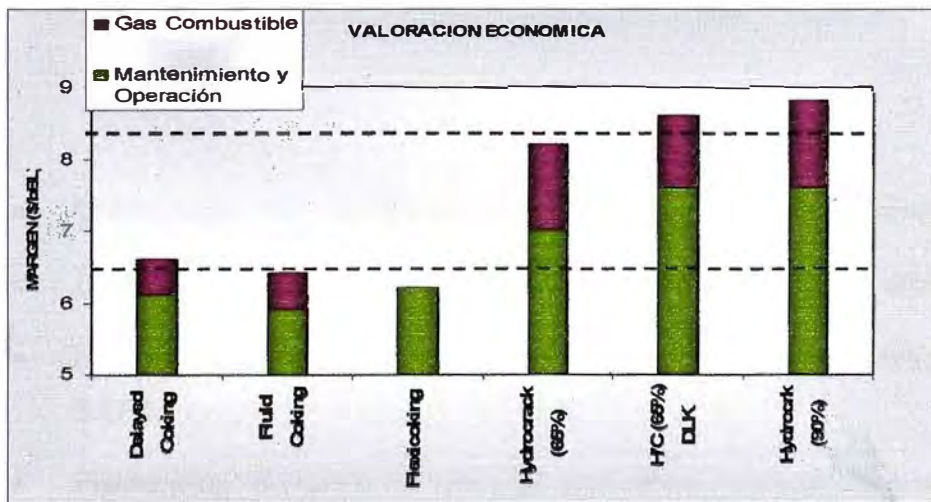




Gráfico 6.3-2

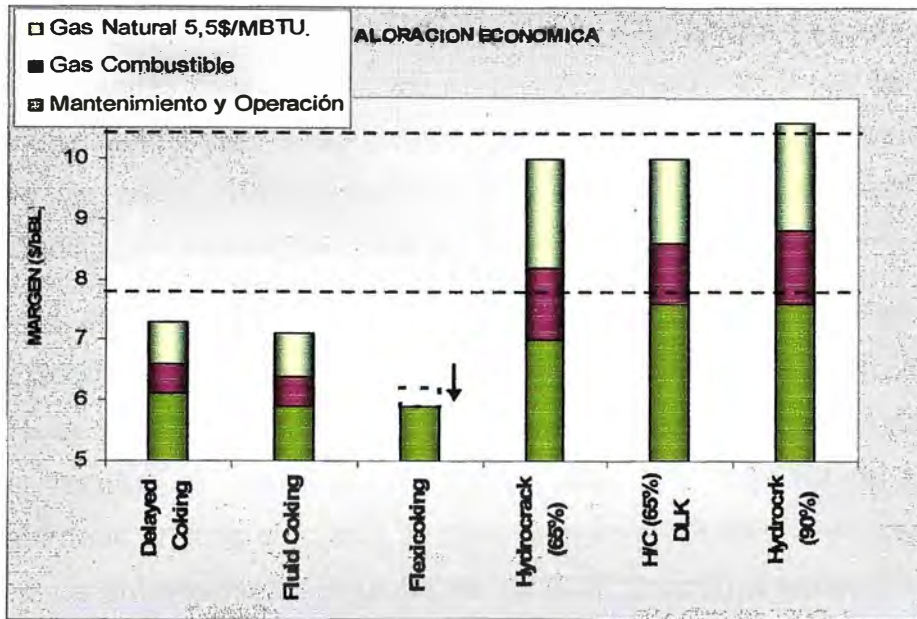
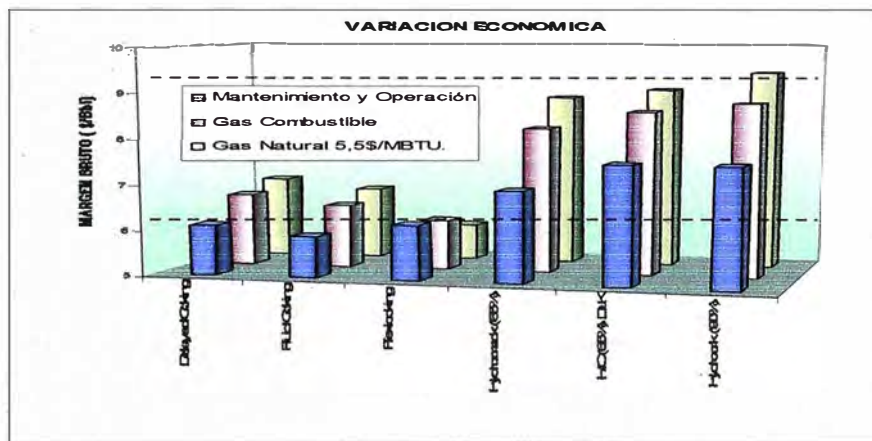


Gráfico 6.3-3



- Coking tiene una ventaja sobre las Tecnologías de Hidroconversión
- Coquificación Retardada y Fluid Coking tienen un margen similar.
- Flexicoking tiene una ventaja cuando el precio del Gas Natural es \$ 3,50/MBtu
- Flexicoking aumenta su ventaja con otros procesos cuando se incrementa el precio de Gas entre 3,5 – 5,5 \$/MMBtu.

## **6.4 Aspectos Comerciales**

Las tecnologías de Craqueo Térmico son alternativas frecuentemente seleccionadas para los residuos de petróleo pesado en razón del amplio conocimiento de estas tecnologías. Se pueden subdividir en los procesos libre de coque (Viscorreducción), y procesos con rechazo de coque (Coquificación Retardada, Fluid Coking y Flexicoking).

Hasta 1994, el 64% de la capacidad mundial total de conversión de residuos se basa en tecnologías térmicas. En América del Norte, más del 50% de la capacidad de procesamiento de residuos se basa en procesos de rechazo de coque. Hasta 1995, había 136 unidades de Coqueo Retardado en todo el mundo, lo que representa 3,2 MMBD de capacidad total de procesamiento, 8 unidades de Fluid Coking con capacidad total de 370 MBD y 5 unidades Flexicoking que procesa 165 MBD.

Entre el 1º trimestre de 1999 y el 3º trimestre de 2000, se programaron 12 nuevas unidades de Coqueo Retardado con una capacidad total de procesamiento de 435 MBD (PDVSA-Intevep, 1999). Esto representa casi el 14% de capacidad de Coqueo retardado que existía antes de 1995. Estas unidades están preferentemente orientadas a procesar residuo de vacío de crudos pesados.

La industria canadiense ha estado utilizando las tecnologías del Coquificación Retardada y Fluid Coking por más de 35 años para mejorar las arenas petrolíferas bituminosas y convertirlas en petróleo crudo sintético. Hoy en día, la producción es de más de 300 MBPDC y hay planes para más del doble de ese total.

## **6.5 Evaluación de Inversión entre las Tecnologías de Fluid Coking y Coquificación Retardada**

Como se evaluó en las Inversiones (numeral 6.2), históricamente el Flexicoking ha sido un proceso con mayor costo de inversión. Una indagación de Inversiones obtenemos:



- Coquificación Retardada: 353 MMUS\$ que ha sido propuesta por la empresa Foster Wheeler y 378 MM US\$ propuesta por la empresa Conoco Phillips.
- Flexicoking: 303,7 MMUS\$.

Estas variaciones de los precios corresponden generalmente a:

- Costos de Equipos y Precio de Materiales.- Se viene generando a un mayor número de proyectos a nivel mundial, amplias solicitudes de equipos para las unidades de procesos, una mayor carga de trabajo en la manufactura de bienes de equipo (plantas de proceso), que ha llevado al incremento de precios de equipos y del costo de materiales para su manufactura.
- Tiempo de Entrega de los Equipos -La mayor dinámica del mercado de proyectos viene generando un segundo efecto importante expresado en los plazos para atender las órdenes de compra de la manufactura de equipos. En la medida que algunos de estos equipos puedan constituir una sección crítica en el proceso de construcción, un mayor precio y plazo de entrega, puede representar un efecto económico adverso en el análisis económico del proyecto y las expectativas para la puesta en marcha de la operación.

Grafico 6.2-1

Cadena de Relación entre los Involucrados en Proyectos



## 6.6 Evaluación en Rendimientos

Respecto a rendimientos de una corrida típica de fondos de vacío para el mismo tipo de carga de fondos de vacío Napo-Talara, observamos en las tablas N° 6.2-2 y 6.2-3 la semejanza en el porcentaje de conversión entre los procesos, encontrándose la diferencia en los subproductos que presentan (Conversión del Coque a un gas de bajo poder calorífico).

Tabla 6.2-2  
Evaluación de Rendimientos de los Principales Procesos de Conversión de Fondos

Carga: Crudo Napo-Talara		Capacidad: 22,6 KBD		
API: 2,9		Carga (Ton/hr): 155,76		
	<b>Coquificación Retardada</b>		<b>Flexicoking</b>	
<b>Componentes</b>	<b>wt%</b>	<b>KBPD</b>	<b>wt%</b>	<b>KBPD</b>
Contaminantes	0,62		1,3	
Livianos (*)	4,47	1,15	6	1,11
GLP	4,41	1,19	3,8	1,71
C5-380 °F	12,35	3,95	13,2	4,28
380-600°F	18,98	5,17	10,2	2,79
600-975 °F	29,04	7,18	32,3	7,82
Gross Coke k.ton/D	30,13	1,126	33,2	48,13
Net Coke k.ton/D	30,13	1,126	2,7	0,10
Fuel Gas LHV (*)				5,24

Fuente: ConocoPhillips y Exxonmobil.

(\*) Cifra expresada en barriles Equivalente de Fuel Oil  
1 BEFO=6 millones de BTU prox.

Tabla 6.2-3  
Típicos consumos de Servicios Industriales de los Principales Procesos de  
Conversión de Fondos

	Consumos de Servicios Industriales Unitarios		Costo Anual de los Consumos de Servicios Industriales (MMUS\$/Año)	
Gas Combustible MMBTU/B	0,152	0,0	11,06	0,0
Electricidad KWH/B	4,24	5,86	2,5	3,4
Vapor K.Ton/B	0,012	0,211	0,9	8,5
Agua enfriamiento gal/B	0,119	1,185	0,12	1,2
			<b>14,58</b>	<b>13,2</b>

#### 6.6.1 Rendimientos del Proceso de Flexicoking

- Las Productos líquidos tienen rendimientos ligeramente más bajos que el proceso **Coquificación Retardada**.
- Proceso Continuo: Estado de Operación Constante.
- Maneja múltiples cargas.
- Coque tiene múltiples Usos: Transferencia Media de Calor; El coque de bajo calor, suministra calor al proceso
- Servicios.- Consumo mínimo o nulo de gas combustible, alta Generación neta de vapor.
- Medio Ambiente.- Los gases combustibles producidos en la unidad satisface los límites de emisiones de azufre, pudiendo ser utilizado la refinería.

#### 6.6.2 Rendimientos del Proceso de Coquificación Retardado

Calidad de los Productos Líquidos ligeramente SUPERIOR que el **Flexicoking**.

- Proceso Cíclico, con periodos cortos por recipiente de acumulación de coque comúnmente llamados *drum* (12-18horas), altos requerimientos de personal.

- Alta carga con CCR puede generar coque en los hornos.
- Coque es solo un producto de reacción, produce gran cantidad de coque y no lo gasifica como el Flexicoking.
- Servicios.- Los hornos utilizan grandes cantidades de gas combustible y es casi nula la generación neta de vapor
- Medio Ambiente.- Las pilas de coque pueden ser un problema si no hay mercado para el coque, requiere gas de bajo azufre para cumplir límites en la emisión de azufre.

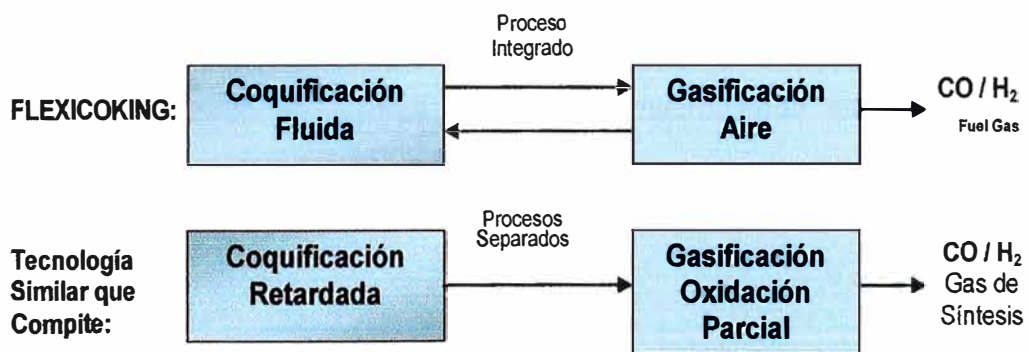
### 6.6.3 Evaluación sobre la Misma Base: Coque Gasificado.

Si se analiza el entorno, con un mercado de coque casi inexistente, y la necesidad de utilizar un Gas combustible para la obtención de energía térmica en la refinería o para general electricidad. Y si comparáramos dos procesos en el cual obtengamos semejantes productos y subproductos, se debería añadir a la unidad de Coquificación Retardada:

- Caldero de Lecho Fluido Circulante (Circulating Fluid Bed Boiler -CFBB) para obtener un Gas de Síntesis.
- Una unidad con lavado de aminas que elimine el SOX en el proceso de Coquificación Retardada.

Se observa en el grafico siguiente que adicionalmente se requiere un proceso que elimine los SOx incrementando así sus costos.

**GRAFICO 6.2-4**



## 6.7 Conclusión

- En procesos de Conversión de Fondos, las tecnologías de Coquificación Retardada (Delayed Coking) y Flexicoking (Fluid Coking + Gasificador) son equivalentes si se considera la conversión del coque producido en energía térmica, vapor o electricidad, con tratamiento de gases sulfurosos o un Gasificador con unidad de lavado de gases con aminas, como parte de un sistema de cogeneración para Refinería Talara.
- Los procesos de conversión de fondos como el proceso de Coquificación Retardada, Fluid Coking y Flexicoking permiten a las refinerías para obtener un alto grado de conversión de residuales (mejorar el índice de complejidad).
- Para obtener productos similares y efectuar una evaluación económica comparativa entre el Flexicoking y la Coquificación Retardada, a este último proceso se debe añadir un CFB-Circulating Fluid Boiler (produce un gas de bajo poder calorífico) y una unidad de Lavado con Aminas para reducir el contenido de azufre en el Gas de Bajo Poder Calorífico y así poder utilizarlo en hornos y calderos cumpliendo especificaciones de contenido de azufre.
- Se prefiere el proceso de Flexicoking por que minimiza la producción del coque el cual en el mercado nacional, presenta una mínima demanda, pudiendo elevar los costos en la manipulación, almacenamiento y crear problemas ambientales.
- En el Flexicoking se obtiene grandes cantidades de Gas de Bajo Poder Calorífico ambientalmente aceptado (Flexigas) el que puede ser introduciendo el sistema de red de Gas Combustible para poder ser utilizado en hornos y calderos, minimizando así minimizar la compra de gas natural en la refinería.

## **CAPITULO 7**

### **PROBLEMA PLANTEADO**

#### **Objetivos del trabajo**

- Evaluar el proceso de Flexicoking como opción para el medio peruano, en especial para Refinería Talara para la conversión de cargas pesadas como fondos de la destilación a vacío del petróleo crudo, disminuyendo la producción de productos con menor demanda como es el caso de los residuales de menor valor y más contaminación en el medio local, convirtiéndoles en productos de mayor demanda y de mayor valor acompañando la justificación para dicha recomendación.
- Realizar un análisis técnico-económico de la unidad de Flexicoking como un proceso de conversión profunda, que permite procesar crudos más pesados para la obtención de destilados de mayor valor comercial y disminución de residuales y subproductos. Este se aplicará al caso de Refinería Talara.
- Promover el uso de crudos nacionales más pesados y económicos para su refinación en Refinerías locales, satisfaciendo así la demanda del mercado peruano y disminuir o eliminar la importación de los principales productos derivados del petróleo que se consumen en el mercado peruano.
- Realizar un análisis de la energía que se puede obtener de esta unidad de conversión de fondos al gasificar el coque (flexigas) para ser utilizado en la Refinería y minimizar la compra de gas combustible.

## CAPITULO 8

### EVALUACION TECNICA PROCESO DE FLEXICOKING

#### 8.1 Evaluación de Crudo

Como se ha mencionado (Capítulo 2) se desea utilizar crudos nacionales, específicamente se espera utilizar una mezcla entre crudo pesado de la Selva (que aun no se comercializa) junto al crudo de la zona de Talara (de alto API), esta mezcla se estima tenga un rango de 18 a 22 °API. Por razones de evaluación se podría tomar para el análisis dos crudos que estén en los límites de este rango (22-18 °API), los cuales son el crudo Oriente y el Crudo Napo que aunque siendo crudos Ecuatorianos, por las disponibilidad de reservas que tienen y la cercanía sirven para anticipar un escenario a mediano plazo.

Se evaluará el costo de ambos crudos y se tomará el de menor valor comercial, del mismo modo, el procesamiento de este tipo de crudo resultará como evaluación del caso más severo por ser un crudo más pesado y más contaminado y así estimar los rendimientos de productos de este crudo para luego realizar una evaluación económica.

CRUDO				
ORIGEN	PAIS	TIPO	GRADO API	CONTENIDO DE AZUFRE
Nacional	Perú	ONO	33,5°	0,07%
		Loreto	18,3°	1,3%
		Barret	14°	2%
Importados	Ecuador	Oriente	23,8°	1,4%
		Napo	19°	2%



### DIFERENCIA DE PRECIOS DE PRINCIPALES CRUDOS DEL AÑO 2008

	ene	feb	mar	abr	may	jun	jul	ago	sep	Oct
<b>WTI</b>	90,2	93,8	101,7	112,1	124,9	134,9	130,2	109,8	102,6	74,5
<b>Oriente</b>	76,0	80,9	89,1	98,2	110,6	119,5	119,7	101,7	88,2	59,7
<b>Dif</b>	14,2	12,9	12,6	13,9	14,3	15,4	10,5	8,1	14,4	14,8
<b>NAPO</b>	70,6	74,5	83,1	79,9	101,0	110,1	111,4	94,1	81,0	46,3
<b>Dif</b>	19,6	19,3	18,6	32,2	23,9	24,8	18,8	15,7	21,6	28,2

Fuente:PETROPERU

### **CARGA A LA UNIDAD**

La mezcla que es la carga a la Unidad de Flexicoking, son los fondos de la destilación al vacío que se obtiene de ingresar a la unidad primaria una carga de 67% Crudo Napo (crudo de Ecuador) y el 33% crudo Talara (crudo que es la mezcla del producido en la zona), ambos serías una carga de alimentación disponible para la Refinería Talara.

Por lo tanto, definido la carga a procesar, analizaremos cual podrá ser un proceso de Conversión de Fondos más convenientes.

## **8.2 Proceso de Coquificación en Lecho Fluidizado y Gasificación (Flexicoking).**

### **Descripción del Proceso Flexicoking**

La unidad de Flexicoking tiene las siguientes secciones principales:

- Reacción (reactor/scrubber, heater and gasificador).
- Fraccionamiento.
- Heater Overhead.
- Coke Handling.

Una visión general de la unidad de Flexicoking es mostrado en la figura N° 8.2.2.

### **Sistema de Carga.**

El sistema de carga para una operación normal, estará conformado por una carga fresca de un residuo de vacío directamente de la unidad de destilación al vacío en aproximadamente 500 °F y con una corriente de residuo de vacío del almacenamiento (Tankage), si se requiere.

La carga fresca es enviada al Scrubber pool, por otro lado, la carga que se envía al reactor es tomada de la corriente separada del scrubber pool. Esta corriente que ingresa al reactor es una mezcla de la carga fresca no vaporizada (scrubber pool) y el reciclo que ha condensado en el scrubber.

### **Scrubber, Fractionator and Light End.**

El scrubber está localizado en el tope del reactor y tiene 4 principales funciones:

1) Precalentar la carga fresca, 2) enfriar los vapores que salen del reactor que luego pasan por el scrubber, 3) condensar la corriente de reciclo para que sea carga del reactor y 4) una limpieza de los vapores provenientes del reactor para eliminar el coque.

La carga de residuo de vacío enviado al scrubber que no es vaporizada, es precalentada para ser carga al reactor, por otro lado, la carga fría (carga fresca de residuo de vacío) junto con la corriente circulante separada del scrubber enfrían, condensan y fraccionan parcialmente los vapores que fluyen por la parte superior del reactor para lograr un cut point de reciclo deseado (recycle cut point).

Este cut point establece la cantidad de productos pesados, los cuales son retornados al reactor conjuntamente con la porción no-flasheada de la carga fresca. Este material de reciclo y la porción no-flasheada de la carga fresca acumulado en el pool del scrubber, será inyectado al reactor como carga.

En la parte superior del scrubber, una sección de lavado utiliza los fondos que retornan de la fraccionadora para que entren en contacto con los vapores que se elevan y así controlar el punto de corte (cut point)

mientras limpia o elimina cualquier partícula fina de coque que podría haberse formado en esta zona de mezcla de corrientes (shed zone) del scrubber.

El vapor no condensado es dirigido a la fraccionadora para ser separado en productos tales como: Off Gas, Coker naphtha, Light Coker Gas Oil (LKGO), y Heavy Coker Gas Oil (HKGO).

El off gas y la naphtha como vapor, son posteriormente procesados en el sistema de Recuperación de Gases (Light end). Esta mezcla de gases, primero pasa por el Compresor de Gas Húmedo (va a través del wet gas compresor). Los compuestos livianos son removidos de la nafta en una de-etanizadora y  $C_3/C_4$  son removidos en la de-butanizadora obteniéndose un producto de nafta estabilizada y  $C_3/C_4$ .

Finalmente el  $H_2S$  es removido de los vapores incondensados, en la torre absorbadora de amina, produciendo  $C_2$  – fuel gas limpio para ser utilizado en hornos y calderos en la refinería.

## **Reactor / Stripper**

Craqueo térmico de la carga toma lugar en el reactor. La carga combinada que sale del scrubber y la corriente de reciclaje del scrubber es inyectado a través de las boquillas de atomizado (de la carga) con vapor en el lecho del reactor donde se contacta con el coque caliente que está en circulación. El calor que contiene el coque provee la energía necesaria para conducir las reacciones endotérmicas que requiere el craqueo térmico y vaporizar los productos que han reaccionado. Los productos vaporizados se elevan a través del reactor y son separados del coque que ha sido arrastrado utilizando ciclones en el tope del reactor. El vapor deja los ciclones e ingresa al scrubber mientras el coque es retornado al lecho del reactor. El coque caliente del heater es también circulado para los inlets de los ciclones del reactor para ayudar a sobrecalentar los vapores del reactor, previniendo condensación y formación de coque, y para proveer una acción limpiadora para remover la presencia de algún coque que podría formarse dentro de los ciclones.

El lecho de coque es fluidizado por los productos que reacciona, el vapor inyectado para la atomización con la carga y el vapor de despojamiento, el cual es inyectado por el fondo del reactor. El vapor de despojamiento también despoja el coque en el fondo del reactor vaporizando los hidrocarburos que aún permanecen en las partículas de coque, previo a la transferencia al recipiente heater a fin de minimizar pérdidas de productos líquidos en el heater y evitar potencial ensuciamiento del sistema “heater overhead” con hidrocarburos condensados.

Temperatura del reactor es mantenido por el coque caliente fluidizado circulante del heater a la parte superior del lecho del reactor a través de las líneas de transferencia que movilizan el coque caliente y el scouring coque. Simultáneamente, el coque frío es enviado al heater por la línea de transferencia de coke frío ubicado en el fondo del reactor. El flujo a través de las líneas de transferencia del coque caliente y coque frío es regulado por las válvulas deslizantes controlado por el controlador de la temperatura del lecho del reactor y el controlador de nivel del lecho del reactor, respectivamente.

### **Heater**

El heater transfiere calor al reactor, este calor es generado en el gasificador para dar la energía requerida para que se realicen las reacciones del craqueo térmico. El coque frío del reactor es recalentado en el recipiente heater utilizando el gas que proviene del gasificador, coke que es arrastrado en estos gases y el coque circulante del gasificador. La temperatura del lecho del heater es controlado por el regulador de flujo de las líneas de transferencia del coque que va y retornan del gasificador, y por la regulación del flujo de la inyección de aire y vapor al lecho de heater.

En adición, el heater sirve como un recipiente para acondicionar cambios de materia como el coque y energía entre los recipiente.

El nivel del lecho en el heater es controlado dentro de amplios límites por controladores del flujo de gasificación del coque a través de ajustes de la inyección del aire para el gasificador y en una menor medida, por ajustes

del flujo de coque retirado del heater vía el sistema de recipiente de enfriamiento (quench Wessel system).

Los gases que deja el heater pasa por ciclones de dos etapas para remover la mayor parte del volumen de las partículas de coque arrastradas del lecho de coque.

### **Gasifier.**

En el gasificador, el aire es utilizado para quemar una porción de coque, proveyendo el calor requerido para gasificar gran parte de la producción de coque y suministrar el calor del reactor utilizado. El vapor es simultáneamente utilizado para direccionar el "steam Carbon Gasification" y las reacciones de "Water Gas Shift" (reacción química donde el monóxido de carbono reacciona con agua para formar dióxido de carbono e hidrógeno), produciendo una mezcla resultante de  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CO$ ,  $H_2$ ,  $CH_4$  y  $H_2O$  con algo de  $H_2S$ . Un balance de vapor que requieren estas reacciones endotérmicas proveen el control de temperatura del lecho del gasificador, donde se obtienen las reacciones altamente exotérmicas de quema de coque.

La corriente conformado por el gas y el coque arrastrado del gasificador son enfriados antes de ingresar al heater con una corriente de coque frío que proviene del lecho del heater para proteger los internos del mismo. Una vez ingresado al heater, el gas y el coque que han sido arrastrado, así como el coque que retorna del gasificador al heater, son enfriados en el lecho del heater por el coque frío que circula y que proviene del reactor.

### **Quench Vessel.**

Mientras una gran cantidad de metales que contiene el residual es dejado en los finos de coque arrastrados por el gas del heater hacia la sección heater overhead, un lecho extra de coque es retirado del sistema.

El coque es retirado para controlar la acumulación/concentración de metales en el coque y prevenir la escoria en el gasificador. El coque es

retirado vía el quench Wessel (recipiente de enfriamiento) donde este es enfriado con agua y luego neumáticamente transportado al silo de lecho de coque.

### **Heater Overhead**

La sección de heater overhead procesa la corriente de gas deja el recipiente del heater para entregar una corriente de flexigas limpia, de bajo azufre para el sistema de combustible de la refinería.

En la desulfurización del gas en el heater overhead, la sección produce una corriente de gas ácido el cual es enviado a la planta de azufre. El coque fino contienen la mayoría de la carga de metales son también recuperados en la sección heater overhead y enviado a la sección de manipuleo de coque para entrega como producto.

Debido a que la desulfurización del gas se realiza en relativa baja temperatura, importantes recuperaciones de calor toma lugar en la sección del "heater overhead". El primer equipo en esta sección es el generador de vapor y el precalentamiento de carga de agua para el caldero, el cual genera vapor para la red de vapor de alta presión.

El gas luego fluye a través de un ciclón adicional de tercera etapa y un venturí scrubber para remover los coques finos remanentes. Luego, el gas entra a la torre condensadora donde este es enfriado, el agua condensada y más finos de coque son removidos. Luego, un sistema convertidor catalítico de COS, convierte COS en la corriente de gas a H<sub>2</sub>S.

Finalmente una unidad de tratamiento de amina Flexsorb ®, remueve sulfuro de hidrógeno para proveer un gas limpio, conocido como flexigas, con < 10 wppm H<sub>2</sub>S y típicamente con un 60 ppm total de S. Unidades previas han sido diseñadas para producir flexigas con 60 ppm total de azufre, el cual alcanza lo más estricto estándares medioambientales para las emisiones de flue gas, incluyendo World Bank Guidelines (2007).

Flexigas puede ser quemado en horno o por una variedad de otras unidades que consumen combustibles dentro del complejo de refinería o por consumidores cercanos, como una planta de poder (power plant boilers).

### **Coke Handling.**

El coque retirado del proceso y los finos de coque colectados del ciclón terciario son transportados neumáticamente para el silo del lecho de coque y al silo de finos, respectivamente.

El Coque del slurry del venturi scrubber es despojado y enviado por un *thickener* y *gravity belt filter press* para producir una torta de coque filtrado.

### **Ruido**

Esta Unidad puede ser construida para alcanzar regulaciones locales de ruido utilizando los equipos que convencionalmente se adquieren para una apropiada especificación de ruido. No hay elevadas fuentes de ruidos que podría ser percibido fácilmente más allá de los límites de la refinería, como es el caso del de-presurización de la Unidad de Coquificación Retardada.

Proceso fue desarrollado desde los años 50 por la Cía Esso (Hoy ExxonMobil). Esso buscó craquear residuos de hidrocarburos pesados inyectando coque en un lecho fluidizado de sólidos (REACTOR) finamente divididos y suministrando calor necesario mediante la circulación de una corriente de sólidos (coque) a través de un calentador (HEATER) externo, para luego retornar al recipiente de coque o Reactor. De esta manera se logra una operación es continua, lo que es una mejora respecto de la "coquificación Retardada".

El proceso es de alta severidad y produce al mismo tiempo productos de bajo punto de ebullición como gasolina y destilados medios y una cantidad de coque y gases livianos. El mercado para el coque esta limitado por el resultado de los esfuerzos realizados para aumentar su valor en el tratamiento subsiguiente tal como calcinación a alta

temperatura y preparación de briquetas. Otra modificación es convertir coque en gas rico en H<sub>2</sub> (hidrógeno) y CO (monóxido de carbono) en una etapa posterior de procesamiento por reacción con vapor de agua y un gas que contenga oxígeno (Gasificación). Al procesar residuo típico de petróleo en una unidad de coquificación fluida convencional, los productos de la combustión tienen un alto contenido de SO<sub>2</sub>.

Los problemas antes mencionados – bajo valor del coque en el mercado y contaminación atmosférica de la gasificación han limitado el uso de la coquificación fluida que es un proceso de conversión profunda del residual.

Existe un tercer proceso que integra el gasificador-calentador en el cual el calentador se coloca a un nivel superior del gasificador y opera a temperatura más baja con parte del oxígeno que está siendo introducido en el fondo del gasificador para quemar el coque y todo el gas del gasificador que es pasado a través del calentador (heater), además de ello un tratamiento para recuperar los contaminantes de azufre.

### **DESCRIPCION DE LA PATENTE N°: 5 658 544 Fluidized Bed Coking Process**

El proceso consta de un REACTOR DE COQUIFICACION, UN HEATER Y UN SISTEMA INTEGRADO DE GASIFICACION, los que se describen a continuación:

Las cargas de hidrocarburos pesados para este proceso incluyen el petróleo crudo pesado, crudo reducido del petróleo; fondos atmosféricos de la destilación del petróleo; fondos de la destilación de vacío del petróleo, o residuo; asfalto; bitúmenes; otros residuos pesados del hidrocarburo; aceite bituminosos, etc. Estas alimentaciones tendrán típicamente un contenido del carbón de Conradson en el rango de de 5 a



50 peso (ASTM D189- 165). Se prefiere emplear como alimentación un residuo del vacío del petróleo.

Una carga típica del petróleo estará dentro de los siguientes rangos:

---

Carbon Conradson	5 a 40 wt %
Azufre	1,5 a 8 wt %
Hidrógeno	9 a 11 wt %
Nitrógeno	0,2 a 2 wt %
Carbón	80 a 86 wt%
Metales	1 a 2000 wppm%
Punto de Ebullición	340 °C.+ a 650 °C.+.
Gravedad específica	- 10 a 35° API.

---

En la Fig 8.2.1. se observa que ingresa una carga de un petróleo pesado con un contenido alto de Carbón Conradson y/o componentes metálicos, la carga se convierte parcialmente a productos con menor punto de ebullición, en una primera etapa en donde la carga de alimentación ingresa al REACTOR 2 que es la etapa de coquificación de lecho Fluidizado, vía las líneas 10 y 10a, en el cual los sólidos fluyen a través del REACTOR 2 a la zona de despojamiento (stripper) 17 y luego son enviados al calentador 3 (HEATER).

La corriente vaporizada en el REACTOR 2 pasa a través de los ciclones 20 donde los sólidos arrastrados se separan y se devuelven al lecho de sólidos fluidizado vía la línea 22. Una corriente ligera del producto conteniendo vapor y fracciones de hidrocarburo menores de 510°C aproximadamente, la cual se recoge por el tope vía la línea 28 y otra corriente que contiene una fracción pesada mayor de 510° C que se recoge vía la línea 26 y una porción se puede reciclar al REACTOR 2 vía la línea 27, todo ello con la finalidad de cumplir con los requisitos del balance de calor.

Una pequeña cantidad de la carga de alimentación conjuntamente con los componentes metálicos se depositará sobre las partículas solidas formando un material carbonoso.

La unidad de proceso de coquificación de lecho fluido el cual comprende:

1. un reactor de coquificación,
2. un calentador, y de
3. un gasificador.

La operación de la unidad de coquificación empieza cuando una carga de hidrocarburo pesado ingresa vía las líneas 10a y 27 hasta la zona de coquificación fluidizada 12 del reactor 2, teniendo un nivel superior indicado en 14. Un gas de fluidización, como vapor, ingresa por la base del reactor de coquificación 2, a través de la línea 16, en la zona de despojamiento 17 en cantidades suficientes para obtener una velocidad de fluidización superficial. La velocidad típica está entre 0.5 a 5 pie/seg. La porción de la alimentación craqueada que no ha sido vaporizada forma un coque fresco sobre las partículas calientes fluidificadas. En la zona de despojamiento 12, por medio de un gas de despojamiento, como vapor, despojan los hidrocarburos que aún permanecen depositados el coque fresco, luego de ello este sólido se traslada vía la línea 18 a el Heater 3 que funciona a una temperatura de 65°C a 120°C superior a la temperatura de funcionamiento real de la zona de coquificación o Reactor 2. La presión en la zona de coquificación se mantiene entre 5 a 45 psig. Los productos de conversión de la zona de coquificación pasan a través del ciclón 20 del reactor para retirar sólidos arrastrados y para devolverlo a la zona de coquificación a través de la línea (diple) 22. Los vapores dejan el ciclón a través de la línea 24, y pasan en una torre de lavado (scrubber) 25 en la parte superior del reactor de coquificación. Una corriente de material condensado pesado en la torre de lavado se puede recircular al reactor de coquificación 2 vía las líneas 26 y 27 respectivamente.

Los productos de conversión del reactor de coquificación son retirados de la torre de lavado 25 vía la línea 28 hacia un fraccionamiento convencional.

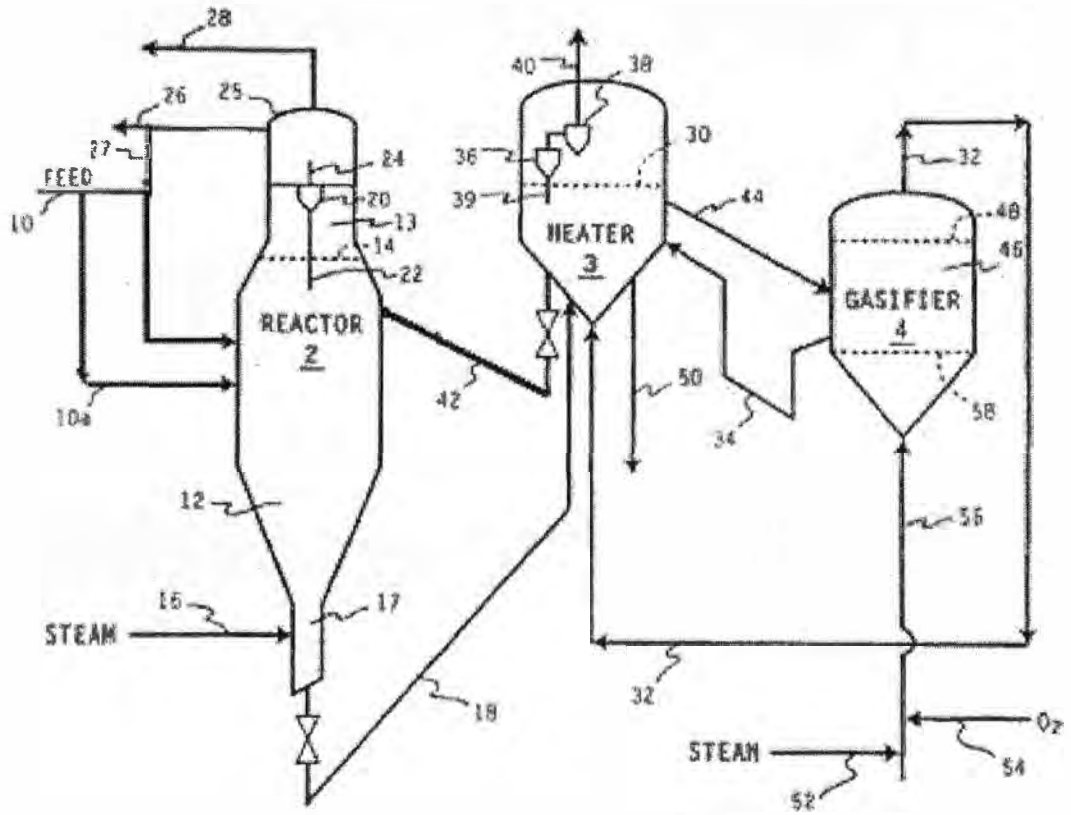
En el Heater 3, el coque despojado en la zona 17 del reactor 2 (coque frío) se introduce vía la línea 18 a un lecho fluido de coque caliente que tiene un nivel superior indicado en 30, el lecho del calentador (Heater) es

calentado parcialmente al pasar un gas de combustible vía la línea 32. El calor suplementario proveído a este Heater 3 proviene del GASIFICADOR 4 mediante el coque caliente que circula por la línea 34. El efluente gaseoso del calentador, incluyendo los sólidos arrastrados, pasa a través de un sistema del ciclón que pueda ser un primer ciclón 36 y un segundo ciclón 38 en donde ocurre la separación de los sólidos más grandes arrastrados. Los sólidos más grandes separados se devuelven al lecho del calentador vía las bajantes respectivas 39 del ciclón. El efluente gaseoso calentado, que contiene los sólidos arrastrados, se retiran del calentador 3 vía la línea 40, además de ello, el coque caliente se retira del lecho fluido del Heater 3 y se recicla al reactor 2 vía la línea 42. Otra porción de coque se quita del calentador 3 y se pasa vía la línea 34 a una zona 46 de un GASIFICADOR 4 en el cual también se mantiene un lecho de sólidos fluidos a un nivel indicado en 48. Si se desea o necesita que una corriente de coque pueda ser purgada del calentador 3 por la línea 50. La zona de la gasificación se mantiene en una temperatura alrededor de 870°C a 1100°C con una presión de 25 a 45 psig. Vapor vía línea 52, y un gas que contiene oxígeno, (aire, oxígeno o aire enriquecido con oxígeno) que ingresa por la línea 54, luego pasan vía la línea 56 al GASIFICADOR 4. La reacción del coque con el vapor y el gas que contiene oxígeno en la zona de gasificación produce un gas de combustible que contiene principalmente hidrógeno y monóxido de carbono. El gas producido puede contener algunos sólidos arrastrados y es retirado del Gasificador 4 por la línea 32 e introducido en el calentador 3.

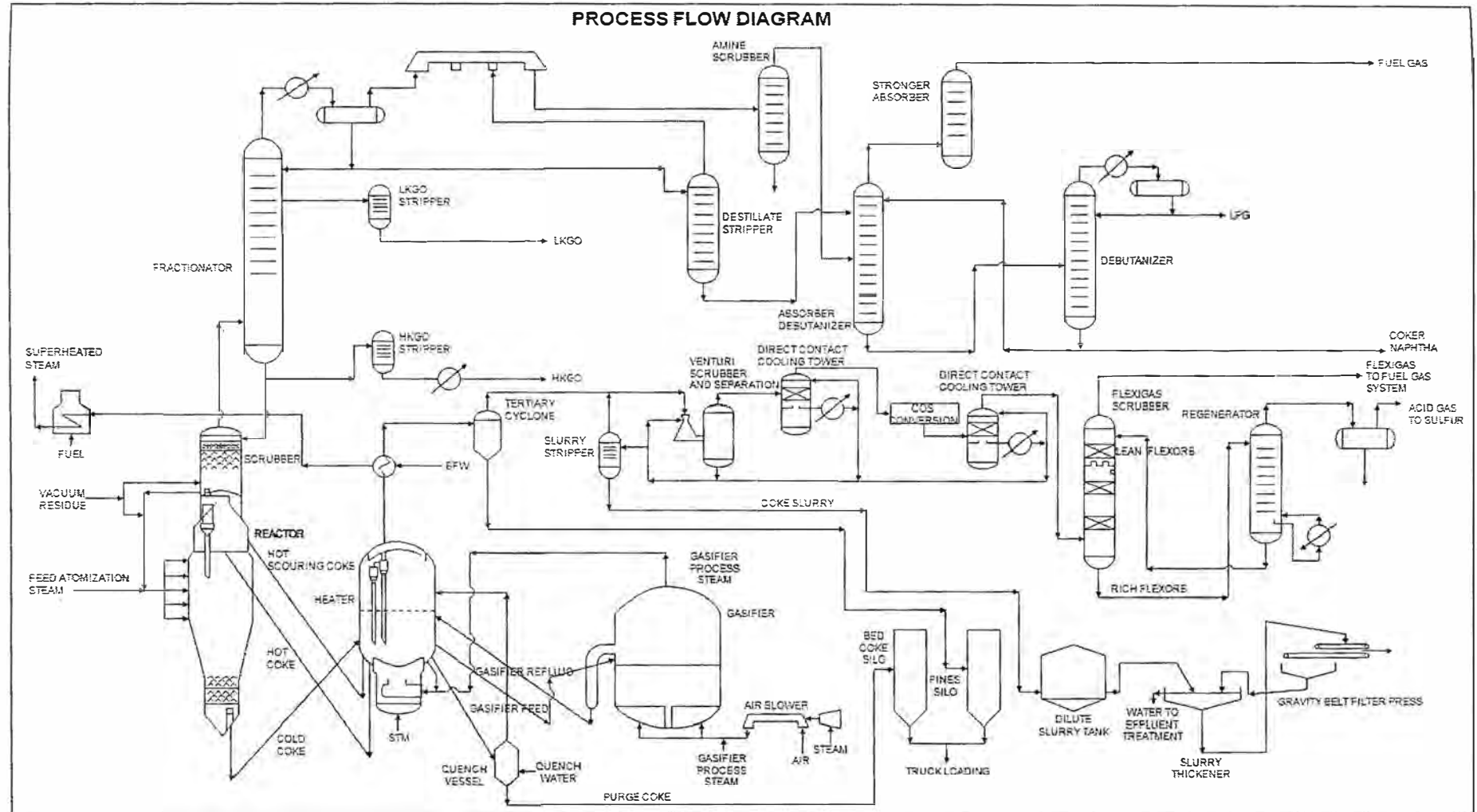
El esquema del proceso se muestra en la Figura 8.2.1 y el Anexo N° 1 (Adjunto 1, 2 y 3) detallan el proceso.

Grafico 8.2.1

Unidad de Flexicoking



**Grafico 8.2.2 DIAGRAMA PROCESOS GENERAL DEL PROCESO FLEXICOKING**





### 8.3 Breve descripción de las Reacciones Químicas Involucradas en el Proceso

Para los procesos con rechazo de carbón, como es el caso del proceso de Flexicoking, se tienen los siguientes aspectos comunes:

- Operan a baja presión (0.05 a 2 MPa) y alta temperatura (430 a 850°C).
- Los productos (líquidos y gaseosos) de los procesos de craqueo de fracciones pesadas son ricos en hidrocarburos aromáticos y olefinas.
- Todos son ENDOTÉRMICOS.
- El mecanismo de reacción, implica la formación de radicales libres.
- Generalmente se aplican a residuos de vacío.

#### La Química del Craqueo Térmico se detalla a continuación:

- a) MECANISMO DE REACCION:** cuando una fracción de crudo es sometida a tratamiento térmico, ocurren reacciones de craqueo condensación y polimerización, por lo que resulta complejo representar este sistema de reacción en una sola ecuación. Se ha planteado que el mecanismo involucrado es radicales libres.
- b) CINETICA:** las reacciones de craqueo térmico pueden suponerse con una cinética de primer orden. Suposición más exacta en las primeras etapas del proceso, cuando las reacciones de polimerización y condensación han avanzado en menor grado.
- c) CALOR DE REACCION:** es mayor a medida que aumenta el punto de ebullición de la alimentación. Las reacciones de craqueo son endotérmicas, y las reacciones secundarias (polimerización y condensación) son exotérmicas.

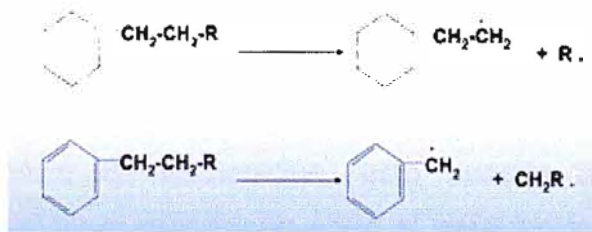
## d) QUÍMICA DE CRAQUEO TÉRMICO

### Mecanismo de reacción

Una gran cantidad de reacciones química ocurren durante este craqueo con vapor, muchos de ellos basados sobre radicales libres. Programas de simulación utilizan modelos que ocurren durante al craqueo con vapor, incluyendo cientos o aun miles de reacciones en estos modelos. Las principales reacciones que toman lugar incluye:

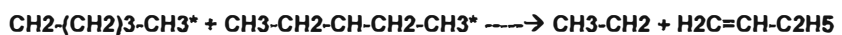
- **Iniciación:**

Reacciones de Iniciación: donde una sola partícula es separada en dos radicales libres. Solo una pequeña fracción de la carga sufren esta iniciación, pero estas son necesarias para producir radicales libres que impulsan el resto de reacciones. En craqueo con vapor, esta iniciación usualmente implica rompimiento de enlaces químicos entre dos átomos de carbón, en lugar del enlace entre carbón e hidrogeno.



- **Propagación:**

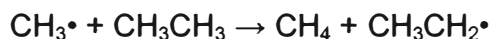
### Isomerización y Craqueo:



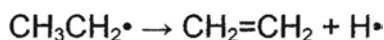


- **Transferencia de Hidrogeno:**

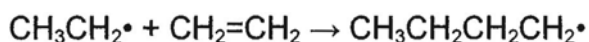
Abstracción de Hidrogeno, un radical libre que quita un átomo de hidrogeno de otra molécula, convirtiendo la segunda molécula en un radical libre.



Descomposición de Radical, donde un radical libre se separa en dos moléculas, uno en un alqueno, el otro, en un radical libre.

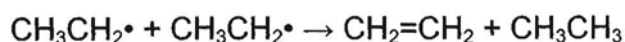
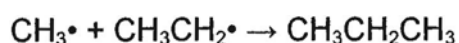


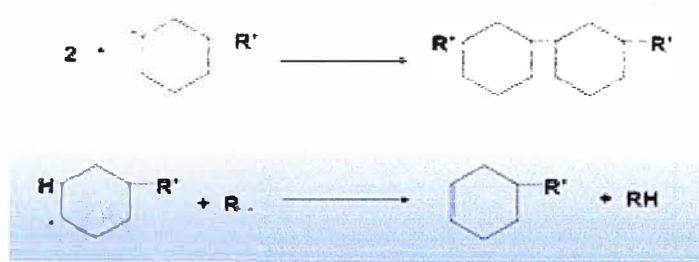
Adición de Radical, el inverso de la descomposición de los radicales, en la que un radical reacciona con un alqueno para formar una sola molécula, de mayor tamaño que el tamaño original del radicales libres. Estos procesos están involucrados en la formación de los productos aromáticos que resultan cuando se utilizan materias primas de alto peso molecular.



- **Terminación:**

Reacciones de terminación, esto sucede cuando dos radicales libres reaccionan entre sí para formar productos los cuales no son los radicales libres. Dos son las más comunes formas de terminación a) Recombinación, donde los dos radicales se combina para formar una molécula más grande y b) desproporción, cuando un radical transfiere un átomo de hidrógeno a otro, obteniendo un alqueno y un alcano.





#### 8.4 Capacidad de la Unidad de Flexicoking

La capacidad de la unidad de conversión de Fondos se determinara a partir del tipo de crudo, composiciones de los crudos y la proporción con que se mezclen para ingresar a la Unidad de Destilación Primaria. Esta combinación entre un crudo Napo disponible en la zona de Sudamérica, y un tipo de crudo que se produce en la zona norte-oeste del Perú (zona Talara), que para este caso, tomaremos un crudo representativo que se conoce como crudo Petrobras, ya que esta compañía es la que lo explotan y comercializan, analizaremos sus Assays.

Tabla 8.4-1

Capacidad de la Unidad Primaria (KBPD)				95.00	
Crudos	% mezcla	Vol(KBD)	API	Sp-Gr	Sp-Gr*Vol
Napo	67	63,65	18,8	0,94	59,92
Petrobras	33	31,35	33,2	0,86	26,93
					86,85
Calculo de la Sp-Gr de la Mezcla			0,92		
API de la Mezcla			23,3		

Tabla 8.4-2

<b>RENDIMIENTOS DE MEZCLA DE CRUDOS BASE DE ASSAY</b>				
<b>PRODUCTOS</b>	<b>% VOL</b>	<b>KBPD</b>	<b>F.S.</b>	<b>KBDO</b>
Gas Combustible		0,26		
Nafta Liviana	8,84	8,38		
Nafta Pesada	1,32	1,25		
Kerosene	14,21	13,46		
Diesel	16,50	15,64		
Gasóleo Liviano	7,06	6,69		
Gasóleo Pesado	28,34	26,85		
Slop Wax	1,18	1,12		
<b>Residual de Vacío</b>	<b>22,54</b>	<b>21,35</b>	<b>0,95</b>	<b>22,48</b>
<b>Total de Carga</b>		<b>95,00</b>		

Obtenemos como resultado que la corriente de Residual de Vacío es de 21,35 KBD, pero con un factor de servicio típico de 0,95, esta capacidad incrementara 22,6 KBDO. Los detalles de este cálculo se muestran en el Anexo 7.

## 8.5 Principales Características de la Carga y Balances de Materia-Energía en el Proceso de Flexicoking

### 8.5.1 Características de Carga

Crudo Fuente:	Napo-Talara
Tipo de Carga:	Residuo de Vacío.
Nominal punto de corte, °C	552
Flujo de Carga fresca, kB/SD (klb/hr)	22,6 (348,9)

### 8.5.2 Propiedades de la Carga

Gravedad, kg/m <sup>3</sup>	1 050
Azufre, wt%	3,0
Nitrógeno, wt%	0,60
Carbón Conradson, wt%	27,2
Níquel, wppm	2,86
Vanadio, wppm	804
Temperatura carga fresca °F (*)	525

### 8.5.3 Balance de Materia

Para este caso, en que el límite de temperatura en la zona del lavador Reactor (scrubber) ser de 950 °F, que sería lo limitante para los gases livianos que irían a la fraccionadora, se presenta en la Tabla N° 8.6.3-1 el Balance total de la unidad, tanto de Masa, así como gases combustibles, flexigas.

Tabla N° 8.5.3-1

#### Corrida Típica– Reactor a 950 °F Balance de Materia y Rendimientos de Productos

Rendimientos de Productos (1)	Wt% FF	LV% FF (FOEBD)	kB/SD (MSCFSD)	klb/hr	Fuel Gas MBTU/hr
Feed rate	100		22.6	348,3	
H <sub>2</sub> S	0,6	(55)	(0,51)	2,0	--
Contaminantes	0,7	(592)	(0,73)	2,5	--
H <sub>2</sub>	0,2	(166)	(3,05)	0,7	36
C1/C2	<u>5,8</u>	<u>(1 725)</u>	<u>(8,53)</u>	<u>20,1</u>	<u>409</u>
Total de Gas seco (2)	7,3	(2 539)	(12,82)	25,3	445
Total GLP (C3/C4)	3,8	7,2	1,67	13,2	--
Naphtha (C5/380 °F)	13,2	18,9	4,28	46,1	--
LKGO (380/600 °F)	10,2	12,3	2,79	35,4	--
HKGO (600/975 °F)	<u>32,3</u>	<u>34,6</u>	<u>7,82</u>	<u>112,4</u>	--
Total C5+	55,7	65,9	14,89	193,9	
Producción Neta de Coque	2,7	--	--	9,4	--
Coque Gasificado	<u>30,5</u>	--	--	<u>106,1</u>	--
Coque Bruto	33,2			115,5	
Rendimiento Total reactor	100,0	73,0	16,56	348,3	--
Producción de Flexigas					--
Coque Gasificado				106	--
Inyección de Vapor y Aire				557	--
Remoción: Agua + Gas Acido (3)				34	
Total Flexigas			(239)	629	<u>1 486</u>
Total fuel gas					<u>1 931</u>

#### Notes:

(1) Bajo Poder Calorífico (LHV) de Gas Seco de Refinería (off-Gas)= 1 200 Btu/SCF

(2) Agua condensada y gas acido removido de por lo alto del Heater.

(3) Bajo Poder Calorífico (LHV) del Flexigas en base húmeda =126 Btu/SCF

Naphtha = Nafta de Coker / LKGO = Light Coker Gas Oil (Gasóleo Liviano de Coker) / HKGO = Heavy Coker Gas Oil (Gasóleo Pesado de Coker).

#### 8.5.4 Consumos Industriales

Para Balance total de la unidad, presentado en el numeral anterior, se presenta los Servicios Industriales en la Tabla N° 8.6.4-1 que se requiere para la unidad.

Tabla N° 8.5.4-1  
Servicios Industriales

<b>Compresor/Soplador</b>		
Brake Horsepower (1)	16 213	HP
Agua de enfriamiento (2)	34,9	KI/hr
<b>Otros Servicios Industriales</b>		
Agua para caldero (BFW)	212,6	KI/hr
Agua de enfriamiento	6 657,7	KI/hr
Electricidad	4,9	MW
Aire para instrumento	1 275,8	KI/hr
Agua para uso General	89,4	Klb/hr
Antiespumantes-Químicos	21	Gal/día
Aire	142,6	MMSCF/D
<b>Balance de Vapor (kl/hr)</b>		
<b>600 psig a 700°F</b>		
Para el soplador de Aire		445,8
Regeneración de Aminas		19,5
Atomización de la carga		2,0
Vapor generado en el proceso		(-164,4)
<b>Vapor Neto Requerido</b>		<b>295</b>
<b>Vapor de 125 psig a 460°F</b>		
Líneas de transferencia		33,9
Vapor Soplador de Aire (600 a 125)		(-445,8)
<b>Vapor Neto Requerido</b>		<b>411,9</b>

<b>Vapor de 125 psig a 905°F (altas temperaturas)</b>	
Baffles para evitar la formación de coque	24,6
<b>Vapor de 65 psig a 460 °F</b>	
Para el proceso de gasificador y Heater	92,5
Parte Superior del Heater	98,6
<b>Vapor Neto Requerido</b>	<b>190,1</b>

Notes:

- (1) El compresor no produce condensación en el vapor.
- (2) Para enfriar el flexigas luego de recobrar los finos, basado en 17°C de delta T.

### 8.5.5 Características de las Corrientes

En la tabla siguiente se muestra las principales características de los productos producidos en la proceso.

Tabla 8.5.5-1

#### Propiedades de Productos

CORRIENTES	API	G.Spc Kg/m3	Azufre wt%	Nitrógeno wt%	CCR %	Ton/Hr	kbL/DO	MM BTU/hr
Fondo Vacío	2,9	1 052,8	3,3	0,71	28,3	158,0	22,64	-
GLP	130	541,1	-	-	-	5,99	1,7	-
Nafta	60,3	737,7	0,6	0,01	-	20,9	4,28	-
LKGO	31,4	868,6	1,9	0,2	-	16,1	2,79	-
HKGO	12,4	983,3	3,2	0,7	3,0	51,0	7,82	-
Flexigas	-	-	-	-	-	285,4	-	1 256,0
Offgas	-	-	-	-	-	9,4	-	445,0
Coke	-	-	-	-	-	4,3	-	-

### 8.5.6 Calidad de los Líquidos Producidos

Rango Nominal de Corte, °F 600/975	C5/430	430/600	
Gravedad, °API	60,3	31,4	12,3
Gravedad Kg/m <sup>3</sup>	735,6	866,2	981
Azufre, wt%	0,5	1,9	3,0
Nitrógeno, wt%	0,01	0,2	0,6
Conradson Carbón, wt%	--	--	1,1
Níquel, wppm			0,5
Vanadio, wppm			0,4
Bromine N° g/100g	109	64	38
Cetane N°, ASTM D-613	--	30,4	---
Peso Molecular	112	195	363
PONA LV% on cut			
Parafinas	21	15	--
Olefinas	55	29	--
Naftenos	5	3	--
Aromáticos	19	54	--
15/5 50 LV% Point °F	240	516	832

### 8.5.7 Producción y Propiedades del Flexigas

Los datos del flexigas son los siguientes:

- Flujo MM SCFD =273,58
- LHV, BTU/SCF =130,4
- Producción de energía, MM BTU/hr =1 256,0
- Composición del Flexigas, mol%

CO	24,1
CO <sub>2</sub>	6,3
COS (*)	0,005
H <sub>2</sub>	17,9
H <sub>2</sub> O	3
H <sub>2</sub> S	0,001
N <sub>2</sub>	47,8
CH <sub>4</sub>	<u>0,9</u>
<b>Total</b>	<b>100</b>

- **Notas:**

- (1) Puede incrementar el retiro del coque para disminuir la producción de Flexigas.
- (2) COS se convierte en H<sub>2</sub>S. El H<sub>2</sub>S es luego removido en la Unidad de tratamiento con Aminas para producir un FLEXIGAS limpio.

Como muestra el numeral 9.2.7 referido a la Producción y Propiedades del Flexigas, el coque que se gasifica es 106.1 klb/hr

(30.5% de la carga) el cual, al añadirle vapor y aire (557 klb/hr: 445 klb/hr de aire y 112 klb/hr de vapor aprox.) se obtiene produce un gas de bajo poder calorífico, que puede ser utilizado como un combustible en la refinería en hornos y calderos, dejando así de adquirir Gas Natural u otro combustible.

Más detalles, se presenta la tabla N°9.2.7.1, que muestra la composición del flexigas y sus principales características como volumen y poder calorífico de este producto.



Tabla N° 8.6.7-1

Masa: 16 728.00 Klb/D.										
Aire inyectado= 142,6 MMSCFD (445,1 Klb/Hr)										
Componentes	%Molar	PM (Kg/Kmol)	% Masa	Klb/D	10 <sup>-9</sup> J/kmol (Nota1)	BTU/lb	MMBTU/D	Densidad (Nota2)		MMSCFD FLEXIGAS
								(gr/lit)	(lb/pie <sup>3</sup> )	
CO	24,1	28,01	28,17	4 712,69	0,2830	4 347,87	20 490,20	1,14	0,07	65,93
CO <sub>2</sub>	6,3	44,01	11,57	1935,67	0,00	0,00	0,00	1,80	0,11	17,23
COS	0,0	60,07	0,0	0,00	0,00	0,00	0,00	2,46	0,15	0,00
H <sub>2</sub>	17,9	2,02	1,50	251,93	0,2418	51 614,00	13 003,25	0,08	0,01	48,97
H <sub>2</sub> O	3,00	18,02	2,25	377,31	0,00	0,00	0,00	0,74	0,05	8,21
H <sub>2</sub> S	0,006	34,08	0,0085	1,43	0,5180	6 541,61	9,34	1,39	0,09	0,02
N <sub>2</sub>	47,8	28,01	55,88	9 348,17	0,00	0,00	0,00	1,14	0,07	130,76
CH <sub>4</sub>	0,9	16,04	0,6026	100,80	0,8026	21 528,67	2 170,12	0,66	0,04	2,46
<b>TOTAL</b>	<b>100,00</b>	<b>23,95</b>	<b>100,00</b>	<b>15 096,00</b>			<b>35 672,91</b>			<b>273,58</b>
Promedio de la Capacidad Calorifica= 35,672.91/273.58 BTU/SCF = <b>130,39 BTU/SCF</b>										

Nota 1: Densidad obtenida de la ecuación: Presión X Peso Molecular = (Masa/Volumen) x Temperatura a Condiciones Estándares:  
 Presión 1 atm, Temperatura: 25 °C (298,15°F), R=0,082 atm.l.mol<sup>-1</sup>.K<sup>-1</sup>.

## 8.6 Otras Consideraciones del Proceso

### 1) Flexibilidad del Proceso

Turndown o capacidad mínima: Es el 40% de la carga de diseño, es decir la unidad puede trabajar normalmente hasta con una carga mínima de 60% de la carga diseñada.

### 2) Factor de Servicio

Factor de servicio considerado de 95%.

### 3) Área de diseño

Área que se estima es de 21 800 m<sup>2</sup>.

### 4) Personal requerido

Para el presente estudio se ha considerado los siguientes cargos: 1 jefe de operación y 3 operadores

### 5) Disposición de los Productos

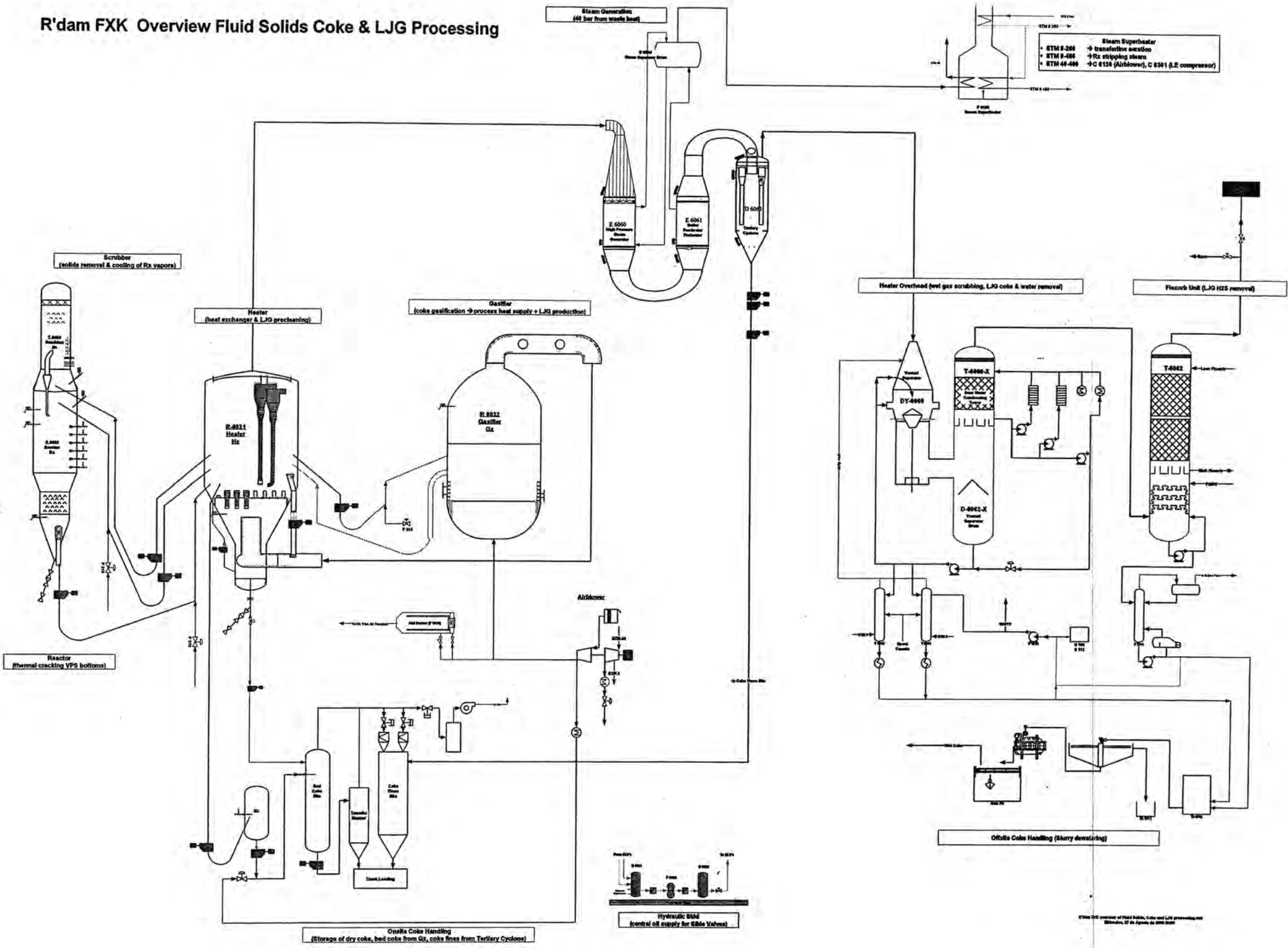
En la tabla 8.7.5-1 Disposición de los Productos

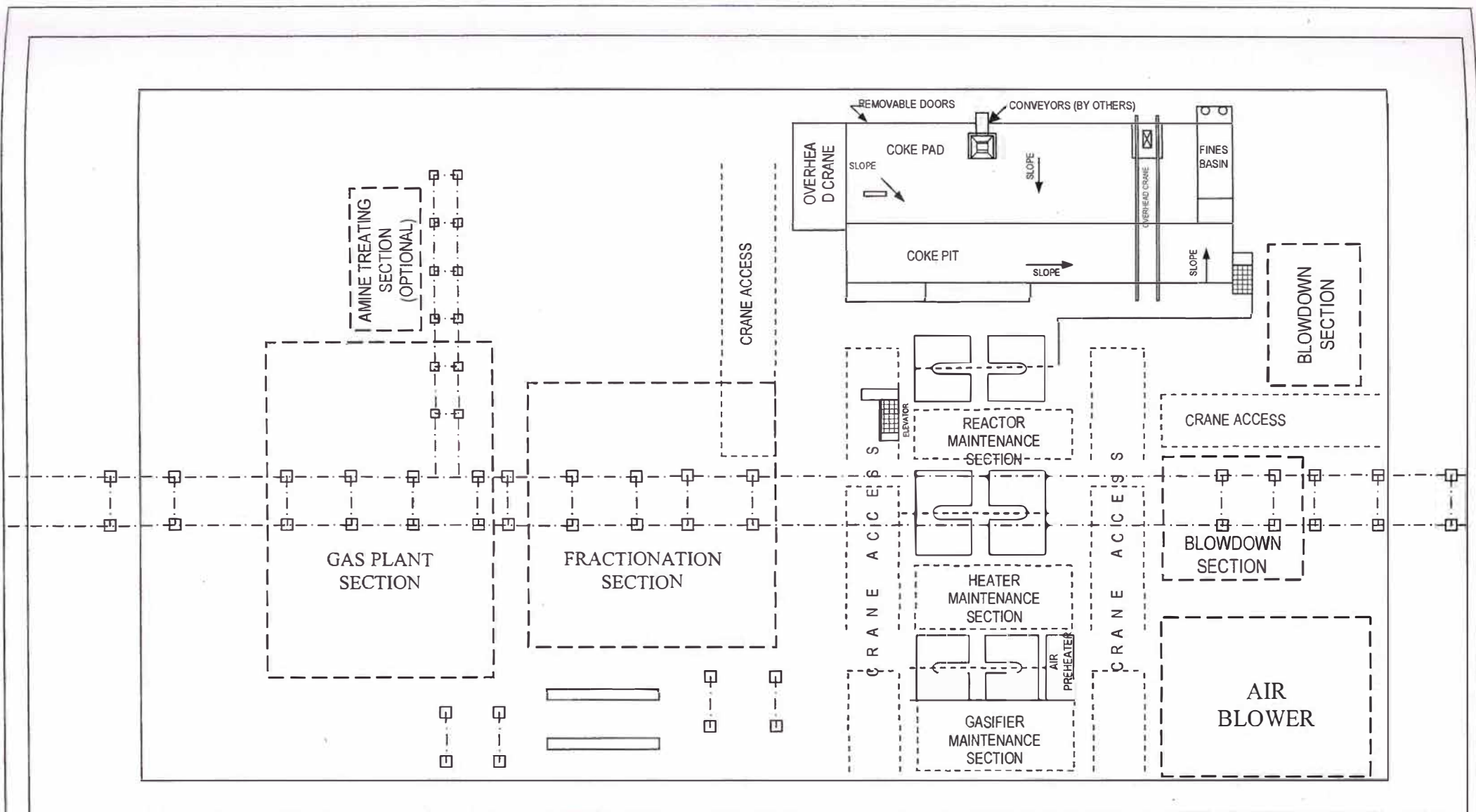
Gas Acido de descarga	Tratamiento con Aminas
GLP ácido	Tratamiento con Merox
Nafta	Hidrotratamiento de Nafta
LKGO	Hidrotratamiento de Diesel
HKGO	FCC
Flexigas	Tratamiento con Aminas
Coque	exportación

### 6) Plot Plan de la Unidad.

Se adjunta Plot Plan preliminar de la Unidad de Flexicoking

# R'dam FXK Overview Fluid Solids Coke & LJG Processing





Plot Plant Preliminary  
 Flexicoking  
 Area: 21 500 m<sup>2</sup>

## **CAPITULO 9**

### **DIMENSIONAMIENTO, METALURGÍA Y PRINCIPALES CONSIDERACIONES DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DEL PROCESO**

Las referencias para el dimensionamiento se toman como referencia de patentes e información técnica de este proceso, ya sea la unidad completa o patente que detallan parte o características del proceso, de manera individual. Entre las patentes que se utilizo tenemos:

- Reactor: La patente N° 2881130 del Fluid Coking of Heavy Hydrocarbons, Anexo 1, Adjunto 1.
- Heater, diseño que será reforzado con la patente N° 4055484 (Anexo 1, Adjunto 2).
- Del mismo modo se toman datos para el diseño del Gasificador, patente N° 3144400 Fluid Coking Process, N° 3661543 Fluid Coking Process Incorporating Gasification, N° 4317798 Bottom (Coker) Burner Vessel para la forma del recipiente (Anexo 1, Adjunto 3 y 4).
- Para los datos generales, se toman como referencia las patentes N° 5176819. Que se describe brevemente en el numeral 8.3.

Además, se utilizaron datos de bibliografía, de Internet, información proporcionada por la empresa ExxonMobil y presentaciones públicas de este proceso.

#### **9.1 Bases para el Dimensionamiento del Reactor**

Como base para el dimensionamiento del Reactor (parte más importante de este proceso) tomaremos como referencia la patente N° 2881130 del Fluid Coking of Heavy Hydrocarbons, que nos indican, para un tipo de carga (tabla 9.1-1) las dimensiones de un reactor a menor escala (tabla 9.1-2), el cual, podríamos considerar como base para poder estimar las dimensiones reales de un Reactor para nuestro tipo de carga y para la capacidad deseada, tomando como principio

su densidad del lecho fluido denso (mayor volumen del reactor) y sus velocidades superficiales de los gases craqueados ligeros que van a la fraccionadora.

Tabla 9.1-1

<b>Características de la Carga del Prototipo</b>	
Carga (Barril/Día)	3 800,00
Densidad (API)	38,98
Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	830,00
Masa (Kg/Día)	501,772.73
Masa (Ton/Día)	501.77
Masa (Ton/hr)	20.91
Relación Peso/hora de la carga entre peso de coque en reactor.	0.5
Tonelada de coque en el lecho.	41

Tabla 9.1-2

<b>Dimensiones del Reactor - Prototipo</b>			
	<b>pies</b>		<b>Pie 3</b>
	<b>Diámetro</b>	<b>Altura</b>	<b>volumen</b>
Lado recto Superior (disengaging zone)	9	20	1 272,31
Cono superior diámetro superior	9	7,00	551,60
Cono inferior diámetro inferior	11		
Diámetro (debajo del lecho denso)	11	16	1 520,49
Cono sección media diámetro superior	11	29,5	1 552,29
Cono sección media diámetro inferior	5		
Sección de despojamiento	5	8	157,08
Profundidad del lecho incluyendo zona de despojamiento		60,5	
<b>Volumen total del Reactor</b>			<b>5 053,76</b>
<b>Volumen del Lecho Fluido</b>			<b>3 781,45</b>
<b>Densidad del Lecho Fluido (Kg/m<sup>3</sup>)</b>			<b>648,66</b>
<b>Densidad del Lecho Fluido (lb/pie<sup>3</sup>)</b>			<b>40,5</b>

Esa densidad es la típica de un lecho fluidizado en el reactor, según patente 2881133.

## 9.2 Relaciones para Diseño del Reactor

### 9.2.1 Relación Flujo Másico (Ton/Hr) y Ton Lecho en Reactor

Entre las principales relaciones, encontradas en las patentes, que utilizan para el dimensionamiento en el reactor, es la relación: peso de la Carga de alimentación por hora por peso de sólido que se encuentra en el reactor es: 0,5.

En esta oportunidad, consideramos que todo el sólido, ó la parte importante de este sólido se encuentra en la zona del lecho fluidizado en el reactor. Las referencias se muestran en la Tabla 9.2.1.1.

Tabla 9.2.1-1.

Datos de Relación de Patente	PATENTE	
	2881130	3144400
Peso de la Carga al Reactor de Coker por hora por peso de sólido en el Coker (Ton/Hr / Ton).	0,5	0,6
<b>Promedio Utilizado</b>	<b>0,5</b>	

### 9.2.2 Relación de Flujo Másico de Carga y Flujo Circulante Reactor-Heater.

Otro dato que presentan las patentes es la relación entre: el flujo de circulación entre el coquer-heater y la carga de alimentación (ambas en peso) con que servirá para fines de información que permite estimar la relación de circulación entre las unidades del Coquer y el Heater y el peso de la carga de alimentación con que servirá para fines de información.

La relación entre el flujo que circula entre el Reactor y Heater y el peso de la carga de alimentación al reactor se estima una relación de 11.84, como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 9.2.2-1

Relación Circulación Reactor-Heater y Carga		
Patente	2881130	3661543
Circulación Reactor – Heater.	4,3	15,1
Carga a la Unidad (Ton/D)	501,77	1 968,92
Carga a la Unidad (Ton/min)	0,35	1,37
Relación Circulación -Carga	12,34	11,34
Promedio Relación	11,84	

### 9.2.3 Características para el Diseño del Reactor de Real Dimensión

Para poder diseñar el reactor a una dimensión real, debemos de conocer el tipo de carga, cantidad de destilado y de coque que se obtiene.

Para nuestro caso, utilizaremos una carga que es la mezcla del Crudo Napo y el Crudo Talara, el cual se muestra sus características y volumen en la Tabla N° 9.2.3.1.

Tabla N° 9.2.3-1.

Características de la Carga de la Unidad Real	
Carga (Barril/Día)	22 600.00
Densidad (API)	2,9
Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	1 052,98
Masa (Ton/Día)	3 785,96
Masa (Ton/hr)	157,75

### 9.2.4 **Balance de Masa de los Gases Ligeros – Obtenidos a partir del Balance en la fraccionadora.**

Con datos de cortes a diferentes temperaturas se puede obtener, un Balance de Masa y diferentes puntos de corte para introducirlo a un programa de simulación y obtener algunas propiedades que nos serian útil.

Estos Balances de Masa obtenido luego de la columna de fraccionamiento se muestra en la Tabla N° 9.2.4-1 para el caso de la carga, y en la Tabla N°



9.2.4.1 para los ligeros. Las propiedades de los gases ligeros será de utilidad para el dimensionamiento de la zona de retiro (Disengaging Zone).

Tabla N° 9.2.4.1

<b>Cortes para la Carga</b>	
<b>Productos a diferentes rangos</b>	<b>Klb/Hr</b>
Livianos	25,35
GLP (C3/C4)	13,227
Nafta (C5 /380°F)	46,193
LKGO (380/600 °F)	35,471
(600/650 °F)	8,918
HKGO(650/700 °F)	12,425
(700/975 °F)	90,983
Coque	115,733
<b>Total</b>	<b>348.30</b>

Tabla 9.2.4.2

<b>Gases Ligeros</b>	
<b>Productos a diferentes rangos</b>	<b>Klb/Hr</b>
H2S	4,518
H2	0,703
C1/C2	20,181
GLP (C3/C4)	13,227
Nafta (C5 /380°F)	46,193
LKGO (380/600 °F)	35,471
(600/650 °F)	8,918
HKGO(650/700 °F)	12,425
(700/975 °F)	90,983
<b>Total</b>	<b>233.04</b>

### 9.3 Diseño del Reactor

Para este diseño, utilizaremos los balances de masa definidos, definiremos la temperatura en este recipiente, según las temperaturas típicas que se utilizan para el proceso este recipiente.

### 9.3.1 Zona Recta de Retiro de los Gases (Disengaging Zone)

Para poder obtener el diámetro de la zona recta de retiro de los Gases en la parte superior del Reactor, utilizaremos obtenidos en el simulador, datos como densidad del reactor a las siguientes condiciones:

Tabla 9.3.1-1

Flujo Másico de Livianos (Klb/hr.) (3)	233,04
Temperatura °F. (1)	950
Presión (Psig). (1)	11,0
Densidad de los Gases (lb/pie <sup>3</sup> ) (2)	0,24
Velocidad lineal (pie/seg.) (1)	2,5
<b>Área (pie<sup>2</sup>)</b>	<b>103,81</b>
<b>Diámetro (pie)</b>	<b>11,50</b>
<b>Radio (pie)</b>	<b>5,75</b>

(1) Obtenido de data de patentes.

(2) Obtenido del simulador, se muestra en el Anexo 2 Adjunto 2.

(3) Obtenido de los ligeros del balance de masa.

### 9.3.2 Zona del Lecho Denso del Reactor

Para poder diseñar esta zona del reactor, utilizamos:

Tabla 9.3.2-1

Flujo Másico de la carga (Klb/hr.)	348,30
Temperatura °F. (1)	950
Presión (Psig). (1)	12,0
Densidad del Lecho Denso (Klb/pie <sup>3</sup> )(2)	<b>40,50</b>
Relación Flujo de Carga (Klb/hr) / Klb. lecho	0,5
Masa en el Lecho (Klb)	695,35
Masa del Lecho (Tonelada)	315,50
Volumen del Lecho Denso m <sup>3</sup>	486,38
Volumen del Lecho Denso pie <sup>3</sup>	17 169,25
Volumen del Lecho Denso pie <sup>3</sup> del prototipo	<b>3 781,45</b>
Relación Volumen real/Prototipo	<b>4,54</b>
Factor lineal de Volumen (1)	<b>1.66</b>

(1) factor lineal es la raíz cúbica de la relación volumen real/volumen prototipo.

(2) Dato de densidad obtenido por la patente 2881133

Por lo tanto, tomando las dimensiones del reactor del prototipo, y multiplicándolo por el factor de lineal de 1.66, tendríamos las siguientes dimensiones.

Tabla 9.3.2-2

<b>Dimensiones del Reactor – Real</b>			
	<b>Pies</b>		<b>Pie 3</b>
	<b>Diámetro</b>	<b>Altura</b>	<b>volumen</b>
Cabeza superior (forma semiesférica)	11,5	5,75	397,81
Lado recto Superior (disengaging zone)	11,5	33,11	3 437,45
Cono superior diámetro superior	11,5	11,59	2 042,76
Cono superior diámetro inferior	18,2		
Diámetro (debajo del lecho denso)	18,2	26,5	6 901,16
Cono sección media diámetro superior	18,2	48,84	7 045,53
Cono sección media diámetro inferior	8,3		
Sección de despojamiento	8,3	13,2	712,93
Cabeza inferior (forma semiesférica)	8,3	4,1	148,53
<b>Volumen total del Reactor</b>			<b>20 686,17</b>

Ángulo del Cono superior= 30°

Ángulo del Cono sección media= 11.5°

Se asume la forma de la cabeza superior e inferior, son de forma semiesférica.

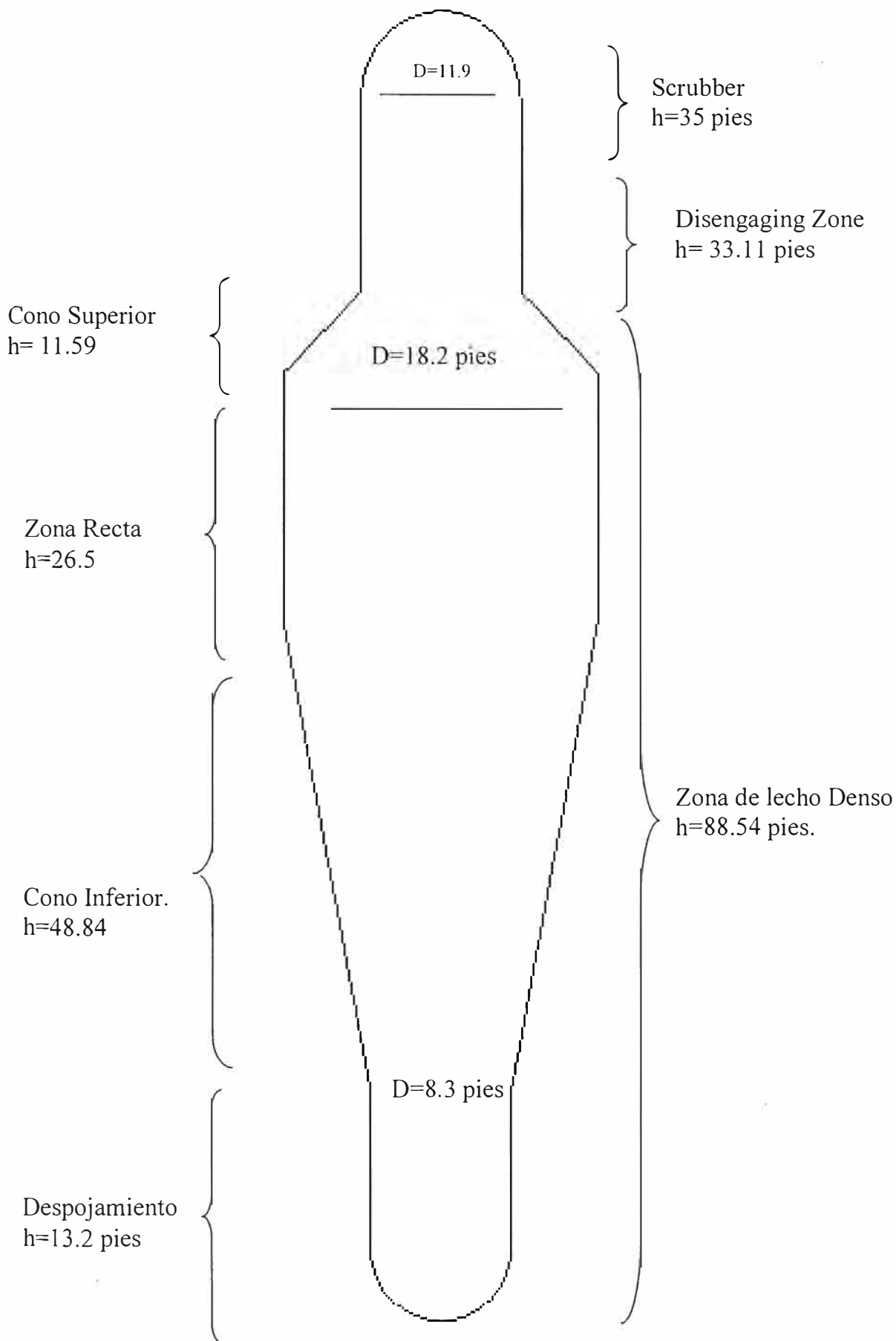
### 9.3.3 Zona de Lavado o Scrubber

Tabla 9.3.3-1

<b>Dimensiones de la Zona de Lavado (Scrubber) (pies)</b>	
Diámetro	11,9
Altura	35

Al obtener todas las dimensiones, podemos estimar el diagrama del reactor, como se presenta en el siguiente grafico 9.3-1.

**Grafico 9.3-1**



## 9.4 Diseño del Gasificador

Para este diseño, utilizaremos la velocidad de los gases que transcurren por el gasificador, debido a la gasificación del coque que se encuentra en dicho recipiente. Por lo tanto utilizaremos las propiedades del flexigas.

Tabla 9.4.1

Flujo Másico de Flexigas (Klb/hr.)	<b>697,00</b>
Temperatura °F. (1)	1 700°
Presión (Psig). (1)	12
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> ) (2)	0,047286
Velocidad lineal (pie/seg.) (3)	2,5
<b>Volumen a estas condiciones (pie<sup>3</sup>/sec)</b>	<b>4 095,98</b>
<b>Altura típica del este lecho (pies) (4)</b>	<b>15</b>
<b>Área (pie<sup>2</sup>)</b>	<b>1 638,39</b>
<b>Diámetro (pie)</b>	<b>45,67</b>
<b>Radio (pie)</b>	<b>22,8</b>

- (1) asumido de las temperaturas y presión típicos de patentes
- (2) Densidad del gas obtenido del simulador. Anexo 2, Adjunto 3, literal (b).
- (3) Velocidad lineal típico (2 a 3 pies/seg) recomendado por las patentes para mantener el lecho de los gasificadores para mantener el lecho en estado no turbulento.
- (4) Altura típica para este lecho de 14 pies a 15 pies, tomado de patente N° 4113602, párrafo 12.

Tabla 9.4.2

Densidad del Lecho de coque (lb/pie <sup>3</sup> ) (*)	<b>30,00</b>
<b>Volumen del lecho fluido H y D obtenido pie<sup>3</sup></b>	<b>23 920,50</b>
<b>Masa del lecho (Klb)</b>	<b>717,62</b>

(\*) Densidad obtenida de patente para un lecho de flujo no turbulento 2881133.

### Dimensiones del Gasificador

Tabla 9.4.3

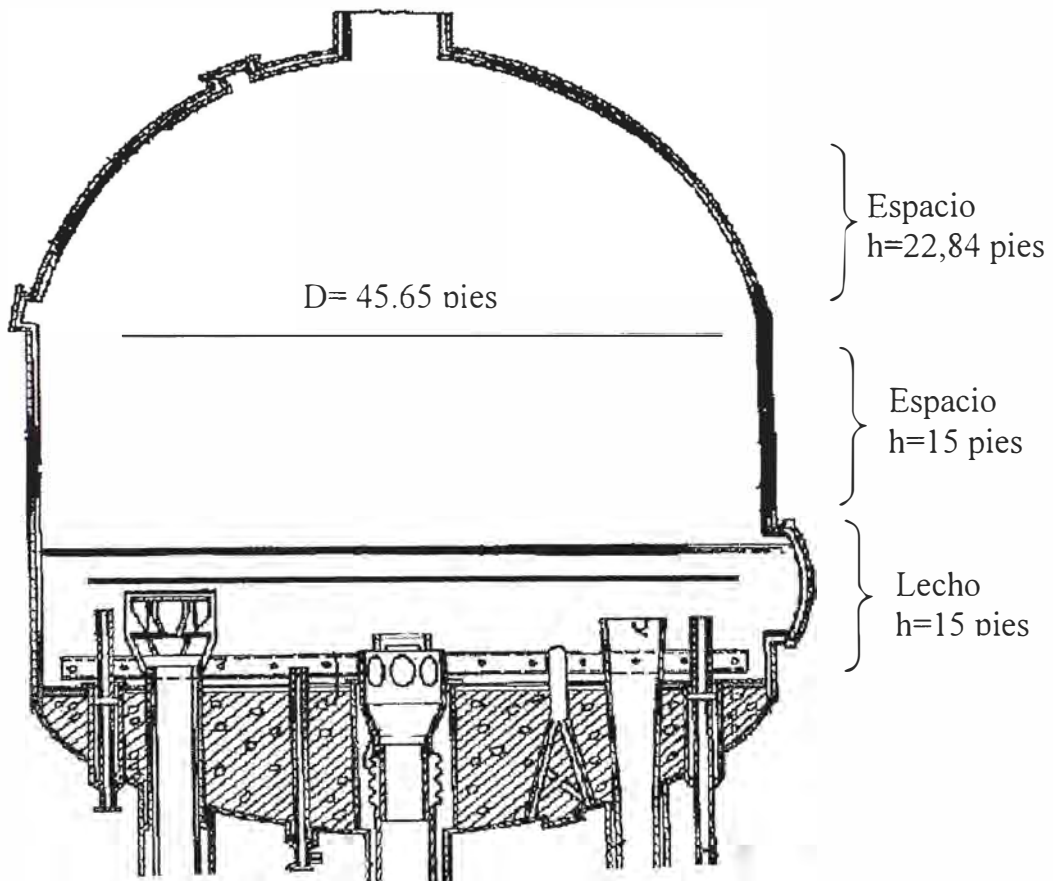
<b>Diámetro (pie)</b>	<b>45,67</b>
<b>Altura típica del este lecho (pies) (1)</b>	<b>15</b>
<b>Altura sobre el lecho (pies) (2)</b>	<b>15</b>
<b>Cabeza superior de forma semiesférica</b>	<b>22,48</b>
<b>Cabeza inferior de forma elíptica</b>	<b>11,43</b>

Asumiendo una altura semejante a lecho, que esta pro encima del lecho, para dar un espacio, como dicen las patentes, suficiente para que las partículas de coque que son arrastradas, caigan y retornen al lecho.

Este recipiente tiene una cabeza inferior Elíptica cuya altura es  $H/4$  y un cabeza superior de forma semiesférica.

Tabla 9.4.4

	Diámetro (pie)	Altura (pie)
Cabeza superior	45,67	22,84
Lado recto	45,67	30,00
Cabeza inferior	45,67	11,42
<b>Total</b>	<b>45,67</b>	<b>64,28</b>



## 9.5 Diseño del Heater

Para este diseño, utilizaremos la velocidad de los gases que transcurren por la zona de transferencia entre el Heater y el Gasificador. Por lo tanto utilizaremos las propiedades del flexigas.

Tabla 9.5.1

<b>Tubería Previa al Heater</b>	
Flujo Másico de Flexigas (Klb/hr.)	<b>697,00</b>
Temperatura °F. (1)	1 700°
Presión (Psig). (1)	25
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> ) (2)	0,047286
Velocidad lineal (pie/seg.) en el D1 (3)	60
Radio del D1 (pies)	4,66
Velocidad lineal (pie/seg.) en el D2 (3)	15,27
Radio del D2 (pies)	9,24
Angulo entre el D1 y D2 (4)	7°
<b>Altura entre D1/D2 (pies)</b>	<b>37,29</b>

(1) asumido de las temperaturas y presión típicos de patentes.

(2) Densidad del gas obtenido del simulador.

(3) Asumiendo velocidad lineal típico (30 a 80 pies/seg) recomendado por la patentes 4055484 para mantener el lecho en flujo turbulento.

(4) El área del D2 obtenido por la formula  $A1.V1 = A2.V2$ .

(5) Angulo recomendado entre D1 y D2 por la patentes 4055484.

Tabla 9.5.2

Dimensiones del Heater

<b>Heater</b>	
Flujo Másico de Flexigas (Klb/hr.)	<b>697,00</b>
Temperatura °F. (1)	1 157°
Presión (Psig). (1)	25
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> ) (2)	0,05522
Velocidad asumida (pie/seg.) en heater (3)	4,00
<b>Area de Heater (pie<sup>2</sup>)</b>	<b>878,13</b>
<b>Radio de la Base (pies)</b>	<b>16,72</b>
<b>Diámetro de la Base (pies)</b>	<b>33,44</b>
<b>Altura de los Ciclones (pies)(4)</b>	<b>39,55</b>
<b>Densidad del lecho (lb/pie<sup>3</sup>)(5)</b>	<b>30,0</b>
<b>Altura del lecho (pies)(6)</b>	<b>15,00</b>
<b>Peso de coque en el lecho (Klb)</b>	<b>395,16</b>
<b>Cilindro Inferior al Heater</b>	
Altura del tubo inferior al Heater	15,62
Diámetro del cilindro inferior.	18,48

- (1) Asumido de las temperaturas y presión típicos de patentes.  
 (2) Densidad obtenida del flexigas a estas condiciones. Anexo 2, Adjunto 3 literal (a).  
 (3) Velocidad típica según patentes en la parte superior del lecho.  
 (4) Altura del ciclón que está contenido en el Heater, incluyendo sus tubos colectores de casi igual altura.  
 (5) Densidad del lecho según patente 2881133.  
 (6) Altura del lecho entre 10 y 15 pies, según patente 4113602, párrafo 12.  
 (7) En diámetro inferior, se mantiene el diámetro de D2.

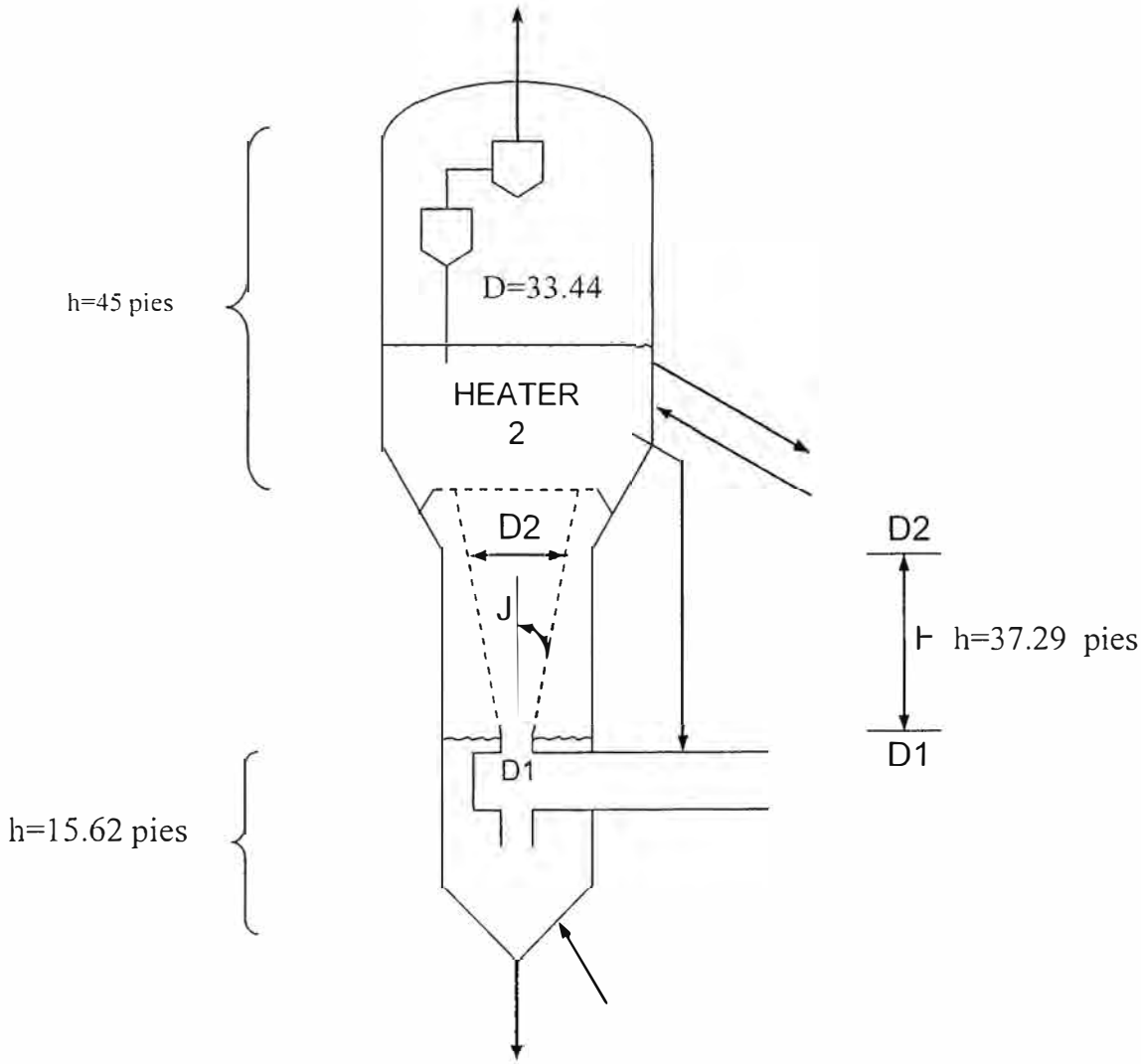
Tabla 9.5.3

Dimensiones del Heater y Cilindro Inferior

	<b>Diámetro</b>	<b>Altura</b>	<b>Volumen</b>
<b>Cabeza Superior</b>	33,44	8,36	454,49
<b>Cilindro Central</b>	33,44	45,00	47 901,99
<b>Parte Superior de Cono</b>	33,44	37,29	18 569,15
<b>Parte Inferior de Cono</b>	14,23		
<b>Cilindro Inferior al Cono</b>	18,48	15,62	4 725,17
<b>Cabeza Inferior</b>	18,48	9,24	1 652,41



Grafico 9.5-1



## 9.6 Diseño de la Columna

En el Anexo 2 adjunto 4 se adjunta las dimensiones de la columna, obtenido por un simulador, las cuales serian:

Tabla 9.6.1

<b>Dimensiones (m) de la Columna</b>	
Altura entre platos	0,55
Diámetro	1,5
Volumen	0,971
N° etapas	29
Altura de la columna	17,05

## 9.7 Espesores, Refractarios y tipo de material-Metalurgia

Las temperaturas de operación como se muestra en la tabla N° 9.7.1, en la que muestra unas temperaturas altas, para este caso, lo recomendable es que el acero trabaje a entre 350 y 400 °C (662-752°C). Por lo tanto, utilizaremos Refractarios (Castables Refractarios) para poder disminuir las altas temperaturas, a adecuadas temperaturas de trabajo, a las apropiadas para el metal.

Tabla N° 9.7.1

Las temperaturas de operación

	Reactor		Heater		Gasificador	
	Min	Max	Min	Max	Min	Max
T (°F)	900	1 100	1 100	1 400	1 598	2 012
T (°C)	482,2	593,3	593,3	760	870	1 100
<b>Temperatura del Metal elegida</b>						
T (°F)	318		318		318	
T (°C)	158,8		158,8		158,8	

### 9.7.1 Espesor del Linning o recubrimiento para los Principales Recipientes

Estos recubrimientos (Linning ) son los apropiados para resistir a la abrasión (coque en circulación) y proteger al metal de la alta temperatura del proceso.

#### Para el gasificador

Utilizaremos el ABLE INSULATE 23 LW para el rango de temperatura de 2000 °F cuyo K= 2.54.

Temperatura máxima interna del recipiente	2 012,0 °F
Temperatura luego del refractario/del metal	3 18,0 °F
Temperatura del aire	70,0 °F
H del aire	4 btu/pie2.hr
K del refractario	2,54 (Btu/inch)/pie2.hr.°F
$\sigma$	5,669 e-8

#### **Q conducción = Q de convección + Q de radiación**

$$K (T_i - T_2) / L = 2.54 * (2012 - 318) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}/\text{inch}$$

$$H (T_2 - T_a) = 4.0 * (318 - 70) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}$$

$$e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4) = \text{despreciable.}$$

$$K (T_i - T_2) / L = H (T_2 - T_a) + e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4)$$

$$L (\text{inch}) = \frac{K (T_i - T_2)}{H (T_2 - T_a) + e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4)} = \frac{2.54 * (2012 - 318) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}/\text{inch}}{4.0 * (318 - 70) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}}$$

$$L = 4.33 \text{ pulgadas.} = 4.5 \text{ pulgadas}$$

#### Para el Heater

Utilizaremos el ABLE INSULATE 23 LW para el rango de temperatura de 1500 °F cuyo K= 2.06.

Temperatura máxima interna del recipiente	1 400.0 °F
Temperatura luego del refractario/del metal	318.0 °F
Temperatura del aire	70.0 °F
H del aire	4 btu/pie2.hr
K del refractario	2.06 (Btu/inch)/pie2.hr.°F
$\sigma$	5.669 e-8

Q conducción = Q de convección + Q de radiación

$$\begin{aligned} K (T_i - T_2) / L &= 2.06 * (1400 - 318) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}/\text{inch} \\ H (T_2 - T_a) &= 4.0 * (318 - 70) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr} \\ e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4) &= \text{despreciable.} \end{aligned}$$

$$K (T_i - T_2) / L = H (T_2 - T_a) + e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4)$$

$$L (\text{inch}) = \frac{K (T_i - T_2)}{H (T_2 - T_a) + e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4)} = \frac{2.06 * (1400 - 318) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}/\text{inch}}{4.0 * (318 - 70) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}}$$

**L= 2.25 pulgadas. = 2.5 pulgadas**

### Para el Reactor

Utilizaremos el ABLE INSULATE 1-6 para el rango de temperatura de 1500 °F cuyo K= 1.3.

Temperatura máxima interna del recipiente	1100.0 °F
Temperatura luego del refractario/del meta	318.0 °F
Temperatura del aire	70.0 °F
H del aire	4 btu/pie <sup>2</sup> .hr
K del refractario	1.3 (Btu/inch)/pie <sup>2</sup> .hr.°F
σ	5.669 e-8

Q conducción = Q de convección + Q de radiación

$$\begin{aligned} K (T_i - T_2) / L &= 1.3 * (1100 - 318) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}/\text{inch} \\ H (T_2 - T_a) &= 4.0 * (318 - 70) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr} \\ e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4) &= \text{despreciable.} \end{aligned}$$

$$K (T_i - T_2) / L = H (T_2 - T_a) + e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4)$$

$$L (\text{inch}) = \frac{K (T_i - T_2)}{H (T_2 - T_a) + e \sigma (T_2^4 - T_{bkgd}^4)} = \frac{1.3 * (1100 - 318) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}/\text{inch}}{4.0 * (318 - 70) \text{ BTU/pie}^2/\text{hr}}$$

**L= 1.03 pulgadas. = 1.5 pulgadas**

Estos Linnning son los apropiados para resistir a la abrasión (coque en circulación) y proteger al metal de la alta temperatura del proceso.

Las referencias de estos refractarios se muestran en el Anexo N° 3 Adjunto 2.  
Pagina web: <http://www.ablerefactory.com/products%20insulcast.html>

Tabla N° 9.7.1-1

Las temperaturas de operación luego del Refractario

	<u>Reactor</u>		<u>Heater</u>		<u>Gasificador</u>	
	Min	Max	Min	Max	Min	Max
T (°F)	900	1100	1100	1400	1598	2012
Psig	15	45	15	45	25	45
Esesor del Refractario (pulg)	1.5		2.5		4.5	
T (°F) de refractario	318		318		318	

**9.7.2 Selección del Metal-Metalurgia**

Para la obtención del material, recurriremos a las normas ASME., para ello, definimos cuales son las condiciones más extremas de trabajo de cada una de las unidades, y así, adicionando un margen, hallar el espesor.

La metalurgia de los principales Recipientes son los siguientes:

**Reactor**

- Zona de Lecho Denso: Carbon Steel with Refractory lining.
- Zona de fase Diluida y Scrubber: 1-1/4 Cr with 410S ó 405 cladding.

**Heater**

- Carbon Steel con refractory lining

**Gasifier**

- Shell and Head: Carbon Steel con refractory lining
- Grid and Skirt: C-Mo

La temperatura de diseño es de 318 °F, y revisando la tabla adjuntada en el Anexo 2 Adjunto 1, es el Carbon Steel, que puede ser SA-516, SA-515, SA-455, pero por tener más resistencia tomamos como referencia SA-515 GRADO 70. La que nos presenta las siguientes propiedades en Stress.

**9.7.3 Espesor de los Principales Recipientes**

Para hallar el espesor de los principales recipientes de la Unidad, una vez identificado el metal a utilizar (obtenido en el numeral 10.6.2-Metalurgia), se

necesita las condiciones de operación de los principales recipientes como indicamos en la Tabla N° 10.6.3.1 y las formulas de espesor, según la forma del recipiente según la tabla N°10.6.2.2.

Tabla 9.7.3-1

<b>Condiciones de Operación para hallar espesor del material - SA-515 GRADO 70</b>			
	Reactor	Heater	Gasificador
Temperatura Refractario	318	318	318
Presión de diseño en psi	59.7	59.7	59.7
Eficiencia E	0.85	0.85	0.85
Temperatura para Diseño	800	800	1100
Maximum Stress value para Diseño.	12 000	12 000	9 300

El Heater es entre 40 y 200 ° C mayor que el Reactor.

En el tema de presión, se añadirá, a la presión típica de operación en psi.

Maximum Stress value obtenido de las normas ASME II parte D. Anexo 3 Adjunto 3.

Tabla 9.7.3-2

Formulas que se utilizan dependiendo de la forma del recipiente

<b>Pressure Vessel</b>			
<b>Cylindrical Shell</b>		<b>Heads</b>	<b>Conne</b>
<b>Circunferencial Stress</b>	<b>Longitudinal Stress</b>	<b>Spherical Shell</b>	<b>Circunferencial Stress</b>
$t = \frac{P \cdot R}{E \cdot S - 0.6 \cdot P}$	$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0.4 \cdot P}$	$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P}$	$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \text{COS} \infty \cdot (S \cdot E - 0.6 \cdot P)}$

Utilizando las normas ASTM capítulo VIII div 1 - Recipientes con presión interna UG-27 y UG-32, el resumen se muestra en el Anexo 3 Adjunto 4.

**Tabla 9.7.3-3**Espesores para el Reactor

	<b>Di</b>	<b>Di + R</b>	<b>Espesor F.</b>	<b>Espesor R.</b>
Cabeza superior/semiesfera	11,50	11,75	0,41	7/16
Lado recto superior	11,50	11,75	0,41	7/16
Cono superior diámetro superior	11,50	11,75	0,8	13/16
Cono superior diámetro inferior	19,20	19,45		
Diámetro (debajo del lecho denso)	19,20	19,45	0,69	3/4
Cono sección Media Diámetro superior	19,20	19,45	0,70	3/4
Cono sección Media Diámetro inferior	8,73	8,98		
Sección de despojamiento	8,73	8,98	0,32	3/8
Cabeza inferior/semiesfera	8,73	8,98	0,16	3/16

**Tabla 9.7.3-4**Espesores para el Heater

	<b>Di</b>	<b>Di+R</b>	<b>Espesor F.</b>	<b>Espesor R.</b>
Cabeza Superior	33,44	33,85	1,19	1 1/4
Cilindro Principal	33,44	33,85	1,19	1 1/4
Cono D. Superior	33,44	33,85	0,5	1/2
Cono D. Inferior	14,23	14,65		
Cilindro Inferior	18,48	18,90	0,67	11/16
Cabeza Inferior	18,48	18,90	0,33	3/8

**Tabla 9.7.3-5**Espesores del Gasificador

	<b>Di</b>	<b>Di+R</b>	<b>Espesor F</b>	<b>Espesor R</b>
Cabeza superior	45,67	46,42	1,05	1 1/16
Lado recto	45,67	46,42	2,11	2 1/8
Cabeza inferior	45,67	46,42	2,11	2 1/8

Di – Di + refractario (pies), Espesor F. – Espesor R. (pulgadas).

Di= Diámetro Interno.

Di+ R = Diámetro Interno + Refractario.

Espesor F. = Espesor por Formula.

Espesor R. = Espesor real de una plancha, con variaciones 1/16".

Tabla 9.7.3-6

**DISEÑO DE LOS PRINCIPALES RECIPIENTES**

	Presión	T	Ton	Altura	Di	Esp.	Esp. Corr	Refractario
Reactor	12	950	315,5	150,75	19,45	13/16	1	1,5
Zona de lavado				35,0	11,9			
Heater	25	1 157	395,6	82,29	33,44	1 1/4	1 7/16	2,5
Heater zona inferior				15,32	18,48			
Gasificador	25	1 700	--	64,26	45,67	2 1/8	2 5/16	4,5
Columna				17,05 (m)	1,5 (m)			

Presión: Psig.

T = Temperatura: °F.

Ton= Toneladas de Coque en el lecho.

Altura: pies.

Di= Diámetro: Pies

Espesor: pulgadas

E. corr= Espesor de Corrosión: Espesor incluyendo 3/16 de ajuste por corrosión: Pulgadas

#### 9.7.4 Transferencia de Masa entre Recipientes

Donde se propone para la obtención de Calor específico de la Carga obtener el Cp de la carga en función del API, el k y la temperatura, según la siguiente ecuación:

Ecuación N° 9.7.4-1

$$c_p = \left( (0.355 + 0.128 \cdot 10^{-2} \cdot \text{API}) + (0.503 + 0.117 \cdot 10^{-2} \cdot \text{API}) \cdot 10^{-3} T \right) (0.05k + 0.41)$$

- Temperatura de la Carga a la entrada en °F.
- k: Factor de caracterización de la Universal Oil Products, el cual varía entre 10 y 13 (ya definido).
- °API.
- cp: Capacidad calorífica, en unidades de base masa consistentes.

*Referencia: estudios de Fallón y Watson, que estudiaron datos experimentales de capacidades caloríficas a presión constante para muchos hidrocarburos y derivados líquidos del petróleo, proponiendo la*



siguiente expresión para la capacidad calorífica en función de la temperatura, los °API y el factor de caracterización.

[http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/sedes/manizales/4090002/docs\\_curso/pages/cap4/c4\\_3.htm](http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/sedes/manizales/4090002/docs_curso/pages/cap4/c4_3.htm)

Tabla 9.7.4-1  
Datos para calcular el CP del Fluido

Temperatura	525°F
k (1)	12
API	2,9

(1) k= valor entre 11 y 13, se asume el valor intermedio.

Para realizar el balance de masa entre las unidades (transferencia de coque en líneas) definiremos la temperatura a las cuales trabajan los principales recipientes en las que se realiza transferencia de coque.

Tabla 9.7.4-2

Temperatura de recipientes en los que se realiza transferencia de coque

Temperatura °F	
Carga	525
Reactor	950
Heater	1157
Gasificador	1700

Datos:

Cp1: Calor específico de la Carga Ecuación N° 10.6.4.1: 0.6245683 KCal/Kg°C.

Cp2: Calor específico de gases ligeros que salen del reactor: 0.62466 KCal/Kg°C.

Cp3: Calor del coque en rango de 21°C – 1300 °C (PERRY): 0.403 KCal/Kg°C.

Cp4: Calor específico del flexigas en el Heater: 0.30828 KCal/Kg°C. (dato del programa de simulación Hysys –Anexo 2 Adjunto 3 literal (a)).

Cp5: Calor específico del Flexigas del Gasificador que ingresa a Heater: 0.32663 KCal/Kg°C. (dato del programa de simulación Hysys – Anexo 2 Adjunto 3 litoral (b)).

**Los flujos de Masa y Calor utilizados son los siguientes:**

1. Carga de Alimentación (Residuo de Vacío) que ingresa al reactor:  
 Cp1: 0.6245 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: 158 030.85 Kg/hr.  
 Temperatura de la Carga: 273.8 °C.  
Flujo de Calor:  
 Q1= 27 033 125.07 Kcal/hr. (107 267 440.27 BTU/hr).
2. Carga de Gases ligeros que fluye del Reactor a fraccionadora:  
 Cp2: 0.81141 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa de vapores que sale del Reactor: 105 444.64 Kg/hr.  
 Temperatura del Reactor: 510 °C.  
Flujo de Calor:  
 Q2= 44 096 948.45 Kcal/hr. (174 976 701.56 BTU/hr).
3. Carga de Coque que sale - fluye del Reactor al Heater:  
 Cp3: 0.403 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: Mr1 Kg/hr.  
 Temperatura del Reactor: 510 °C.  
Flujo de Calor:  
 Q3= 205.53 Mr1 Kcal/hr. (815.54 Mr1 BTU/hr).
4. Carga de Coque que entra - fluye del Heater al Reactor:  
 Cp3: 0.403 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: Mh1 Kg/hr.  
 Temperatura del Reactor: 625 °C.  
 Flujo de Calor:  
 Q4= 251.88 Mh1 Kcal/hr. (999.44 Mh1 BTU/hr).
5. Purga de coque del Reactor:  
 Cp3: 0.403 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: 1258.45 Kg/hr.  
 Temperatura del Reactor: 510 °C.  
Flujo de Calor:  
 Q5= - 258 650.4 Kcal/hr. ( -1 026 324.79 BTU/hr).
6. Masa de coque que va del Heater al Gasificador:  
 Cp3: 0.403 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: Mh2 Kg/hr.  
 Temperatura del Heater: 625 °C.  
 Flujo de Calor:  
 Q6= 251.88 Mh2 Kcal/hr. (999.44 Mh2 BTU/hr).

7. Masa de coque que va del gasificador al Heater:  
 Cp3: 0.403 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: Mg1 Kg/hr.  
 Temperatura del Gasificador: 926.67 °C.  
 Flujo de Calor:  
 Q7= 373.448 Mg1 Kcal/hr. (1 481.84 Mg1 BTU/hr).
8. Masa de flexigas que va del gasificador al Heater:  
 Cp5: 0.32663 KCal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: 316 243.19 Kg/hr.  
 Temperatura del Gasificador: 926.67 °C.  
 Flujo de Calor:  
 Q8= 95 720 735.57 Kcal/hr. (379 816 668.4 BTU/hr).
9. Masa de flexigas que sale del Heater:  
 Cp4: 0.30828 KCal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que ingresa: 316 243.19 Kg/hr.  
 Temperatura del Gasificador: 625 °C.  
 Flujo de Calor:  
 Q9= 60 931 723.08 Mg1 Kcal/hr. (241 777 077.20 BTU/hr).
10. Purga de coque del Heater – finos recuperados luego:  
 Cp3: 0.403 Kcal/Kg°C.  
 Flujo de Masa que sale: 838.97 Kg/hr.  
 Temperatura del Reactor: 625 °C.  
 Flujo de Calor:  
 Q10= 211315.68 Kcal/hr. (838500.64 BTU/hr).

## Realizando un Balance de masa y Energía en el Reactor

### Balance de Masa Heater-Reactor

Entra de carga + masa que entra de Heater a reactor = gases que sale del reactor + purga + coque que sale a heater.

$$158\,030.85 \text{ Kg/hr.} + M_{h1} \text{ Kg/hr.} = 105\,444.64 \text{ Kg/hr.} + M_{r1} \text{ Kg/hr.} + 1258.45 \text{ Kg/hr.}$$

$$M_{r1} \text{ Kg/hr} = 51327.75 \text{ Kg/hr} + M_{h1} \text{ Kg/hr.} \quad \dots(1).$$

### Balance de Energía

Energía de carga + Energía de masa que entra de Heater a reactor = Energía de los gases que sale del reactor + Energía de purga + Energía del coque que sale a heater.

$$Q_1 + Q_4 = Q_2 + Q_3 + Q_5 \dots (2)$$

Asignando una pérdida de 10% en el traslado de coque de un recipiente a otro.

Ecuación (2)

$$27\,033\,125.07 \text{ Kcal/hr.} + (0.9) \cdot 251.88 \text{ Mh1 Kcal/Kg.} = 43\,635\,008.55 \text{ Kcal/hr.} + 205.53 \text{ Mr1 Kcal/Kg.} + 258\,650.4 \text{ Kcal/hr.}$$

De (1) en (2).

Mh1 = 1 295 518.21 Kg/hr. Traslado de Coque caliente del Heater al Reactor. (21.59 Ton/min).

Mr1 = 1 346 845.96 Kg/hr. Traslado de Coque frío del Reactor al Heater. (22.44 Ton/min).

### Realizando un Balance de masa y Energía en el Heater

Masa de coque que sale del Reactor y va al Heater + masa de coque que sale del gasificador y va al Heater + Calor del flexigas proveniente del gasificador = masa de coque que sale del Heater y va al Reactor + masa de coque que sale del Heater al gasificador + masa de flexigas que sale del heater.

$$Q3 + Q7 + Q8 = Q4 + Q6 + Q9 + Q10$$

$$205.53 \text{ Mr1 Kcal/hr.} + 373.448 \text{ Mg1 Kcal/hr.} + 95\,720\,735.57 \text{ Kcal/hr.} = 251.875 \text{ Mh1 Kcal/hr.} + 251.875 \text{ Mh2 Kcal/hr.} + 60\,931\,723.08 \text{ Kcal/hr.} + 211315.68 \text{ Kcal/hr.}$$

### Perdidas del 10% por traslado de materia

$$276\,818\,250.95 \cdot (0.9) + 373.448 \cdot (0.9) \text{ Mg1 Kcal/hr.} + 95\,720\,735.57 \cdot (0.9) \text{ Kcal/hr.} = 326\,308\,649.82 + 251.875 \text{ Mh2 Kcal/hr.} + 60\,931\,723.08 \text{ Kcal/hr.} + 211315.68 \text{ Kcal/hr.}$$

### Balance de Masa

Mr1 + Mg1 + M.flexigas del gasificador = Mh1 + Mh2 + purga + M.flexigas del Heater

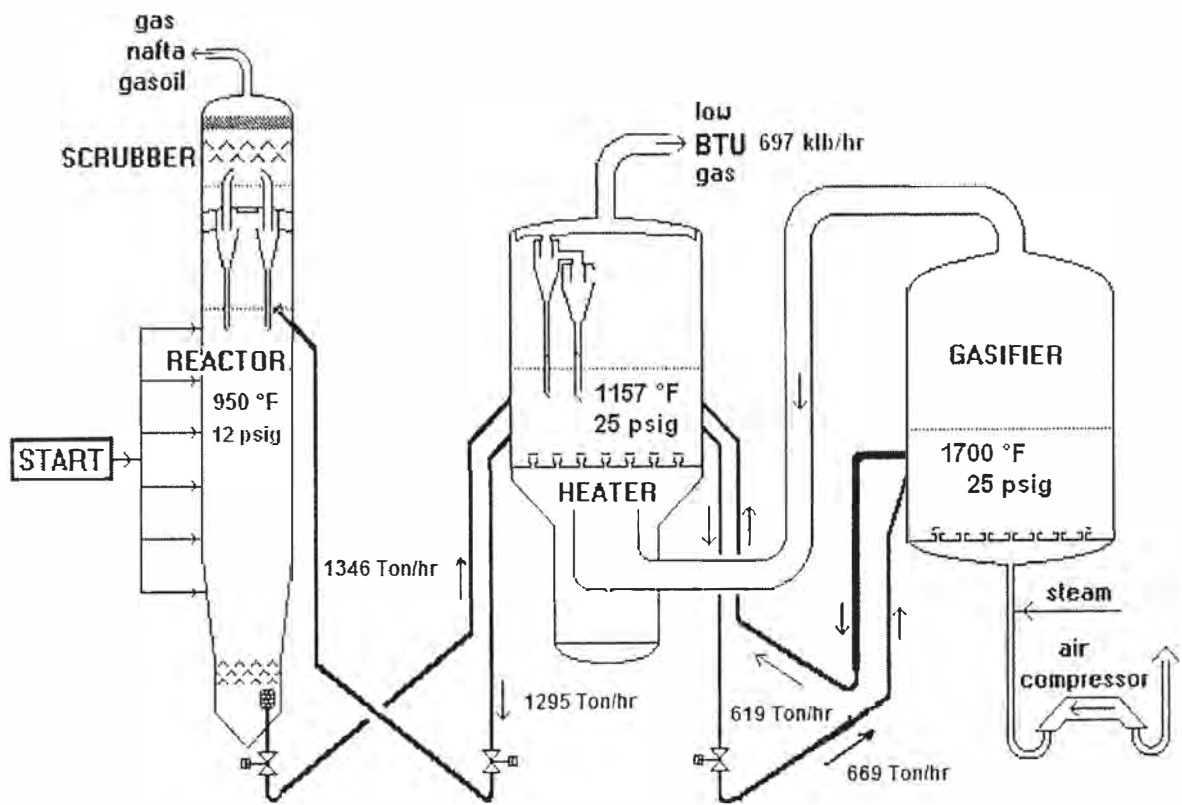
$$\text{Mh2} - \text{Mg1.} = 50488.79 \text{ Kg/hr. ....(3)}$$

**Mg1= 619 367.91 Kg/hr. (10.32 Ton/min)**

**Mh2= 669 856.69 Kg/hr. (11.16 Ton/min)**

DISEÑO DE LA UNIDAD Y SU TRANSFERENCIA DE MASA

**PROCESO SIMPLIFICADO DE FLEXICOKING**



## **CAPITULO 10**

### **EVALUACION ECONOMICA**

Cuando las empresas necesitan hacer frente a inversiones sobre las que se vaya a basar la operativa del negocio. Para analizar la viabilidad de esta inversión, puede entenderse el hecho de plantearnos si los ingresos derivados de nuestro proyecto de negocio van a ser suficientes para hacer frente a los compromisos adquiridos con los diferentes agentes que ponen dinero para financiarlo (accionistas y terceros suministradores de financiación), y en qué medida ese proyecto va a ser rentable.

La evaluación de proyectos por medio de métodos matemáticos- Financieros es una herramienta de gran utilidad para la toma de decisiones por parte de los administradores financieros, ya que un análisis que se anticipe al futuro puede evitar posibles desviaciones y problemas en el largo plazo. Las técnicas de evaluación económica son herramientas de uso general.

#### **Estados Financieros Projectados**

Son las herramientas en la evaluación de proyectos de inversión, así como pronosticar la evaluación de una empresa en marcha. Estos Estados Financieros Projectados, deben ser preparados en términos reales o moneda constante a fin de eliminar los problemas que causan la inflación y la devaluación.

Los Estados Financieros Projectados son los siguientes:

- Estado de Ganancias y Pérdidas Projectado.
- Flujo de Caja Projectado y
- Balance general Projectado.

Los dos primeros será motivo de evaluación para esta Unidad de Coquificación ya que miden el flujo de dinero.

El primero es para toda la etapa de operación del proyecto, es el estado de flujo de dinero durante un periodo determinado, generalmente un año. Su finalidad es

determinar la Utilidad Neta (después de los impuestos), que viene a ser lo ingresos (por ventas y otros), deducidos los egresos, depreciación e impuestos. Los egresos son los correspondientes a los productos vendidos y no a la producción total.

El segundo que es el Flujo de Caja Proyectado, es el estado financiero donde se **determina la rentabilidad de un proyecto**. En este estado se determinan las entradas y salidas de dinero del proyecto, las cuales se conocen como Flujo neto de Fondos (FNF). Dicho Flujo de Caja Proyectado se realiza para todo el horizonte de planeamiento del proyecto (pre-operación – operación – liquidación). Con respecto al Capital de Trabajo Incremental incluido en el rubro de inversiones es el monto de capital de trabajo menos el año anterior. La Depreciación tiene la función de la disminución del Impuesto a la Renta, este menor cargo se le conoce como escudo fiscal. La razón del porque no se considera a la depreciación como un costo, si no como un cargo es que mientras en el estado de Ganancias y Pérdidas se el descuenta de la Utilidad de Operación, en el Flujo de Caja se le suma a la Utilidad Neta para determinar el FNF.

En general, la evaluación para analizar proyectos de inversión se basan normalmente en el análisis de los ingresos y gastos relacionados con el proyecto, teniendo en cuenta cuándo son efectivamente recibidos y entregados -es decir, en los flujos de caja (cash flows) que se obtienen en dicho proyecto-con el fin de determinar si son suficientes para soportar el servicio de la deuda anual (principal + intereses) y de retribuir adecuadamente el capital aportado por los socios.

Para evaluar la viabilidad de un proyecto de inversión los indicadores más utilizados por los expertos son:

- Valor actual neto.
- Tasa interna de retorno.
- Coeficiente beneficio costo, y,
- Periodo de recuperación.

Estos indicadores de evaluación permiten dar una medida, más o menos ajustada, de la rentabilidad que podemos obtener con el proyecto de inversión, antes de ponerlo en marcha. También permiten compararlo con otros proyectos similares, y, en su caso, realizar los cambios en el proyecto que se consideren oportunos para hacerlo más rentable.

El valor presente neto y la tasa interna de rendimiento se mencionan juntos porque en realidad es el mismo método, sólo que sus resultados se expresan de manera distinta. Recuérdese que la tasa interna de rendimiento es el interés que hace el valor presente igual a cero, lo cual confirma la idea anterior.

Por tanto este trabajo se basa en la evaluación desde el punto de vista empresarial utilizando los indicadores antes mencionados, para una mejor toma de decisión. Aunque es oportuno decir que para un mejor análisis se puede hacer también una evaluación social, un análisis de sensibilidad u otros.

### **10.1 Objetivos**

#### **1) Objetivo general**

El objetivo de la evaluación es la obtención de elementos de juicios necesarios para la toma de decisiones de ejecutar o no el proyecto, respecto a las condiciones que ofrece dicho proyecto.

#### **2) Objetivo específico**

- Manejar los resultados de una evaluación empresarial, para la toma de decisiones del inversionista sobre la ejecución o no del proyecto de inversión.
- Manejar los indicadores más utilizados que brindan información necesaria para el análisis de las inversiones.
- Aplicar la evaluación económica para determinar la rentabilidad del proyecto.



- Identificar los elementos que conforman el Estado de Ganancias y Pérdidas, con la finalidad de efectuar la proyección de las utilidades del proyecto.
- Manejar los elementos del flujo de caja para proyectar los ingresos y egresos en efectivo, que generen siempre saldos mayores a cero.
- Identificar los componentes que integran el Estado de fuentes y Usos de Fondos, con el objeto de proyectar saldos de caja positivos que aseguren la operatividad del proyecto.

## 10.2 Metodología de la Evaluación Económica

En este punto se evaluará económicamente la tecnología propuesta de Flexicoking, para determinar su rentabilidad hecha con recursos propios. Los factores que se calcularán en la presente evaluación son los siguientes:

- Inversión total, compuesta por el Capital Fijo y Capital de Trabajo.
- Estimado del Precio de la Carga ó Fondo de Vacío en función de los precios y calidades de Combustibles que se comercializa en el Perú.
- Calculo de los Costos Variables y Costos Fijos.
- Cálculos de los Gastos Administrativos y Gastos de Ventas e I&D.
- Determinación de los Precios de los productos y sub productos del proceso en función de los precios y calidades de Combustibles que se comercializa en el Perú.

### 1) Valor Actual Neto (VAN)

Consiste en actualizar a valor presente los flujos de caja futuros que va a generar el proyecto, descontados a un cierto tipo de interés("la tasa de descuento"), y compararlos con el importe inicial de la inversión. Como

tasa de descuento se utiliza normalmente el costo de oportunidad del capital (COK) de la empresa que hace la inversión.

$$\text{VAN} = -A + [\text{FC}_1 / (1+r)^1] + [\text{FC}_2 / (1+r)^2] + \dots + [\text{FC}_n / (1+r)^n]$$

Siendo:

A: desembolso inicial

FC: flujos de caja

n: número de años (1,2,...,n)

r: tipo de interés ("la tasa de descuento")

$1/(1+r)^n$ : factor de descuento para ese tipo de interés y ese número de años

Si  $\text{VAN} > 0$ : El proyecto es rentable.

Si  $\text{VAN} = 0$ : El proyecto es postergado.

Si  $\text{VAN} < 0$ : El proyecto no es rentable.

A la hora de elegir entre dos proyectos, elegiremos aquel que tenga el mayor VAN.

Este método se considera el más apropiado a la hora de analizar la rentabilidad de un proyecto.

## 2) Tasa Interna de retorno (TIR)

Se define como la tasa de descuento o tipo de interés que iguala el VAN a cero, es decir, se efectúan tanteos con diferentes tasas de descuento consecutivas hasta que el VAN sea cercano o igual a cero y obtengamos un VAN positivo y uno negativo.

Si  $\text{TIR} > \text{tasa de descuento (r)}$ : El proyecto es aceptable.

Si  $\text{TIR} = r$ : El proyecto es postergado.

Si  $\text{TIR} < \text{tasa de descuento (r)}$ : El proyecto no es aceptable.

Este método presenta más dificultades y es menos fiable que el anterior, por eso suele usarse como complementario al VAN.

### **3) Coeficiente Beneficio Costo (BC)**

Se obtiene con los datos del VAN; cuando se divide la sumatoria de todos los beneficios entre la sumatoria de los costos.

Si  $BC > 1$ : El proyecto es aceptable.

Si  $BC =$  ó cercano a 1: El proyecto es postergado.

Si  $BC < 1$ : El proyecto no es aceptable.

### **4) Periodo de Recuperación (PR)**

Se define como el periodo que tarda en recuperarse la inversión inicial a través de los flujos de caja generados por el proyecto. La inversión se recupera en el año en el cual los flujos de caja acumulados superan a la inversión inicial.

Se efectúa por tanteos utilizando los valores del VAN hasta obtener un valor negativo y uno positivo.

No se considera un método adecuado si se toma como criterio único. Pero, de la misma forma que el método anterior, puede ser utilizado complementariamente con el VAN.

## **10.3 Evaluación Económica**

La evaluación económica es la que identifica los meritos propios del proyecto, independientemente de la manera como se obtengan y se paguen los recursos financieros que necesite y del modo como se distribuyan los excedentes o utilidades que genera. Los costos y beneficios constituyen el flujo económico.

Su valor residual o valor de recuperación, es el valor hipotético al que se vendería el proyecto al final del horizonte planificado, sin considerar deudas por prestamos de terceros.

#### **10.4 Definición de Inversión en Capital Fijo (FCI):**

Los Componentes de la Inversión comprende la relación de los activos fijos y otros activos que van a formar parte de la inversión. Se subdividen en tres grupos: elementos de infraestructura y estructura. Maquinaria y equipos de producción estudios y proyectos. Su razón de ser es mostrar en detalle la composición de su costo que será trasladado posteriormente.

La maquinaria y equipo abarca toda la maquinaria y equipos destinados a las líneas de producción. En caso de ser importada, este cuadro deberá mostrar toda la composición de sus costos desde su lugar de origen hasta la planta.

**INVERSION TOTAL:** Deberá mostrar el monto individual de los rubros de Activos Fijos, de otros Activos y de capital de trabajo. Deberá estar subdividido en aporte propio y aporte de terceros.

##### **1) Costo de Inversión de Capital de trabajo:**

El capital de trabajo es la liquidez necesaria para poder cubrir el desfase existente entre el momento en que comienza a causarse los gastos iniciales de funcionamiento de la empresa y el momento en que comienza a percibirse los ingresos. El capital de trabajo, si bien no implicará siempre un desembolso en su totalidad antes de iniciar la operación, se considera también como un egreso en el momento cero, ya que deberá quedar disponible para que el administrador del proyecto pueda utilizarlo en su gestión. La inversión en Capital de Trabajo está dado por el Activo Circulante menos el pasivo circulante. Un ejemplo puede ser 20 días de Materia Prima y 10 días de

productos intermedios y 25 días de Productos Terminados, como Pasivos Circulantes puede ser cuentas por pagar de 30 días de materia Prima.

### **Asunción**

**Para fines prácticos se asume que el Capital de trabajo es el 16% de los Activos Fijos estimados para este proyecto.**

## **2) Costo de Capital Fijo (FCI) de la Unidad de Flexicoking:**

De la referencia que se tiene de la unidad de Flexicoking en la Costa del Golfo en EEUU, a una capacidad de 23 KBbl/d. (Miles de Barriles día) en el segundo cuarto del año 2006 (2Q 2006), el costo de la unidad de Flexicoking es 250 MMUS\$ (millones de dólares americanos).

Para hallar la inversión de una planta de 22.6 KBDO utilizaremos el Método de Exponente de Capacidad.

- $I_A$  = Inversión Inicial = 250 MMUS\$.
- $Q_A$  = Capacidad Inicial de la Planta = 23 KBbl/d.
- $I_N$  = Inversión de la Nueva Planta.
- $Q_N$  = Capacidad de la Planta Nueva = 22.6 KBbl/d.
- $m$  = Exponente de capacidad.

El Método de Exponente de Capacidad, cuya regla indica que la relación entre las inversiones es directamente proporcional al tamaño del equipo o planta elevado a un exponente  $m$  y que se expresa en la siguiente ecuación.

$$I_N = I_A \cdot (Q_N/Q_A)^m.$$

En este caso, el Factor “m” es igual a 0.7 que es el referido a las plantas de Craqueo térmico como se nota en el Anexo 4 Adjunto 1.

Luego, se utilizará los índices de costo para actualizar la inversión de la planta, ya que dicha inversión se tiene como referencia el periodo 2Q-2006. Para esto se actualizará el costo de la inversión utilizando Indicadores Económicos, para esta predicción pueden intervenir los índices de Equipos y los de Ingeniería & Supervisión, pero se elige el CHEMICAL ENGINEERING COST INDEX (CEPCI) para *Equipment* ya que es el índice con mayor variación, y así predecir una inversión más adversa y evaluar como varia nuestra evaluación económica.

Los periodos a actualizar es para el 2Q del año 2006 (Abril =569.8) y el 2Q del año 2008 (Junio =710.3 preliminar). Datos en el Anexo 4 Adjunto 2. A este monto de inversión obtenido, se añade un 20% que sería el costo de traer la planta desde la costa del golfo a la Refinería Talara. Estos cálculos se muestran a continuación:

Tabla N° 10-4-2-1

Estimado de Inversión de la Unidad de Flexicoking

Datos de Referencia Empresa: ExxonMobil.

Tecnología	Flexicoking	
	Referencia	Proyecto
Inversión (MM US\$)	250	
Periodo	2Q-2006	2Q-2008
Capacidad (KBDO)	23	22.6
Índice CE	569,8	710,3
Mes	Abril	Junio(*)
Fuente	Chemical Engineering	

(\*)Preliminar

Factor de escalamiento a 22,6 KBD =  $250 \cdot (22,6/23)^{(0,7)} = 246,95$  MMUS\$.

Inversión a junio 2008 =  $246,95 \text{ MMUS\$} \cdot (710,3/569,8) = 307,84$  MMUS\$.

Costo Flexicoking = 307.84 MMUS\$.

Flete a Perú 20% =  $307.84 \text{ MMUS\$} \cdot 1,20 = \mathbf{369,4 \text{ MMUS\$}}$ .

El costo de la Unidad de Flexicoking para el mes de junio del 2008 que se utilizara para la evaluación económica será MMUS \$ 369.4, incluyendo un incremento del 20% de flete.

- (1) Todo TPC's (Total Prime Contract) refleja costos Directos e Indirectos excluyendo los costos de contingencia, offsites y los servicios industriales, servicios FEL (Fron end Loading), Fees.
- (2) Las inversiones estimadas incluyen los siguientes costos directos:
  - Capital de Facilidades dentro de los Límites de Batería, Fabricación de todos los recipientes y tuberías, Impuestos de ventas de materiales, piezas de recambio.
- (3) Los siguientes equipos son incluidos en la inversión estimada:
  - Reactor
  - Scrubber
  - Fractionator with two sidestream strippers
  - Heater
  - Gasifier
  - Coke quench vessel
  - Air blower with non-condensing steam turbine driver
  - Spare air blower rotor
  - Air blower building
  - Transfer lines
  - Heater overhead including coke slurry
  - Stripper and cooler

- COS converter
- Direct contact tower
- FLEXORB SE facilities
- Superheater furnace
- Distillate stripper
- Wet gas compressor
- De-ethanizer de-Butanizer
- MEA absorber
- Dry coke storage and handling
- Interconnecting piping and pump, and utilities distributions within battery limits.
- It also includes distribution of FLEXIGAS to 5 furnaces and 2 boilers, along with the cost of retrofitting in these units.

### **10.5 Precios de Combustibles Referenciales**

Como se menciono anteriormente, la materia prima o carga que ingresa a la unidad al igual que los productos obtenidos en esta unidad de coquificación de vacío no son productos comercializables, y sus precios se obtendrán en función de los siguientes combustibles que se muestra en la tabla 10.3-1:



**Tabla 10.5-1.**

**Precio de los Productos en el Mercado Nacional que Intervienen en la Evaluación**

Promedio del mes de Setiembre de 2008.	Kero	GLP	Nafta (1)	UNL 93	UNL87	Diesel LS 500	Diesel HS 2000	PI6 1% S	PI6 3% S	Export Parity PI6 1% S	Export Parity PI6 3% S
Marcador Internacional	141,49	68,23	94,95	143,34	134,33	127,98	122,58	87,49	82,47	87,49	82,47
Diferencial	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Precio FOB (Libre a bordo)	141,49	68,23	94,95	143,34	134,33	127,98	122,58	87,49	82,47	87,49	82,47
Flete	3,92	6,90	3,62	3,62	3,62	4,06	4,06	3,40	3,40	(-3,40)	(-3,40)
Margen Trader	2,01	1,80	1,31	1,31	1,31	1,93	1,93	1,28	1,28		
Seguro	0,29	0,19	0,24	0,24	0,24	0,27	0,27	0,18	0,18		
Precio CIF (Costo Seguro Flete)	147,71	77,12	100,11	148,50	139,49	134,24	128,84	92,36	87,34		
Ad Valorem	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00		
Costo Ex-Aduana	147,71	77,12	100,11	148,50	139,49	134,24	128,84	92,36	87,34		
Gastos de Inspección	0,08	0,35	0,08	0,08	0,08	0,05	0,05	0,15	0,15		
Costo Puerto	0,55	0,41	0,55	0,55	0,55	0,55	0,55	0,55	0,55		
Costos Financieros	1,39	0,74	1,17	1,17	1,17	1,30	1,30	0,81	0,81		
Paridad Ex-Refinerías	149,72	78,61	101,91	150,30	141,29	136,14	130,74	93,87	88,85		
Throughput	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36		
Margen Comercial/Ventas	1,55	1,00	3,00	3,00	3,00	1,70	1,70	3,00	3,00		
Paridad Ex-Planta	152,63	80,97	106,27	154,66	145,65	139,20	133,80	98,23	93,21		
Alicuotas de Osinerg	0,62	0,34	0,57	0,57	0,57	0,57	0,57	0,33	0,33		
<b>Paridad de Importación</b>	<b>153,25</b>	<b>81,31</b>	<b>106,85</b>	<b>155,24</b>	<b>146,23</b>	<b>139,77</b>	<b>134,37</b>	<b>98,56</b>	<b>93,54</b>	<b>84,09</b>	<b>79,07</b>

(1) Características similares a la Nafta Virgen o de primaria.

Fuente: [www.eia.doe.gov](http://www.eia.doe.gov).

	US\$/MMBTU	Poder Calorífico BTU/SCF	US\$/KSCF
<b>Gas Natural en Talara</b>	<b>9,2</b>	<b>970</b>	<b>8,92</b>

## 10.6 Valorización de Materia Prima

Como se indicó, se evaluará la unidad de FLEXICOKING, como una planta independiente.

Con fines prácticos se valoriza la materia prima, que es un Residual de Vacío de poco valor económico y no comercializable en el mercado directamente, que forman parte juntamente con otras corrientes pesadas, productos comerciales como Residuales y Asfaltos. Por lo tanto valorizamos la Materia Prima de esta unidad en función de productos terminados que se comercializan en Perú.

**Materia Prima o Carga de Producción:** para obtener un precio de esta Carga de Producción que es un Residual de Vacío, tomamos como función la viscosidad, con la cual se puede hallar una mezcla adecuada para obtener un Industrial PI6 a partir de una mezcla de Fondo de vacío y Kerosene. Por lo tanto, esto nos servirá para proponer un precio tentativo al Residual de Vacío, en función de los productos Petróleo Industrial PI 6 y del Kerosene, que luego podrá realizarse un ajuste respectivo, dependiendo de la calidad del producto, como muestra el cuadro siguiente:

Tabla 10.6-1

OBTENCIÓN DE LA MATERIA PRIMA COMO MEZCLA DE PRODUCTOS COMERCIALES SEGÚN ÍNDICE DE VISCOSIDAD				
Productos	% Vol.	cSt @ 50°C	VBN	%Vol Obtenido
Residual de Vacío	100-X	1,3593E^10	-8,26	63,04
Kerosene	X	1,26	65,81	36,96
PI 6	100	638	19,12	100,00

La viscosidad se obtiene de unas graficas de correlaciones, respaldado por dato del simulador RPMS en el cual se obtienen datos para realizar corridas de crudo y productos y obtener calidades de corrientes.

La viscosidad del Residual PI6 y del Kerosene, se obtiene de las calidades típicas de PETROPERU S.A. o también se puede obtener de las Normas técnicas peruanas de estos productos.

Para hallar el los volúmenes de mezcla se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{VBN} * \text{Volumen (Kerosene)} + \text{VBN} * \text{Volumen (Residuo de Vacío)} = \text{VBN} * \text{Volumen (PI6)} \dots (1).$$

$$65,81 * X + (100-X) * (-8,26) = 100 * 19,12 \dots (2).$$

$$X = 36,96\% \text{ volumen de Kerosene} \dots (3).$$

**Tabla 10.6-2**

	<b>Cargas</b>	Azufre %wt (*)	Densidad Kg/m3 (*)	API	Vol %	Precio US\$/Barril
1	PI 6	1,5	821,7	14,1	100,0	<b>84,09</b>
2	Kerosene	0,075	971,8	40,7	36,96	<b>153,25</b>
	<b>Productos</b>					
	Fondo de Vacío Función de cálculo 1 y 2.	2,13	1 092,86	-1,96	63,04	<b>43,53</b>
	Fondos de Vacío obtenido por Assays	3,0	1 052,8	2,9		

(\*) Estas cantidades son de calidades típicas de PETROPERU S.A.

$$\text{Precio} * \text{Volumen (PI6)} - \text{Precio} * \text{Volumen (Kerosene)} = \text{Precio} * \text{Volumen (RV)}$$

$$84,06 * 100\% - 153,25 * 36,96\% = 63,04\% * \text{Precio de RV}$$

**Precio de Residual de Vacío = 43,53 US\$/Barril.**

## 10.7 Valorización de Productos

Para fijar los precios de los productos involucrados, se muestra el cuadro 9.3.1, la cual contiene las calidades de la carga y de los productos terminados y que serán comercializados en esta unidad, con la finalidad de relacionar

estos productos terminados de la Unidad de Flexicoking e identificar el combustible o mezcla de combustibles que se comercializan en el mercado peruano con un precio conocido, que se tomara como referencia para poder fijar un precio de estos productos terminados de esta Unidad.

Cuadro 10.7-1

CORRIENTES	API	G.Spc Kg/m3	Azufre wt%	Nitrogeno wt%	CCR %	Ton/Hr	KbbL/DO	MM BTU/hr
Fondo Vacío	2,9	1 052,8	3,3	0,71	28,3	158,0	22,64	-
GLP	130	541,1	-	-	-	5,99	1,7	-
Nafta	60,3	737,7	0,6	0,01	-	20,9	4,28	-
LKGO	31,4	868,6	1,9	0,2	-	16,1	2,79	-
HKGO	12,4	983,3	3,2	0,7	3,0	51,0	7,82	-
Flexigas	-	-	-	-	-	285,4	-	1 256,0
Offgas	-	-	-	-	-	9,4	-	445,0
Coke	-	-	-	-	-	4,3	-	-

Como estos productos y subproductos, tienen menor calidad de los productos terminados comercializados, se aplicara un precio de ajuste para llevar a un precio razonable de corriente intermedia.

De igual manera, los productos que se obtienen de esta unidad, no son comercializables en el mercado directamente ya que son productos no cumplen con especificaciones, por eso valorizamos estas corrientes finales en función de los productos terminados que se comercializan en Perú.

Estas corrientes con el debido tratamiento y/o mezclas con otras corrientes podrán ser productos finales que cumplan especificación y se comercialicen en el mercado.

Para fijar los precios de los productos involucrados, se muestra el cuadro 9.5.1, la cual contiene las calidades de la carga y de los productos terminados y que serán comercializados en esta unidad, con la finalidad de relacionar estos productos terminados de la Unidad de Flexicoking e identificar el combustible o mezcla de combustibles que se comercializan en el mercado

peruano con un precio conocido, que se tomara como referencia para poder fijar un precio de estos productos terminados de esta Unidad.

Como estos productos y subproductos, tienen menor calidad de los productos terminados comercializados, se aplicara un precio de ajuste para llevar a un precio para realizar la evaluación.

### Productos Principales:

- **Off Gas:** Se estima un precio para este gas combustible, el cual esta tratado con aminas, entregando cantidades mínimas de azufre para la venta. Con un ajuste de precio de 10% respecto al gas natural.

	US\$/MMBTU
Precio Gas Natural	9,2
Ajute de calidad (10%)	0,92
<b>Precio del Off gas</b>	<b>8,28</b>

**Ajuste de precio:** se actualizara el por temas calidad y contaminantes respecto al Gas Natural.

- **GLP:** Como son los productos C3 y C4, y cuyo grado API es muy similar respecto a los comercializados en el mercado peruano, en esta oportunidad, necesitaremos incluirle un tratamiento basado en Soda Caustica (Proceso Merox) para cumplir las especificaciones para ser comercializado en el mercado nacional.

	US\$/Barril
Precio del GLP	81,3
Ajuste de calidad	1,5
<b>Precio del GLP de coker</b>	<b>79,81</b>

**Ajuste de precio:** se actualizara el precio por lo que cuesta por barril el costo del tratamiento de GLP.

- **Nafta:** Se estima un precio para esta nafta de coker como una gasolina de grado de octanaje de 69.5 (data del proceso de Coquificación Retardada) con una cantidad de azufre de 0.5 wt%, pero como se conoce, además de ellos, estas gasolinas tienen un alto número de olefinas y sílice que influirá en su precio ya que disminuyen la actividad de los catalizadores de hidrotratamiento de nafta.

	Productos		
	UNL 93	UNL 87	Nafta Coker
Octano	93	87	69,5
Precio octanaje US\$/barril	155,24	146,23	<b>129,95</b>
Ajuste de calidad	---	----	3,00
<b>Precio Nafta de Coker</b>			<b>126,95</b>

**Ajuste de precio:** se actualizara el precio por octanaje y un ajuste de 3 US\$/Barril, ya que es aproximadamente el precio por hidrotratar la nafta de coker.

- **LKGO:** Para este producto, como principal propiedad se evaluará la densidad, y el contenido de azufre. Por ello se estima su precio basado en una mezcla de un Diesel de HS (alto azufre 2 000 ppmw) y un Residual PI6 3 % (30 000 ppmw) de azufre que tenemos precios referenciales, estos son de alto azufre, ya que esta corriente contiene un alto porcentaje en azufre. Las calidades de los productos lo tomamos como referencia de las Calidades típicas de PETROPERU, como lo muestra la tabla N° 10.5-1. y la tabla N° 10.3-1.

	Productos		
	Diesel HS	PI 6 3%	LKGO
API	33,9	11,1	<b>31,4</b>
Densidad kg/m3	855,5	992,3	868,6
Azufre wt%	0,32	3,0	0,6138
Volumen %	0,90	0,10	1,0
Precio US\$/barril	134,37	93,54	<b>130,52</b>
Ajuste de calidad US\$/barril			5,00
<b>Precio LKGO</b>			<b>125,52</b>

**Ajuste de precio:** se estima un ajuste de 5,00 US\$/Barril, ya que es aproximadamente el precio por hidrotrear el gasóleo liviano de coker (alto azufre, altos aromáticos, altos metales y un número de cetano de 37,8 aproximadamente) en una unidad de Hidrotratamiento de Diesel, para así comercializar un diesel en especificación en el mercado nacional.

- **HKGO:** Para este producto, como principal propiedad se evaluará la densidad y el contenido de azufre. Por ello se estima su precio basado en una mezcla principalmente de un Residual PI6 3 % (30 000 ppmw) de azufre y Diesel de HS (alto azufre 2 000 ppmw) de los cuales tenemos precios referenciales, estos son de alto azufre, ya que esta corriente contiene un alto porcentaje en azufre. Las calidades de los productos lo tomamos como referencia de las Calidades típicas de PETROPERU como se muestra en la tabla N° 10.5-1. y la tabla N° 10.3-1.

	Productos		
	PI 6 Export Parity 3% S	Diesel HS	HKGO
API	11,1	33,9	<b>12,4</b>
Densidad kg/m3	992,3	855,5	983,3
Azufre wt%	3,0	0,32	2,84
Volumen %	0,93	0,07	1,00
Precio US\$/barril	79,07	134,37	<b>82,69</b>
Ajute de calidad US\$/barril			2,00
<b>Precio HKGO de Coker</b>			<b>80,69</b>

**Ajuste de precio:** Asumimos que no hay ajuste de precio, calculamos la densidad de esta corriente como una mezcla de un Diesel de HS y un combustible PI6 export parity 3%S. Además los 2,00 US\$/Barril es por el exceso de azufre que contiene el producto.

#### Subproductos:

- **Gas de Bajo Poder Calorífico:** Se estima un precio para este gas combustible, el cual está tratado con aminas, entregando cantidades

mínimas de azufre para la venta. Con un ajuste de precio de 40 % respecto al gas natural ya que se necesitaran inversiones en las tuberías y quemadores.

	US\$/MMBTU
Precio Gas Natural	9,2
Ajute de calidad (40%)	3,68
<b>Precio del Gas de LHV</b>	<b>5,52</b>

**Ajuste de precio:** se actualizara el por temas inversión en quemadores, sistemas auxiliares, tuberías para transportar grandes cantidades de volumen de este gas de bajo poder calorífico.

- **Coque:** se le considera con un precio entre 20,0 – 40,0 US\$/Ton en el mercado internacional. Por otro lado las Cementeras, que son el principal mercado que demanda coque en el Perú, por al realizarle la consulta, mencionaron, que el coque residuo de este proceso, es muy fino, alto azufre, es por ello que requeriría mezclar el coque de este proceso con carbón de alta calidad que se obtiene en Colombia.

Por lo tanto, este coque que deberíamos en gran parte exportarlo, tendríamos un valor de 0,0 US\$/Ton (cero dólares) que será un descuento por el flete.

Por lo tanto, podemos considerar que el coque es un producto que puede ser un residuo sólido.

	US\$/Ton
Precio Coque en Mercado Internacional	20.0
Ajute de calidad (precio del Flete)	20.0
<b>Precio del Coque</b>	<b>0.00</b>



## RESUMEN DE PRECIOS DE LOS PRODUCTOS

PRECIOS DE REFERENCIA		
<b>Productos Principales</b>		
Off Gas	9,20	US\$/MMBTU
GLP	81,31	US\$/Barril
Nafta	129,95	US\$/Barril
LKGO	130,52	US\$/Barril
HKGO	82,69	US\$/Barril
<b>Sub-Productos</b>		
Gas Bajo Poder Calorífico vs G. Natural	9,20	US\$/MMBTU
Coque	20,0	US\$/Ton

AJUSTE POR CALIDAD		
<b>Productos Principales</b>		
Off Gas	0,92	US\$/MMBTU
GLP	1,50	US\$/Barril
Nafta	3,00	US\$/Barril
LKGO	5,00	US\$/Barril
HKGO	2,00	US\$/Barril
<b>Sub-Productos</b>		
Gas Bajo Poder Calorífico vs G. Natural	3,68	US\$/MMBTU
Coque	20,0	US\$/Ton

Precio de Venta de Productos		
Off Gas	US\$/MMBTU	8,28
GLP	US\$/BBL	79,81
Nafta 82	US\$/BBL	126,95
LKGO	US\$/BBL	125,52
HKGO	US\$/BBL	80,69
Coke	US\$/Ton	0,00
Gas de Bajo Poder Calorifico	US\$/MMBTU	5.52

### 10.8 Estimación de los Costos de Mano de Obra.

Para el normal desempeño de la Unidad de Flexicoking, el personal requerido es de 1 supervisor y 3 operadores. Número de turnos de 3.5 se obtiene de la operación =  $24 \times 7 / 48$  = horas operativas a la semana de la planta/ horas correspondientes a un trabajador a la semana.

Costo de Mano de Obra				FLEXICOKING		
	N° Turnos	Sueldo US/Mes	Fac. Beneficions	N° Trabaj/Turno	US/mes	MMUS/Año
Operadores	3.5	1000	1.5	4.0	21000.00	0.25
supervisores	3.5	2000	1.5	1.0	10500.00	0.13
Total					31500.00	0.38

### 10.9 Estimación de Costos Variables (Servicios Industriales - Utilities)

#### Servicios Industriales

El consumo total de los servicios industriales para nuestra unidad se presenta en el Tabla 10.9-1.

SERVICIOS INDUSTRIALES:

Tabla 10.9-1

<b>Compresor/Soplador</b>		
Brake Horsepower (1)	16213	HP
Agua de enfriamiento (2)	34.9	Kl/hr
<b>Otros Servicios Industriales</b>		
Agua para caldero (BFW)	212.6	Kl/hr
Agua de enfriamiento	6657.7	Kl/hr
Electricidad	4.9	MW
Aire para instrumento	1275.8	Kl/hr
Agua para uso General	89.4	Klb/hr
<b>Balance de Vapor (kl/hr)</b>		
<b>600 psig a 700°F</b>		
Para el soplador de Aire		445.8
Regeneración de Aminas		19.5
Atomización de la carga		2
Vapor generado en el proceso		(-164.4)
<b>Vapor Neto Requerido</b>		<b>295</b>
<b>Vapor de 125 psig a 460°F</b>		
Líneas de transferencia		33.9
Vapor Soplador de Aire (600 a 125)		(-445.8)
<b>Vapor Neto Requerido</b>		<b>411.9</b>
<b>Vapor de 125 psig a 905°F (altas temperaturas)</b>		
Baffles para evitar la formación de coque		24.6
<b>Vapor de 65 psig a 460 °F</b>		
Para el proceso de gasificador y Heater		92.5
Parte Superior del Heather		98.6
<b>Vapor Neto Requerido</b>		<b>190.1</b>

- 1) El compresor no produce condensación en el vapor.
- 2) Para enfriar el flexigas luego de recobrar los finos, basado en 17°C de delta T.

Requerimiento de Agua para Vapor

	Vapor kl/hr		Agua m3/día		
	Requerido	Neto	Requerido	Recuperado	Neto
<b>Para 600 psig</b>					<b>Requerido</b>
Otros de 600	19,5 + 2,0	21,5	234,91	0.0	234,91
Generado en el Caldero (BFW)	(-164,4)	(-164,4)	2 315,6	0.0 (1)	2 315,6
Para el soplador	445,8	445,8-164,4	2 539,3	0.0 (2)	2 539,3
<b>Para 500 psig</b>					
Sale del Soplador	(-445,8) (1)+(2)		---		
Líneas Transferencia	34,9	34,9-445,8	---	0.0	
Exceso Vapor a venta		-410,9	--	-1 789,8(3)	-1 789,8
Para 125 psig altas T	24,6	24,6	268,47	0.0	268,47
Vapor de 65 psig	190,1	190,1	2 069,46	0.0	2 069,46
<b>TOTAL</b>					<b>5 637,88</b>

(1) / (2) Agua o vapor que pasa de 600 a 150 psig en el soplador.

(3) Se recupera el 40% de lo vendido a la Refinería.

### 10.10 Precios y Costos de los Servicios Industriales

Respecto al precio de los diferentes vapores, tomamos como referencia el precio de producir vapor de una caldera y en función de su T y P hallaremos su entalpía, y en función de la entalpía de los otros vapores, se hallaran su precio de manera proporcional. Se toma como referencia el caldero APIN que utiliza Gas Natural puro, es decir ningún subproducto de la refinería para producir vapor. Las características del vapor producido es P= 600 psig y T=406 °F con un costo de 6.50 US\$/klb una entalpía de 1310.31 BTU/lb.

#### Vapores requeridos

Propiedades del Vapor			Cantidad	Precio	
P psig	T °F	H°	Klb/hr	US\$/klb	US\$/D
600	700	1 351,02	303,05	6,70	48 743,88
125	460	1 256,02	-362,63	6,23	-54 226,00
125	950	1 505,09	24,65	7,47	4 417,84
65	450	1 257,95	190,05	6,24	28 462,39
<b>Costo Total= 27 398,11 US\$/Día</b>					

Los costos de los principales Servicios Industriales son:

COSTOS DE LOS SERVICIOS INDUSTRIALES		
Agua de mar	0,15	US\$/1000 gal
Antiespumante	6,0	US\$/gal
Aire p/ instrumentos	1,16	US\$/1000 SCF
Electricidad	0,07	US\$/kw-hr
Agua uso General	1,0	US\$/m3
Agua para vapor	1,53	US\$/m3

<b>Costos de Servicios Industriales Anuales</b>		
	<b>US\$/Día</b>	<b>MMUS\$/Año</b>
<b>Agua de mar</b>	2 901,05	1,06
<b>Antiespumante</b>	126,00	0,046
<b>Aire p/ instrumentos</b>	461,50	0,168
<b>Electricidad</b>	8 064,00	2,94
<b>Agua para vapor</b>	8 649,07	3,16
<b>Vapor</b>	27 398,11	10,00
<b>TOTAL</b>		<b>17,37</b>

### 10.11 Tratamiento de Efluentes

El azufre obtenido en el Balance del Reactor como H<sub>2</sub>S y contaminantes que se obtienen en el Reactor, y los gases de azufre que se obtiene producto de la gasificación del coque irían a una planta de tratamiento y recuperación de azufre.

Los contaminantes líquidos, como las aguas acidas, se irán, conjuntamente con los gaseas ácidos obtenidos, para una unidad de Recuperación de azufre, vía producción de ácido sulfúrico o planta Claus, Su costo de la unidad por H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> producido es de 10 US\$ /Ton de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> producido, por lo tanto, asumiremos que este es el costo del tratamiento para mis gases y líquidos, contaminantes que son:

<b>Material Contaminante ( kl/hr)</b>				
Reactor		Gasificador	Serv. Industriales	Total (kl/hr)
H <sub>2</sub> S	Contaminantes	H <sub>2</sub> S	Aguas Acidas	
2,0	2,5	0,06	49,0	53,9
<b>Costo del tratamiento : 10,0 US\$/Ton</b>				
<b>Costo Total por tratamiento : 2,2 MMUS\$/año</b>				

## 10.12 Estimación de costos de Manufactura

El conocimiento del comportamiento del costo, es decir, la respuesta de un costo a diferentes niveles de actividad, resulta esencial en la planificación y el control. Cuando los costos se analizan en relación con esos cambios, surgen dos categorías: costos fijos y costos variables.

Como se detalla en la tabla 10.12-1 "Flujo de Dinero en la Operación", se realizan asunciones, para poder obtener cifras o valores que se encuentren en los rangos típicos y poder ser utilizados en los Estados Financieros que utilizaremos y así poder simplificar la evaluación del proyecto.

### 1) Costos Directos

Se presenta los costos directos, los cuales son la sumatoria de los siguientes puntos que se definen a continuación:

- **Materias primas:** Costo de fondos de la unidad de vacío de crudo Napo, como se detalla en el numeral número 10.6 Valorización de la Materia Prima.
- **Mano de obra:** Para la normal operación de esta Unidad se requiere a 1 jefe de operación y 3 operadores. Este punto se detalla en el numeral 10.8 "Estimación de Costos de Mano de Obra".
- **Los consumos y costos de los servicios industriales** se detalla anteriormente en los numerales 10.9 y 10.10 conjuntamente con sus cuadros. A los costos se le adiciona un 20% que sería el costo de la Refinería Talara por vendernos estos servicios industriales.
- **Supervisión y mano de Obra de Oficina:** en el rango de 10% a 20% de mano de obra de operación. Asumimos 15%.
- **Mantenimiento y Reparaciones:** en el rango de 2% a 10% del capital fijo. Asumimos el 4%.

- Suministro de operación: en el rango de 10% a 20% del mantenimiento y reparaciones. Asumimos el 13%.
- Cargo de laboratorio: en el rango de 10% a 20% de la mano de obra de operaciones. Asumimos 13%.
- Patentes y derechos: en el rango de 0% a 6% del gasto total. Asumimos el 2%.

## 2) Costos Indirectos

Se presenta los costos indirectos, los cuales son la sumatoria de los siguientes puntos:

- Gastos generales de empaclado y almacén: en el rango de 50% a 70% de la suma de “mano de obra de operación, Supervisión y Mano de Obra de Oficina, y de Mantenimiento y Operaciones. Se asume 50%.
- Impuestos locales: en el rango de 1% a 2% del capital fijo. Asumimos el 1.3%.
- Seguros: en el rango de 0.4% a 1% del capital fijo. Asumimos 0.5%.
- Depreciación 10% capital fijo.
- Costos de Manufactura Total: Sumatoria de Costos Directos e Indirectos.

## 3) Gastos Generales:

Se presenta los Gastos Generales, los cuales son la sumatoria de los siguientes puntos:

- Gastos administrativos: 25 % de gastos generales.
- Gastos de distribución y Ventas: 10% gasto total.



- Investigación y desarrollo: 5% del gasto total.
- 4) Gasto Total: Costos Indirectos, Costos Directos, Depreciación y Gastos Generales.

Tabla 10.12-1 Flujo de Dinero en la Operación Base 1 año.

PROYECTO		PLANTA FLEXICOKING	
LOCALIZACION		TALARA	
CAPITAL FIJO, $C_{FC}$		369	
CAPITAL TRABAJO $C_{WC}$ (16% Capital Fijo).		59	
INVERSION CAPITAL TOTAL		429	
COSTOS		MMUS\$/Año	
<b>COSTO MANUFACTURA</b>			
<b>GASTOS DIRECTOS</b>			
MATERIAS PRIMAS			359.81
Factor de Servicio			0.96
MANO OBRA OPERACIÓN			0.378
SUPERVISION Y MANO OBRA OFICINA (10-20% mano obra operación)			0.06
SERVICIOS INDUSTRIALES			
	Vapor		10.00
	Insumos Quimicos		0.05
	Electricidad @		2.94
	Agua Proceso @		0.0000
	Agua Enfriamiento @		1.06
	Manejo Desechos @		
	Agua Desmineralizada para vapor (Make up)		3.16
	Aire de servicio		0.17
	<b>Total de Servicios Industriales</b>		<b>17.37</b>
	Manejo de Desechos (112S)	211,275.27 Ton/año	10.50 \$/Ton
			2.22
MANTENIMIENTO Y REPARACIONES (2-10% capital fijo)		4%	14.78
SUMINISTROS DE OPERACION (10-20% mantenimiento reparaciones)		13%	1.92
CARGOS DE LABORATORIO (10-20% mano obra operaciones)		13%	0.05
PATENTES Y DERECHOS (0-6% del gasto total)		2%	7.60
			<b>404</b>
<b>TOTAL GASTOS DIRECTOS</b>			
<b>GASTOS INDIRECTOS</b>			
GENERALES, EMPACADO, ALMACEN (50-70% de m.o.+ superv.+mnto.)		50%	7.61
IMPUESTOS LOCALES (1-2% del capital fijo)		1.3%	4.80
SEGUROS (0.4-1.0% capital fijo)		0.5%	1.85
			<b>14.25</b>
<b>TOTAL GASTOS INDIRECTOS</b>			
<b>COSTO MANUFACTURA TOTAL (no incluye depreciación)</b>			
	$A_{MI}$		<b>418.45</b>
DEPRECIACION (10% capital fijo)	$A_{BD}$		<b>36.94</b>
<b>GASTOS GENERALES (OVERHEAD)</b>			
GASTOS ADMINISTRATIVOS (25% gastos generales)		25%	1.90
GASTOS DE DISTRIBUCION Y VENTAS (10% gasto total)		10%	54.03
INVESTIGACION Y DESARROLLO (5% gasto total)		5%	27.01
	<b>TOTAL <math>A_{GE}</math></b>		<b>82.94</b>
<b>GASTO TOTAL ATE <math>A_{TE}</math></b>			
			<b>538.33</b>
INGRESOS Y MARGEN			
INGRESOS POR VENTAS	$A_S$		698.08
GANANCIA ANUAL NETA	$A_{NP}$		159.75
IMPUESTO RENTA	$A_{IR}$	30%	47.92
<b>GANANCIA NETA DESPUES IMPUESTO <math>A_{NNP}</math></b>			<b>111.82</b>

En resumen, lo mostrado en la Tabla N° 10.12-1 del Flujo de Dinero de la Operación, que toma como base un año, los Costos y Gastos que influyen el Estado de Ganancias y Pérdidas Proyectados son:

- Costos Fijos: 41,0 MMUS\$/Año.
- Costos Variables (solo los servicios industriales): 17,4 MMUS\$/Año.
- Gastos Administrativos: 1,9 MMUS\$/Año.
- Gastos de Ventas e Investigación y Desarrollo: 81,0 MMUS\$/Año.

### 10.13 Evaluación Económica

Con la información que hemos presentado en el presente capítulo, realizaremos:

- a) Estados de Ganancias y Pérdidas (se inicia en año 1)
- b) Flujo de Caja Proyectado (se inicia en año 0).

Donde:

- I= Año correspondiente (0,1,2,3,4,5,6,7,8,9,10).
- ING= Ingreso por Ventas.
- GP= Gastos de Producción (Materia Prima + Costos Variables + Costos Fijos).
- GGEN0 Gastos generales (Gastos Administrativos, Gastos de Ventas e Investigación y Desarrollo).
- D0 Depreciación Lineal.
- Impuesto a la renta= 30% de Renta Neta
- t= Tasa Impositiva.
- VS= Valor de rescate
- INV= Inversión Total (Capital fijo más capital de trabajo).
- FNF= Flujo Neto de Fondos
- Ingresos: Proveniente de las ventas de todos los productos.
- Utilidad bruta:  $ING - EG$ .
- Utilidad de Operación: Utilidad Bruta - GGEN
- Renta Neta: Utilidad de la Operación - D.
- Utilidad neta: Renta Neta - Impuesto a la Renta (0,7 Renta neta).
- Total de Inversión (en año 0): Capital Fijo + Capital de Trabajo.
- Flujo Neto de Fondos (a partir año 0): Utilidad Neta + Depreciación - Total de la Inversión.

Donde el Flujo Neto de Fondos Económico se calcula:

$$FNF_i = (ING_i - EG_i - D_i) * (1 - t) + D_i + VS_i - INV_i \quad \text{donde } i \text{ varía de 0 a 10 años.}$$











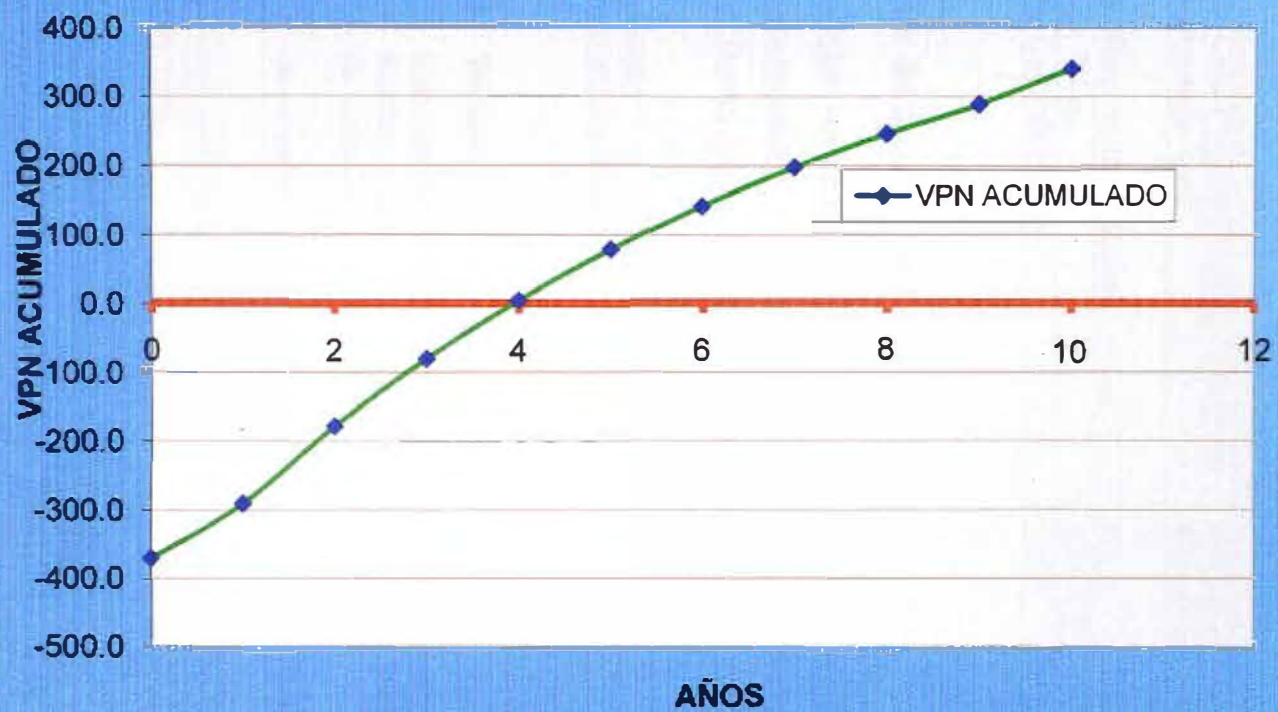


**Valor Presente Neto a Diferentes Tasa de Interés.**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
5.0%	-369,4	86,3	134,9	128,5	122,4	116,6	111,0	105,7	100,7	95,9	127,0
<b>Valor Presente Neto Acumulado 5.0%</b>	-369,4	-283,1	-148,2	-19,7	102,7	219,3	330,3	436,0	536,7	632,6	759,6
7.5%	-369,4	84,3	128,7	119,7	111,4	103,6	96,4	89,7	83,4	77,6	100,4
<b>Valor Presente Neto Acumulado 7.5%</b>	-369,4	-285,1	-156,4	-36,7	74,7	178,4	274,8	364,4	447,8	525,4	625,8
10.0%	-369,4	82,4	122,9	111,8	101,6	92,4	84,0	76,3	69,4	63,1	79,8
<b>Valor Presente Neto Acumulado 10.0%</b>	-369,4	-287,0	-164,1	-52,3	49,3	141,6	225,6	302,0	371,4	434,4	514,2
12.0%	-369,4	80,9	118,6	105,9	94,5	84,4	75,4	67,3	60,1	53,6	66,6
<b>Valor Presente Neto Acumulado 12.0%</b>	-369,4	-288,5	-169,9	-64,0	30,5	114,9	190,3	257,6	317,7	371,3	437,9
15.0%	-369,4	78,8	112,5	97,8	85,1	74,0	64,3	55,9	48,6	42,3	51,2
<b>Valor Presente Neto Acumulado 15.0%</b>	-369,4	-290,6	-178,1	-80,3	4,7	78,7	143,0	198,9	247,6	289,9	341,0
17.5%	-369,4	77,1	107,8	91,7	78,0	66,4	56,5	48,1	40,9	34,8	41,3
<b>Valor Presente Neto Acumulado 17.5%</b>	-369,4	-292,3	-184,6	-92,9	-14,8	51,6	108,1	156,3	197,2	232,0	273,3
20.0%	-369,4	75,5	103,3	86,1	71,7	59,8	49,8	41,5	34,6	28,8	33,4
<b>Valor Presente Neto Acumulado 20.0%</b>	-369,4	-293,9	-190,6	-104,5	-32,8	27,0	76,8	118,4	152,9	181,8	215,2
22.5%	-369,4	74,0	99,1	80,9	66,1	53,9	44,0	35,9	29,3	23,9	27,2
<b>Valor Presente Neto Acumulado 22.5%</b>	-369,4	-295,5	-196,3	-115,4	-49,3	4,6	48,6	84,6	113,9	137,8	165,0
25.0%	-369,4	72,5	95,2	76,2	60,9	48,7	39,0	31,2	25,0	20,0	22,2
<b>Valor Presente Neto Acumulado 25.0%</b>	-369,4	-296,9	-201,7	-125,6	-64,6	-15,9	23,1	54,3	79,3	99,2	121,5



## EVALUACION ECONOMICA



## 10.14 Resultados de la Evaluación Económica

Los resultados de la evaluación del presente proyecto, se muestran a continuación.

Flujo de Caja Positivo/Positive CashFlow	MM US\$	710,41
VPN acumulado 15%	MM US\$	341,0
TIR	%	34,4
Periodo Retorno Inv. (años)	Años	3,94
Inversión Total	MMUS\$	369,41
Flujo de Caja/Inversión	Ratio	1,92

## 10.15 Análisis de Sensibilidad

Se analizará los principales factores el cual consideramos críticos, ya que son impredecibles ya que dependen en gran medida de la coyuntura a nivel mundial. Por lo tanto, los factores identificados son:

- Inversión
- Aumento del Precio del Crudo.

### 10.15.1 Variación de la Inversión

Los resultados de la Evaluación Económica del Proyecto, al realizarse una variación del respecto a la Inversión, desde el punto de vista de negocio, presenta:

Inversión		- 10 %	+ 10%
Flujo de Caja Positivo/Positive CashFlow	MM US\$	720,8	699,9
VPN acumulado 15%	MM US\$	388,4	293,6
TIR	%	39,0	30,5
Periodo Retorno Inv. (años)	Años	3,45	4,52
Inversión Total	MMUS\$	332,4	406,3
Flujo de Caja/Inversión	Ratio	2,17	1,72

### 10.15.2 Variación del Precio del Crudo/Materia Prima

La influencia del Precio del Crudo influenciara directamente el costo de nuestra materia prima, el cual es el Fondo de Vacío.

Los resultados de la Evaluación Económica del Proyecto, desde el punto de vista de negocio, presenta los retornos económicos del Proyecto son como sigue:

<b>Precio de Materia Prima</b>		<b>- 10 %</b>	<b>+ 10%</b>
Flujo de Caja Positivo/Positive CashFlow	MM US\$	1231.1	559.2
VPN acumulado 15%	MM US\$	861.6	189.8
TIR	%	42.5	26.1
Periodo Retorno Inv. (años)	Años	3.12	5.43
Inversión Total	MM US\$	369.4	369.4
Flujo de Caja/Inversión	Ratio	3.33	1.51

### 10.15.3 Conclusión del Análisis de Sensibilidad

Con los Análisis de Sensibilidad que son los que causarían mayor impacto en la economía de la evaluación económica y que son las más variables en el mercado, concluimos que la Unidad de Flexicoking continua siendo una buena opción.

## **CAPITULO 11**

### **EVALUACIONES AMBIENTALES DEL PROCESO**

Desde una perspectiva del medio ambiente, el empleo de esta unidad de Flexicoking puede conducir al mejoramiento de la calidad de los combustibles y de los residuos contaminantes que se emiten al medio ambiente, por el tratamiento que presenta sus unidades auxiliares como la Unidad de Tratamiento con Aminas, para el flexigas, el tratamiento que requiere las aguas acidas en la Unidad de Despojador de Aguas Acidas y el tratamiento correspondiente que reciben los productos líquidos para extraerles el azufre, como lo son las Unidades de Hidrotratamiento.

Considerando que la Unidad de Flexicoking procesará residuales de fondo de vacío para obtener diferentes productos líquidos y gran parte de los metales contaminantes se concentrarán en el coque obtenido en esta unidad como subproducto, en el cual la parte gasificada se realizará un tratamiento en diferentes unidades para tener un combustible limpio el cual será mezclado con el gas natural para ser utilizado en la refinería, la mezcla será en condiciones apropiadas dependiendo del equipo.

#### **11.1 Emisiones de Aire**

En el tema de emisiones, son los niveles de NO<sub>x</sub> de hornos de proceso que si son nuevos, pueden controlarse de manera fácil a un máximo de 20 ppm NO<sub>x</sub> haciendo uso de tecnología de quemador de bajo NO<sub>x</sub> y diseño de calefactor.

En esta oportunidad, se puede utilizar, de manera adecuada el Flexigas con una combinación de gas natural en equipos que se puedan adaptar, las calderas de vapor diseñadas para quemar gases Btu del Flexicoking (Flexigas) podrán operar con menos de 5 ppm NO<sub>x</sub> ya que puedan ser diseñadas para operar por debajo de 1400°F de temperatura de llama sin

aumentar el NO<sub>x</sub> por encima de los niveles en el gas combustible [1400°F es la temperatura de formación de NO<sub>x</sub>].

Las emisiones de azufre, no se prevé que sea un problema ya que el flexigas y el Gas Natural son combustible de bajo en compuestos de azufre.

### **11.2 Efluente de Aguas Residuales**

La unidad deberá contar con unidades de tratamiento auxiliares, un despojador de aguas ácidas (SWS) para eliminar el azufre de las aguas, las corrientes potenciales de agua aceitosa se separarán y se tratarán en forma individual para que cumplan con menos de 10 ppm libre de aceite y grasa antes del recargue en la corriente de descargue del agua de mar. Además de ello, deberán considerar la Demanda Química de Oxígeno (COD) fijado por el Banco Mundial. Si este es el caso, estas corrientes serán tratadas en términos biológicos (después que el aceite y la grasa sean removidos) a menos de 150 ppm COD para reducir la Demanda Biológica de Oxígeno (BOD) y COD hasta los límites aceptables.

### **11.3 Residuos Sólidos (Residuos)**

Con respecto a los residuos, la nueva unidad de Flexicoking ofrece la oportunidad de involucrar la minimización de desechos y el reciclaje, cumpliendo así con normas internacionales.

### **11.4 Ruido**

Cumpliría sin ningún inconveniente, ya que a diferencia del Proceso de Coquificación retardada, esta unidad no debe eliminarse el coque de los *drums*, los cuales contienen el coque sólido y debe ser cortado con agua a alta presión para que luego se desmoronen y sean puestos en la faja transportadora y para luego ser almacenados. Dicha maniobra que causa altos niveles de ruido.

Esta unidad, todo el coque es fluido.

### **11.5 Hoja de Información de Seguridad del Material**

Como se ha mencionado, gran parte de los materiales contaminantes se concentrarán en el coque obtenido en esta unidad como subproducto, a su vez este coque fino fácilmente esparcirse en el campo y como se debe cumplir con normas ambientales correspondientes a Residuos Sólidos, este coque deberá ser manipulado y almacenamiento de manera adecuada, es por ello que este subproducto tendrá más contacto con el personal.

A continuación presentamos los principales aspectos de seguridad relacionados con el coke obtenido en esta unidad, esta información se toma como base de la Hoja de Información de Seguridad Material del coque obtenido en la unidad de Flexicoking. Esta Hoja de Información de Seguridad del Material se adjunta en el Anexo N°8, de la compañía SYNCRUDE CANADÁ.



## 1. PRODUCTO QUÍMICO & IDENTIFICACIÓN DE LA COMPAÑÍA

<b>PRODUCTO</b>	: Coque Fluido.
<b>SINÓNIMOS</b>	: Coque Caliente Circulatorio, Coque frío, Coque producto, coque para almacenar.
<b>USO DEL PRODUCTO</b>	: Subproducto del coque de residuo de vacío.

## 2. COMPOSICIÓN, INFORMACIÓN SOBRE LOS INGREDIENTES

Un material sólido resultante del tratamiento de altas temperaturas de residual de vacío. Consiste de manera predominante en un material que contiene residuos de hidrocarburos, y una alta relación entre carbono/hidrogeno; asimismo, de la misma manera componentes de azufre y nitrógeno.

## 3. IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS

### VISIÓN GENERAL SOBRE LAS EMERGENCIAS:

Material granular fino y negro que trae pequeñas complicaciones a la salud. Una exposición al coque por un tiempo considerable puede afectar el normal funcionamiento de los pulmones.

Los gránulos de Coque Fluido son esféricos y pueden ser peligrosos en pisos lisos ya que podrían causar severos resbalones.

**RUTA DE ENTRADA** : Contacto Visual, contacto a través de la piel, ingestión o inhalación.

### EFFECTOS DE EXPOSICIÓN SEVERA:

<b>OJOS</b>	: El contacto puede causar irritación y enrojecimiento
<b>PIEL</b>	: Puede causar irritación, enrojecimiento e hinchazón o Agravarlas si ya existen.
<b>INGESTIÓN</b>	: Puede provocar dolores estomacales, nauseas o Diarrea.
<b>INHALACIÓN</b>	: El polvo puede causar irritación de la nariz y la garganta. La irritación respiratoria puede manifestarse con la tos, la dificultad en respirar, y/o descarga nasal.

**EFFECTOS DE EXPOSICIÓN CRÓNICA:**

OJOS	: Efectos no reportados.
INGESTIÓN	: Efectos no reportados.
INHALACIÓN	: Exposición continua al polvo puede disminuir las funciones de los pulmones y provocar una respiración corta. Puede causar decoloración e inflamación crónica del pulmón. Puede causar cicatrices en el pulmón. Puede agravar desórdenes respiratorios ya existentes.

**4. MEDIDAS CONTRA INCENDIOS**

- PUNTO DE INFLAMACIÓN (PMCC) : No se aplica
- LIMITES INFLAMABLES EN EL AIRE : No se aplica
- TEMPERATURA AUTO IGNICIÓN : 315° C (est)
- Temperatura de ignición mínima de polvo : 640 °C

**PELIGROS SOBRE EL FUEGO Y EXPLOSIÓN:**

La nube de polvo podría formar una mezcla explosiva con el aire, pero requiere de una fuente de ignición de alta energía como por ejemplo un cerco eléctrico o de soldadura.

Se pueden emitir sustancias tóxicas o irritantes sobre la descomposición térmica.

**EXTINGUIDORES:**

Extinguidores Clase B: Dióxido de carbono, polvo seco, espumante polimérico. La niebla de evaporación puede ser usada por personal capacitado para combatir el fuego.

## 5. MANIPULACIÓN Y ALMACENAMIENTO

### PROCEDIMIENTOS DE MANIPULACIÓN Y EQUIPO:

Usar Equipo de Protección Personal apropiado para evitar el contacto. Lavarse las manos inmediatamente después de haberla manipulado. Tenga cuidado para que evite el polvo.

### REQUISITOS DE ALMACENAMIENTO:

Trasladar en container sellado o recipientes. Evite condiciones en las que se pueda acumular polvo.

## 6. CONTROLES DE RIESGO, PROTECCIÓN AL PERSONAL

### CONTROLES DE INGENIERÍA:

En áreas confinadas, ventilación mecánica de apoyo para minimizar la concentración de polvo.

### EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL:

Guantes	: Cuero
Respirador	: máscara aprobada NIOSH
Ojos	: guantes de seguridad, monogoggles (monolentes), o recubrimiento del rostro.
Calzado	: Botas de seguridad

### LIMITES DE EXPOSICIÓN:

8-horas OEL = 2 mg/m<sup>3</sup> (polvo de coque respirable)

## 7. ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

ESTABILIDAD	: Estable
CONDICIONES A EVITAR	: Altas temperaturas
MATERIALES A EVITAR	: Materiales de fuerte oxidación
PRODUCTOS DE PELIGROSA COMBUSTIÓN	: monóxido de carbón, dióxido de azufre, óxidos de nitrógeno.

## 11.6 Reducción del Azufre en Combustibles

El proceso de Flexicoking, convierte una carga de 22.6 KBPD (348.3 klb/hr) que contiene un aproximadamente 3 % wt de azufre, en corrientes que pueden ser tratadas en diferentes unidades de procesos (se menciona en la tabla 11.6-1) para producir combustibles con un contenido de azufre mucho menor y cumpliendo estándares internacionales de combustibles. La única producción que no se tratará será la fracción de coque neto que queda de manera remanente de 9.4 klb/hr, con un contenido de azufre de 1.3 % wt.

En la tabla 11.6-1 mostramos como en proceso de conversión de fondos dentro de una configuración completa de la refinería (hidrotratamientos – planta de recuperación de azufre) podríamos evitar emitir a la atmosfera las siguientes cantidades de azufre.

Tabla 11.6-1

Recuperación de azufre en una configuración Completa

Carga :		344 klb/hr				
Azufre % wt		3.0				
Total azufre		10.3				
Productos	Klb/hr	Azufre en carga		Tratamiento	ppm final (wt%)	Azufre Total en klb/hr
		Wt%	Klb/hr			
Off Gas	25,3		2,5	Aminas	<50 (0,005)	0,0012
GLP ácido	13,2		2,5	Merox	50 (0,005)	0,00066
Nafta	46,1	0,5	0,23	Nafta	50 (0,005)	0,0023
LKGO	35,4	1,9	0,67	Diesel	50 (0,005)	0,0017
HKGO	112,4	3,0	3,372	FCC	(*)200 (0,020)	0,0225
Coque a Flexigas	106,1	1,3	1,38	Aminas	< 50 (0,005)	0,0053
Coque	9,4	1,3	0,122	exportación	(1,3)	0,122
<b>Total</b>			<b>10,3</b>			<b>0,155</b>
Total de azufre si se exporta el coque						0,033
<b>Azufre en combustibles</b>						<b>0,16</b>
<b>Recuperación de Azufre en los combustibles</b>						<b>10,16</b>

(\*) esta corriente es carga para la Unidad de FCC que producirá GLP, Nafta, LCO, HCO derivando cada una de los productos a sus respectivas unidades de tratamiento, excepto el HCO que forma parte de los Residuales. Por ello pondremos de promedio 200 ppm.

## CAPITULO 12

### RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA:

#### 12.1 Evaluación Técnica

- 1) En este contexto, se observa que las principales refinerías en el Perú, como es el caso de Refinería Talara, cuenta con una complejidad de procesamiento de mediana/baja en la que no es factible procesar crudos más pesados hacia productos de alto valor, lo que en el mediano plazo conllevará a la empresa a importar crudos livianos cada vez más escasos y de alto precio o importar productos de alto precio como Diesel 2 de bajo azufre que cumpla la exigencia nacional.
- 2) Se requerirá un proceso de Conversión de Fondos o procesos de Conversión Profunda (craqueo térmico) en la refinería para que procese un Crudo más pesados y de baja calidad, con la finalidad de convertir las cargas pesadas, tales como fondos de vacío, a productos destilados de mayor demanda y más valiosos (como la gasolina y destilados), pero son típicamente demasiado severos para obtener estos destilados sin producir una cantidad importante, pero indeseable de coque.
- 3) Por otro lado, se debe descartar el Proceso de Conversión Retardada por la alta producción de coque (aprox. 30 % en peso y 1 100 toneladas día) en donde no hay un mercado para este producto. Si la unidad de Coquificación Retardada, quisiera generar un Gas Combustible, debería de integrar un gasificador (Oxidación Parcial - Circulating Bed Boiler) y una unidad de aminas, para obtener un Gas ambientalmente limpio elevando así sus costos tanto de inversión como operativos.

- 4) El proceso de Flexicoking, convierte casi un 95% de todo el coque indeseable producido en estas unidades de conversión de fondos de craqueo térmico, en un gas de bajo poder calorífico llamado Flexigas, para ser utilizado como un gas combustible en hornos y calderos en la refinería, y así reemplazar el gas natural, que es el combustible ideal para ser utilizado en la industria debido básicamente a su poder calorífico, limpieza y bajo costo de mantenimiento de los equipos, además de ser un combustible ambientalmente amigable por su bajo contenido de contaminantes. Sin embargo el sector industrial ha sufrido el alza constante en los precios del gas natural que inciden fuertemente en sus costos de producción, provocando que, en un entorno globalizado, no se logre la competitividad requerida.
- 5) Se recomienda por lo mencionado, planteado y analizado anteriormente el uso de la tecnología de EXXONMOBIL que es el proceso de Flexicoking, por ser conveniente en un mercado donde no hay demanda para el coque y donde el Gas Natural es escaso y/o de precios elevados como es el caso donde está ubicada Refinería Talara.
- 6) Otros procesos que se deben descartar, son los procesos de Viscorreducción y Desasfaltado con Solvente por el bajo grado de conversión, es decir, obtención de una corriente designada a la producción de residuales, que son combustibles que por ser altamente contaminantes y de potencial sustitución del gas natural, y obtención de asfaltos que tienen un bajo costo reduciendo así la rentabilidad de la Refinería.

## 12.2 Evaluación Económica

- 7) Esta unidad es un proceso altamente rentable según lo que se analizó en la evaluación económica en el capítulo 11.

### **12.3 Aspectos Ambientales**

- 8) Una refinería que cuente con una unidad de Conversión Profunda, deberá conjuntamente con otras unidades dentro de un esquema refinero optimo (unidades de tratamiento y recuperación de azufre), producir combustibles que se adecue las normas ambientales, ya sea por los combustibles o por las emisiones, efluentes y residuos. Como se ha mencionado en el Capitulo 11, se puede recuperar altas cantidades de azufre y obtener un gas combustible ambientalmente amigable para los hornos y calderos.



## BIBLIOGRAFÍA

Ministerio de Energía y Minas, Balance Nacional de Energía desde el año 2000 al 2006, Perú 2008.

Ministerio de Energía y Minas, Anuario Estadístico 2007, Perú 2008.

Patente N° 2881130, Fluid Coking of Heavy Hydrocarbons, Esso Research and Engineering Company, 1959.

Patente N° 5176819, Coking and Gasification Process, Esso Research and Engineering Co., 1984.

Patente N° 3144400, Fluid Coking Process, Esso Research and Engineering Co., 1964.

Patente N° 4317798, Bottom (Coker) Burnel Vessel, Exxon Research & Engineering Co., 1982.

Patente N° 4055484, Elutriation in a Fluid Coking Process, Exxon Research & Engineering Co., 1977.

ExxonMobil Research & Engineering Co., Datos Generales, Informaciones Generales, Balances de Masa, 2008.

Normas ASME *Boiler & Pressure Vessel Codea an International Code, Tomo II, 2001*

## ANEXO 1

### ADJUNTO 1 – Anexo 1

#### REACTOR

Una carga de petróleo se introduce en el reactor de coquificación que contiene un lecho fluido de sólidos calientes, preferiblemente coque y se distribuye uniformemente sobre la superficie de dichas partículas de coque donde esta carga de alimentación se craquea formando vapores y un producto de hidrocarburo que se deposita sobre las partículas de coque.

Los vapores pasan a través de los ciclones que retienen la mayor parte de las partículas arrastradas del coque. Los vapores pasan a través de un ciclón y luego se envía a una zona que depura (scrubbing zone) y a la fraccionadora, donde son fraccionados en productos derivados tales como gases ligeros incondensables, nafta, destilados medios y una corriente pesada que se recicla al reactor de coquificación (REACTOR).

En la zona de coquificación las partículas de coque fluyen hacia abajo a una zona que despoja (stripping) que se encuentran en la base del REACTOR donde un gas que despoja (stripping), tal como vapor, se utiliza para quitar los productos que se encuentran en la fase intersticial, o en medio, de las partículas del coque, así como algunos líquidos que han sido depositados sobre las partículas del coque.

Las partículas del coque entonces fluyen hacia la zona inferior del REACTOR para ser despojada y luego realizar una transferencia de coque con el CALENTADOR-HEATER para satisfacer los requerimientos de calor del REACTOR.

El desarrollo de este tipo de proceso ha descubierto una serie de problemas. Un problema especialmente grave es la tendencia del lecho para perder fluidez estancamiento. Si esto ocurre todo el lecho podría solidificarse y entonces es necesario poner fin a la operación, enfriar el recipiente de coquificación-REACTOR, romper el coque en trozos y sacarlo del recipiente al igual que en el proceso de "Coquificación Retardada".

Otro grave problema es la formación de depósitos de coque en la zona de vapor, que es la zona por el cual se traslada el vapor por encima del lecho. Otro problema es la necesidad de utilizar relativamente grandes cantidades de gas de fluidización o vapor ajeno al proceso para diluir los vapores para ayudar a que abandonan el recipiente, aumentando así el tamaño y la complejidad de equipos posteriores de fraccionamiento y separación.

Otro problema es la producción de un gasóleo apropiado para Craqueo Catalítico que este libre de las impurezas metálicas, como el níquel y el vanadio que tiene un efecto de envenenamiento en el catalizador de la Unidad de Craqueo Catalítico.

Otra dificultad es el adecuado control del tamaño de las partículas. A medida que el coque se forma sobre las partículas sólidas, estas continuarán creciendo de modo que, si algunos medios no proveen o suministran lo necesario para obtener tamaños de partículas finas, las partículas crecerán constantemente, llegando así a un punto en que las partículas no pueden ser adecuadamente fluidizadas o distribuido hacia el calentador.

Para superar los problemas descritos, Esso propuso un proceso mejorado llamado FLEXICOKING.

Con relación a la Figura 2, la carga líquida pasa al sistema de coquificación a través de la línea 1. Esta alimentación es precalentada hasta unos 400 a 750 °F. (por ejemplo, 700 ° F.), de modo que se mantenga en un nivel de viscosidad relativamente bajo y así reducir la carga de calor que se necesitará en la unidad de coquificación.

Para evitar la posibilidad de que el lecho pierda fluidez y estancamiento, es importante que la alimentación sea rápida y uniformemente distribuida individualmente sobre las partículas del lecho. Si bien la naturaleza fluida es altamente agitada y causa una rápida dispersión de la carga a través del lecho, lo mejor es no depender totalmente de la turbulencia del lecho para efecto de la dispersión de la carga. Para evitar el contacto y humedecer las partículas de coque en el punto de inyección de carga y así incurrir en el riesgo de estancamiento del lecho, la alimentación preferiblemente es inyectada en el lecho en una multiplicidad de ambos puntos circunferencialmente y verticalmente.

Como se indica, la alimentación pasa a través de una línea 4 teniendo ramales, líneas 5 comunicantes con boquillas 6. Cualquier tipo de boquilla en el cual se obtenga una fina dispersión de la carga sin necesidad de que disperse excesivas cantidades de gas, puede ser utilizado. Una boquilla especial para este servicio es el tipo ilustrada en la Figura 3 en el que la alimentación se introduce al mezclarse con el vapor de dispersión en la boquilla a través de un conducto central que tenga un puerto 8. El conducto se encuentra rodeado por un camino anular 9 a través del cual el vapor purgado es pasado a mantener esta zona libre de coque y permitir la eliminación de coque en la boquilla.

La mezcla de vapor e hidrocarburos en el vertimiento o en la boquilla puede comprender de 25 a 80 por ciento de volumen de vapor. Es generalmente posible alimentar entre 350-450 barriles de petróleo al día por boquilla. Estas

boquillas son preferentemente de tipo removido que permite que el núcleo sea removido y limpiado si es que se tapa o se coquifica.

En la Figura 2, la parte inferior del Rector que sirve de zona de despojamiento (stripping), es de menor diámetro que la sección intermedia donde la carga es inyectada de los fondos hacia el tope y la parte superior del recipiente se reduce el cuello a un diámetro algo más pequeño sucesivamente, por razones más adelante descritas.

Las partículas de coque en el lecho se mantienen en condición de fluidización turbulenta por el aumento de los gases y vapores que se movilizan desde el fondo del lecho hacia arriba. Estos gases incluyen vapores, gases fluidizados y despojados. El aumento de los gases en la parte inferior del lecho encuentra adicionalmente gases formados en la parte superior a fin de que el volumen de gas continuamente aumente a medida que pasa hacia arriba a través del lecho.

La velocidad del vapor en la parte inferior del lecho debe ser la adecuada para mantener la fluidización y el efecto deseado de despojamiento (stripping). La velocidad superficial promedio de los gases que se elevan se mantiene entre 0,5 y 5 pie/segundo y preferiblemente entre 1 y 3 pie/segundo, dependiendo del tamaño de las partículas que componen el lecho.

Mayores velocidades incrementarán la turbulencia, pero reducirá la densidad del lecho. Como anteriormente se mencionó las partículas individuales que componen el lecho tienden a crecer para que la operación continúe y lo que sea necesario para mantener el control sobre el tamaño de las partículas.

Se prefiere operar con sólidos que tengan un tamaño promedio de partículas que oscilen entre de un diámetro promedio entre 150 y 300 micrones. De preferencia no más de 5% tiene un tamaño de la partícula por encima de 500 micras, mientras que las partículas de tamaño inferior a 40 micras tienden a aglomerarse o son barridos fuera del sistema con los gases. Generalmente se desea tener de 5 a 20% de las partículas entre 40 y 125 micras para mejorar fluidización y buscar la porción intermedia de los equipos como se describe más adelante. Mientras que las partículas más pequeñas proporcionan una mayor área superficial, las partículas extremadamente finas son objeto de aglomeración y otras dificultades.

La zona de coquificación se mantiene a temperatura deseada por la circulación de los sólidos desde una fuente de calor como describiremos posteriormente. La temperatura de coquificación puede variar entre 850 a 1200 °F. y, de preferencia, entre 900 y 1100 °F. Altas temperaturas permiten un mayor flujo en la alimentación y aumentar la capacidad, pero puede tender a causar un sobrecraqueo de los vapores con el consiguiente descenso del rendimiento de los productos destilados que se desean.

La operación de coquificación se lleva a cabo usualmente a baja presión, alrededor de 0 a 50 libras por pulgada cuadrada manométrica. Si bien el proceso puede ser operado bajo condiciones de presión sub-atmosféricas, en general, se opera preferentemente a una presión de vapores en la salida del recipiente suficiente para forzar los vapores a través de los posteriores equipos de fraccionamiento y separación. Con este fin, la toma de presión puede ser de entre 5 y 25 y preferentemente entre 5 y 15 libras por pulgada cuadrada manométrica. La presión en la parte inferior (stripping zone) del recipiente será algo mayor debido a la presión elaborada por el lecho fluidizado.

Como se dijo antes, la parte inferior del lecho de coque por debajo del punto de la inyección de la alimentación sirve como zona de despojamiento (stripper) y se inyecta vapor a través de la línea 11 para desplazar los vapores de hidrocarburos del coque antes de remover el coque de esta zona y el exceso del vapor ayuda al mantenimiento de la turbulencia y la fluidez deseada en esa sección. La velocidad de despojamiento puede ser entre 0,3 y 5 pies por segundo.

El vapor puede ser inyectado en el recipiente a través de boquillas a alta velocidad para causar el desgaste o pulverizado de las partículas más grandes y así mantener el tamaño deseado de partículas. Con este fin, el gas puede ser inyectado a velocidades de unos 200-3.000 pies por segundo. La cantidad total de vapor inyectado en las zonas de coquificación y despojamiento puede ser igual alrededor de 5 a 30 por ciento en peso de hidrocarburos líquidos de alimentación, siendo el normal rango de 6 a 15 por ciento (33.5 – 83.4 kl/hr). Si lo desea, deflectores de disco and doughnut podrán estar situados en la zona de despojamiento para mejorar el contacto entre el vapor y los sólidos.

La relación de alimentación de hidrocarburos podrá ser del **0,1 a 3 el peso por hora por el peso de los sólidos presentes en el líquido del lecho**, dependiendo de la composición de la carga de alimentación, temperatura de coquificación, tiempo de residencia de sólidos en el lecho y otros factores.

El factor limitante es la capacidad de mantener el lecho en un estado fluidizado muy turbulento. **Si la carga es demasiado elevada las partículas sólidas tienden a pegarse formando grandes aglomerados y si se descuidan todo el lecho podría solidificar y perder sus características fluidas.** Esto debe evitarse o el proceso se convierte en inservible y la planta debe ser apagada y retirar el lecho solidificado del recipiente de coquificación.

En el lecho fluidizado la carga se convierte en coque sólido y en vapores de hidrocarburos. Los vapores dejan el lecho arrastrando cierta cantidad de sólidos. Para permitir que algunos de estos sólidos se asienten y dejen de ser arrastrados por los vapores, por lo general, lo mejor es mantener sobre el nivel superior del lecho 12 una importante distancia con respecto de la parte superior del recipiente. Es conveniente para los sólidos disponer de una cantidad mínima

de separación en una zona de arrastre (disengaging zone) 13 por encima del nivel del lecho.

El calor contenido en los sólidos arrastrados ayudará a mantener el nivel de temperatura elevada en esta zona y evitar la condensación y coquificación de altos puntos de ebullición. Además, los sólidos arrastrados servirán para lavar las paredes del recipiente de cualquier coque que tienda a depositarse. También es conveniente minimizar el tiempo de residencia de los vapores de esta zona para prevenir un sobre craqueo térmico. Con este fin, la sección transversal del recipiente 10 sobre el nivel superior del lecho fluido 12 se podrá reducir a fin de incrementar la velocidad de los vapores que se elevan por la zona de separación 13.

Este aumento de la velocidad arrastra más coque, reduce el tiempo de residencia de vapor, y mantiene las paredes del reactor más caliente y así minimiza la condensación y la coquificación, así como craqueo térmico. La velocidad de los gases en la zona de separación puede ser de entre 2 y 5 pies por segundo en función del tamaño de las partículas y otros factores. Si se desea, el coque caliente adicional puede ser introducido en la zona de separación (disengaging) como se describe más adelante. Los vapores por la zona de disengaging o separación superior pasan por dispositivos de separación de sólidos o polvos tales como ciclones 14 que sirven para separar las partículas de coque arrastrado por vapores. Los separadores devuelven al lecho a través de dip legs 15.

Gas aireado puede ser inyectado en el dip legs 15 por la línea 16' (ver figura 1). La cantidad de gas aireado puede ser introducido de manera controlada para regular la cantidad de sólidos separados por los ciclones. Por ejemplo, en algunos casos, puede ser deseable para mantener un mínimo de sólidos en la salida al ciclón para eliminar cualquier forma de coque que se pueda formarse. Al aumentar la cantidad de gas en el dip legs, la cantidad de sólidos separados por los ciclones pueden reducirse. Estos ciclones preferentemente se fijan en una solida zona transversal 16 impide que los vapores lleguen a la zona por encima del estancamiento de los ciclones y así prevenir la formación de coque en esta zona. Desde Ciclones 14 y 15 los Vapores pasan los ciclones y se dirigen por la línea 17 en una zona de la torre de lavado (scrubbing) y luego una torre fraccionadora.

Las salidas de los ciclones 17 de preferencia descargan el hidrocarburo en fase vapor caliente contra los deflectores 19. Los deflectores 19 se coloca en una considerable distancia por encima de la parte inferior de la torre de lavado (scrubbing) 18 y el espacio debajo de esos deflectores forma una zona de acumulación de condensados pesados formado en la torre de lavado. Esto evita que el condensado pesado regrese cayendo a las chimeneas y forme depósitos de coque en él.

Las salidas de los ciclones 17, deflectores 18 y todas las otras paredes (desengaging) de la zona de separación del recipiente de coquificación 3 desde la torre de lavado 18 son de preferencia en gran medida aislado para minimizar la condensación y coquificación de los vapores de hidrocarburos en las salidas de los ciclones y la parte inferior de la torre de lavado.

Los elementos de calentamiento que pueden proveer calor alrededor de las salidas de los ciclones 17 y sus paredes para mantener las paredes más caliente como una nueva ayuda en la prevención de reacciones de condensación y coquificación.

Los elementos de calentamiento pueden ser en forma de serpentín de vapor sobrecalentado encaquetado en las paredes. Este calentamiento por vapor puede ser precalentado por un intercambio de calor indirecto con sólidos calientes provenientes de un calentador de coque-HEATER que se describe más adelante y puede ser (exhausted) agotado a la atmósfera, a fin de no diluir aún más los vapores que pasan a los equipos posteriores.

Alternativamente, gases calientes del calentador-HEATER de coque se puede utilizar en lugar de los serpentines de calefacción. Vapor sobrecalentado puede ser inyectado directamente en los vapores calientes para minimizar la coquificación.

La temperatura en la parte inferior de la torre lavadora 18 es controlada mediante la introducción de un flujo de enfriador de petróleo a través de la línea 21 para condensar las pesadas porciones de los vapores que contienen impurezas metálicas, como el hierro, níquel y vanadio compuestos originalmente presente en la carga y llevado con los vapores. Este vapor no contendrá sólidos arrastrados luego de pasar por los ciclones.

Por ejemplo, el condensado recogido de la parte inferior de la torre puede ser eliminado a través de la línea 24, una parte pasa por el enfriador 26 (véase la figura 2) y regresa a la torre por encima de una serie de deflectores de discos y doughnut 27. Una parte de este reciclo puede ser pasado a la parte inferior de la torre a través de la línea 28 a mayor enfriamiento de los productos que son retirados. La temperatura máxima al final de la torre no debe exceder de unos 750 °F. a fin de evitar la coquificación en los equipos de esta sección.

La temperatura necesaria para condensar las impurezas metálicas de la carga de petróleo dependerá de la naturaleza y la cuantía de tales impurezas presentes en la alimentación. Para la mayoría de las cargas el punto de ebullición final de los productos de fondos está entre 950 y 1050 °F. Dado que los productos dejan la torre de lavado se componen de una amplia mezcla de vapores y gases, el punto final de los vapores no condensados será considerablemente mantenido por encima de la temperatura en la torre.

Los restantes vapores incondensables en la parte inferior de la torre de lavado pasa hacia un fraccionador para obtener varios productos, entre ellos una fracción de gasóleo del cual puede ser retirado y la otra parte de esta corriente puede ser bombeada de nuevo a la torre para así reducir la cantidad de residual.

La temperatura en la parte superior de la torre 18 debe mantenerse por encima del punto de rocío del vapor, es decir, a una temperatura al menos de 200 a 225 ° F. Esto evita que la condensación de vapor que si permite que ocurra, puede causar problemas de emulsión y corrosión en la parte superior de la torre. La temperatura de los vapores que abandonan la parte superior de la torre puede ser alrededor de 300 ° F.

La fracción pesada condensada es retirada de la parte inferior de la torre de lavado 18, a través de la línea 24, y no es reciclado para enfriamiento (quenched) y lavado (scrubbing) como anteriormente se ha descrito puede ser bombeada a través de la línea 34 para regresar al recipiente de coquificación 3.

Volviendo al recipiente de coquificación, un flujo de sólidos es continuamente eliminado del recipiente de coquificación a través de la columna 43 que conecta con el recipiente en un punto Espaciados a cierta distancia sobre la parte inferior. El espacio en el recipiente de coque por debajo de esta línea sirve como una trampa para recolectar gran cantidad de bultos o aglomerados que podría servir para conectar la transferencia de las líneas.

Los aglomerados pueden ser retirados periódicamente a través del conducto de 50. La columna 43 puede tener una reja 44 en torno a su entrada para evitar abultamientos gruesos o aglomerados de estancias en la columna y líneas de conexión y detener el flujo.

La columna 43 conecta en su extremo inferior con una inclinación vertical del conducto 45 que que proyecta hacia arriba en la parte inferior del recipiente de calefacción (Heater).

Para asegurar el flujo adecuado de los sólidos del recipiente de coquificación 3 hacia el calentador, hay que tener cuidado de mantener los sólidos "aerated" durante todo su viaje por estas líneas. Las partículas de coque tienden a "deaerate" muy rápidamente y es necesario añadir gas fluidizado en poco puntos espaciados 49 a lo largo de la tubería inclinada para prevenir la obstrucción de esta tubería.

El flujo de circulación de sólidos entre el recipiente de coquificación y el recipiente del calentador se controla para proveer el calor necesario para el proceso y dependerá de la diferencia de temperatura entre los recipientes. **Para una diferencia de temperatura de 200 °F. el peso de los sólidos calientes**



**introducidos en el recipiente de coquificación pueden ser entre 8 a 10 veces el peso de la carga por unidad de tiempo.**

El tamaño del recipiente de coquificación debería ser para una distribución de la carga líquida sobre el coque en un tiempo suficiente para ser convertido en vapores y coque a fin de que los sólidos que pasen al calentador sean libres de líquidos que no han sido vaporizados. **El tiempo de residencia de los sólidos en el reactor puede ser de 3 a 10 minutos o más.**

Los sólidos calientes del recipiente del quemador retorna por la línea 63 al recipiente de coquificación o reactor como se describe más adelante.

El método de circulación de los sólidos entre el recipiente de coquificación y el recipiente del calentador-heater es el mismo que se utiliza para distribuir el catalizador entre el reactor y el regenerador para una unidad de craqueo catalítico fluido.

La velocidad del gas que se eleva pasa por el recipiente de despojamiento 73 (figura 4) es controlada para llevar por el tope una fracción fina seleccionada de los sólidos mientras que permitan que una fracción gruesa sea retirada en la parte inferior del recipiente. El vapor que contiene los finos que ingresan son removidos de la parte superior del recipiente a través de la línea 75 y son devueltos al recipiente de coquificación de preferencia a un punto bajo de este.

FIGURA 2

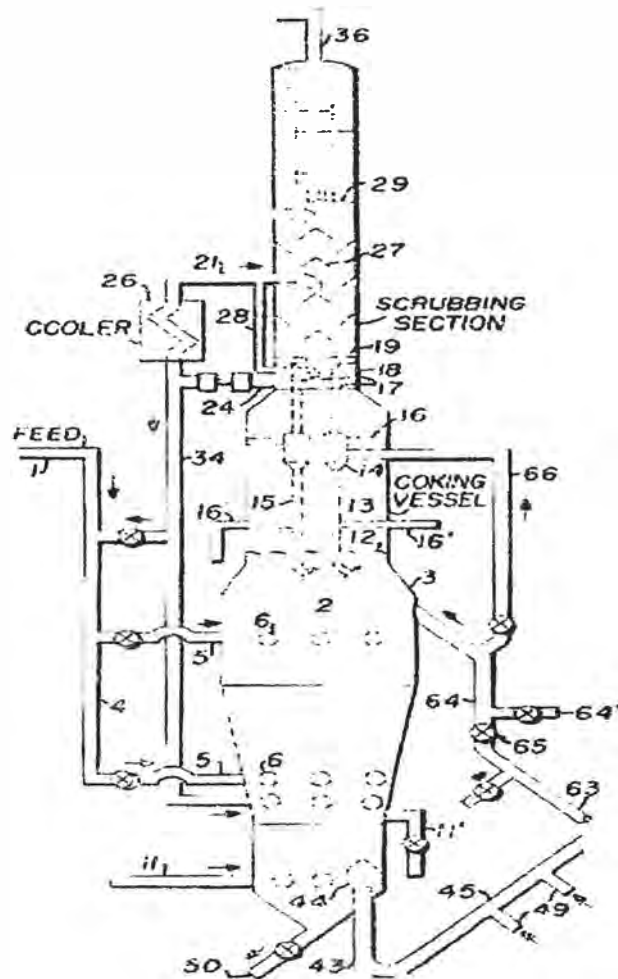
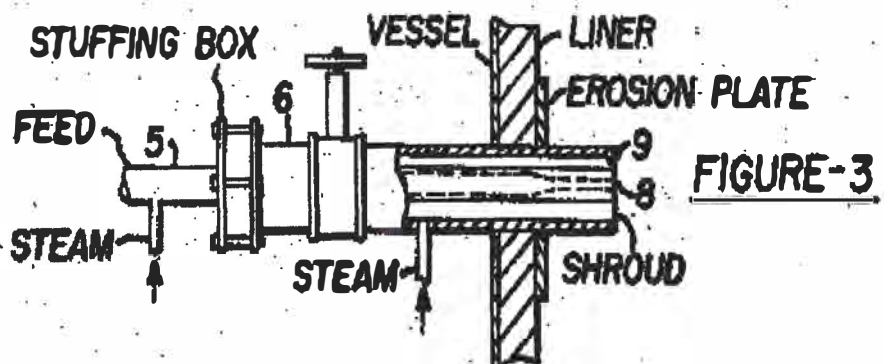


FIGURA 3



## ADJUNTO 2 – Anexo 1

### HEATER

Esta unidad se aplica para un proceso de coquificación fluida en la que los sólidos se distribuyen desde el recipiente de coquificación o Reactor a un segundo recipiente que contiene un lecho de sólidos fluidizado que puede ser un recipiente calentador (es decir, el recipiente de combustión o el recipiente de intercambio de calor) o un recipiente de gasificación. El proceso de Elutriation es particularmente adecuado para elutriar sólidos en un proceso integrado de coquificación fluida y de gasificación.

Como hemos mencionado anteriormente, una corriente de coque es retirado de la zona de despojamiento a través de la línea 18 y enviado al calentador 2. En el calentador 2, el coque ya despojado del reactor de coquificación 2 (comúnmente llamado coque frío) es introducido por la línea 18 al lecho fluido formado de un coque caliente que tiene un nivel superior indicado como 30, este lecho es parcialmente calentado por un gas combustible más caliente que ingresa al calentador a través de la 32. El calor suplementario es suministrado al calentador gracias al coque que circula en la línea 34. Los efluentes gaseosos del calentador que incluyen sólidos arrastrados pasan a través de un ciclón, este ciclón puede ser un primer ciclón 36 y un segundo ciclón 38 en donde ocurre la separación de los sólidos de mayor tamaño, los cuales de mayor tamaño son retornados al lecho del calentador a través de los respectivos diplegs de los ciclones. El efluente gaseoso caliente sale del recipiente del calentador 2 a través de la línea 40.

Las partículas de coque se calientan en el calentador-heater 2 a una temperatura considerablemente más alta que el recipiente de coquificación (reactor). Por ejemplo, la temperatura del recipiente calentador puede ser de 1000 °F. a 1500 ° F., por lo general alrededor de 200 ° a 300 ° F (93-148 °C) por encima de la temperatura del REACTOR.

El coque caliente del lecho del calentador 2 es trasladado al REACTOR a través de la línea 42 para suministrar calor. Otra parte del coque se elimina de calentador 2 y se envía a través de la línea 44 a una zona de recipiente de gasificación 46 que es un GASIFICADOR 3 en la que se mantiene un lecho fluidizado de coque con un nivel indicado 48. Si se desea, el coque puede ser removido como purga del calentador 2 a través de la línea 50.

El gas combustible producto en el GASIFICADOR, que puede contener algunos sólidos arrastrado, es removido del gasificador 3 por la parte superior de este recipiente por la línea 32 y es introducido en calentador 2 para proporcionar una porción del calor necesario que se describió anteriormente.

Una cámara de 42 cerrados se organiza en la parte superior de la grabadora de buques justo por debajo de la salida de gases de escape 30. Esta cámara se comunica con el francobordo encima de los 41 a través de un lecho fluidizado separatory dispositivo 28, que puede incluir uno o más separadores de ciclón centrífugas 29. Preferentemente, en dos etapas, primaria y secundaria ciclón acuerdo se utiliza.

Volviendo al calentador 2, que se muestra (ver detalles en la FIG. 5) un calentador que comprende una parte superior amplia 58, una rejilla perforada 60 colocado en la zona inferior más baja en esta zona superior ampliada 58, una parte cónica 62 y una porción ubicado en la parte inferior del calentador 64, que es una porción de columna recta alargada. La parte de la columna recta 64 comprende una entrada en su extremo inferior 66 para admitir vapor. Esta porción de columna recta 64 se coloca en un ángulo recto inclinado 68 que se conecta a una entrada de un conducto de gas 70 que se proyecta dentro de la pared de la columna recta 64.

El conducto 72 moviliza los sólidos de la parte superior del lecho del calentador 30 hacia el gas que ingresa por la línea 70 en el punto 74 que se encuentra en una zona del conducto 70 que queda fuera del calentador. El gas del gasificador, por ejemplo, se encuentra alrededor de 1600 a 1800°F en la línea 70 se conecta con el coque relativamente frío (enfriamiento de coque) del lecho del calentador 30 que se encuentra alrededor de 1100 a 1250°F que fluye a través de la línea 72 e ingresa por la línea 70. La mezcla coque y gas se encuentra a una temperatura entre 1150 a 1300°F.

El resultado de una corriente gaseosa que contiene sólidos que ingresa en el recipiente del calentador en ángulo recto respecto a la pared vertical de la columna como se muestra en la FIG. 4 y el flujo de gas que tiene una salida 80 como un chorro de gas, como las líneas 73 y 75 que se indica en la FIG. 4 que definen una zona de alta velocidad para el chorro de gas designado como zona J. El diámetro de la sección transversal de la salida 80 (que sería en realidad la entrada de gas que ingresa a la columna recta y siendo una salida del conducto 70) es más pequeño que el de la sección transversal de la columna recta 64 del calentador.

Los flujos de gas que fluye desde la salida 80 y sube hasta la parte superior del recipiente donde actúa como gas fluidizador para mantener el lecho del calentador. Dado que el gas fluye de un menor diámetro interno de salida hacia un espacio mayor, el gas se expande. Como el gas se expande y fluye hacia arriba, su velocidad se reduce. Una parte de las partículas de coque caen fuera del chorro de gas por las fuerzas gravitacionales en un zona de estancamiento indicada como S y, a continuación, en una parte inferior de la columna recta donde forma un lecho denso fluidizado 76 teniendo un nivel superior indicado en 78.

El nivel del lecho se mantiene en un punto que el coque puede ingresar con el chorro de gas (mezcla coque-gas). En esta invención, el lecho debe ser lo suficientemente alto para proporcionar una presión estática (the static head) para

que las partículas de coque con el chorro de gas ingresen a través del orificio inferior. Nivel del lecho 78 está por debajo de la salida de gases 80.

the static head entre el nivel del lecho 78 y una boquilla en la parte inferior 82 causa circulación de coque en la corriente de gas. La rápida circulación del coque en la entrada y salida de la corriente de gas que el coque fino sea llevado a través de la reja 60.

La partículas que permanecen en lecho fluido 76. El muy alto reflujó de coque en la corriente y el hecho de que las partículas más grandes caen fuera del chorro de gas más rápido que las partículas más pequeñas a causa que el lecho se llene de partículas grandes.

El tamaño del lecho inferior del calentador está determinado únicamente por el flujo de coque extraído para cualquier formación de aglomeración y distribución de tamaño de partícula en la unidad. Resultado de Un alto flujo extraído de coque más fino en la parte inferior del lecho, debido a esto más coque es necesario para mantener el nivel en el lecho fluido y la cantidad de coque grueso es limitado. El bajo flujo retirado en un producto grueso de coque que contiene un producto aglomerado como los finos son arrastrados a la parte superior del lecho del calentador.

Como un ejemplo de la expansión de la corriente de gas ascendente en la columna y por consiguiente la reducción en la velocidad de la corriente, si  $\alpha$  es el medio ángulo del chorro de gas,  $D_1$  es el diámetro del gas que ingresa,  $D_2$  el diámetro del chorro en  $H$ , donde  $H$  es la altura por encima de la entrada de gas,  $A_1$  es el área de la entrada y  $A_2$  el área del chorro en el  $H$ , y donde  $V$  es la velocidad del gas por unidad de tiempo, entonces de acuerdo a la ecuación  $D_2 = D_1 + 2H \tan(\alpha)$  y el volumen de gas constante.

ECUACION

$$\frac{A_1}{A_2} \frac{V_2}{V_1} = \frac{D_1^2}{D_2^2} = \frac{D_1^2}{(D_1 + 2H \tan \alpha)^2}$$

Suponiendo que el ángulo  $\alpha$  es 7 grados, Para  $H = 20$  y  $D_1 = 5$  pies y  $V_1$  es 60 pies por segundo, la  $V_2$ , la velocidad por unidad de tiempo en  $D_2$  sería de unos 15,27 metros por segundo.

El lecho denso en la parte inferior del calentador también actúa como un recipiente de coque frío. Si se detiene la circulación de coque que es de enfriamiento, el coque debe ser calentado, lo que permitirá darle tiempo para la adopción de medidas por parte de los operadores o de la instrumentación de emergencia antes de que se alcancen las temperaturas que podrían dañar el equipo. **Como ejemplo, las velocidades adecuadas para el flujo de gas transportado en la línea 70 incluyen un rango de unos 50 a 120 pies por segundo.** La velocidad superficial

de gas fluidizado introducido por la línea 66 en la parte inferior de la columna recta 64 puede variar de unos 0,1 a unos 0,5 pies por segundo o más.

Esta velocidad no es un punto crítico para la presente invención siempre y cuando este sea más alto que la mínima velocidad de fluidización de las partículas en este lecho. La velocidad del chorro de gas que es un flujo ascendente para elutriación, pueden variar desde unos 5 a unos 25 pies por segundo, por lo general, de unos 7 a 20 pies por segundo, para el coque fluido. La corriente gaseosa resultante de la mezcla de gas caliente y coque de enfriamiento en la columna recta a una velocidad que van desde unos 30 a unos 80 pies por segundo.

FIGURA 4

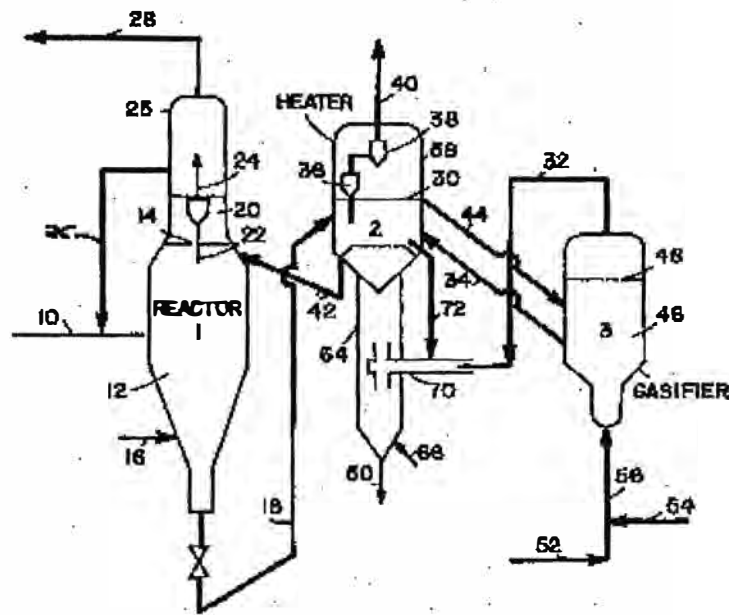
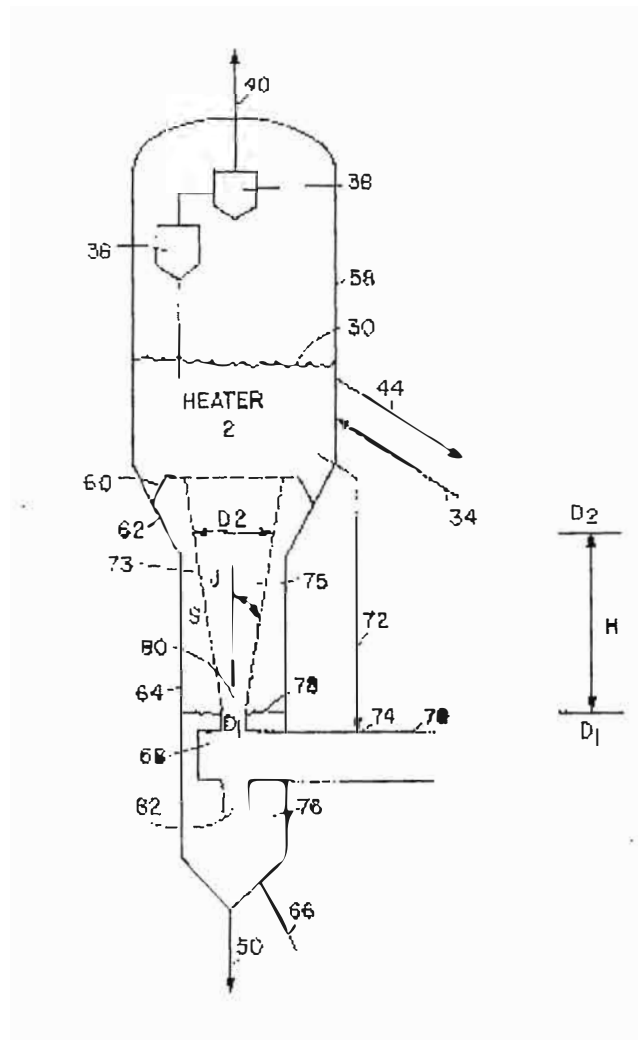


FIGURA 5





## ADJUNTO 3 - Anexo 1

### GASIFICADOR

La zona de gasificación se mantiene en un rango de temperatura que va desde 1500 a 2000°F., y una presión que va de alrededor de 5 a 150 psig, de preferencia a una presión que va desde unos 10 a 60 psig, y se prefiere aun más a una presión que va desde 25 a 45 psig. Vapor por la línea 52 y un gas que contienen oxígeno, como aire, oxígeno comercial o aire enriquecido con oxígeno a través de la línea 54 ingresan a través de la línea 56 al gasificador 3.

En calentador 3, que contiene el coque despojado del reactor (comúnmente llamado coque frío) es introducido por la línea 44 al lecho fluido de coque caliente con un nivel 48. El coque introdujo a la de lecho fluidizado en el gasificador 4 se pone en contacto con el vapor introducido por la línea 52 y aire u oxígeno por la línea 54.

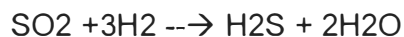
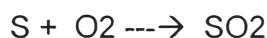
La presión en el gasificador se mantiene en un nivel de preferencia no mayor de unos 45 psig libras por pulgada cuadrada manométrica (psig). La temperatura del lecho en el gasificador se mantiene en un nivel en el rango preferentemente alrededor de 1800 a 1850°F, por precalentamiento el aire, vapor, flujo de oxígeno, y / o variando el vapor y el aire o el flujo de oxígeno que ingresa de acuerdo a la relación bien conocida de equilibrio en las relaciones de gasificador 4, en que las siguientes reacciones tienen lugar:



Cuando se oxida el coque, el producto inicial es una mezcla de CO y de CO<sub>2</sub> como se muestra en la ecuación (1). A temperaturas de 1600°F+ en presencia de oxígeno, el CO se oxida rápidamente a CO<sub>2</sub> según la ecuación (2). Después de que se haya

agotado el oxígeno, el CO<sub>2</sub> reacciona con el carbón para formar CO. A temperaturas altas, el equilibrio favorece a la derecha de la ecuación (3) para formar el CO. Bajas presiones también favorece a esta reacción. Así, el equilibrio favorecería con cocientes muy altos de CO/CO<sub>2</sub> a temperaturas mayores que 1600 °F y presiones bajas en el gasificador. El vapor también gasificará coque según lo representado por la ecuación (4).

Esta reacción es ligeramente endotérmica y cuando el vapor es substituido por algo de oxígeno, la temperatura de la zona de gasificación desciende a una cantidad constante de coque gasificado. Este hecho es utilizado para controlar la temperatura del gasificador. Finalmente, el agua reacciona con CO (monóxido de carbono) para producir CO<sub>2</sub> e hidrógeno en el desplazamiento agua-gas representada por la ecuación (5). La mayor parte de azufre en el coque será convertido a H<sub>2</sub>S (ácido sulfhídrico) con una cantidad pequeña de COS que se forma, de acuerdo con las ecuaciones:



Los gases formados por estas reacciones ascienden a través del gasificador. Los gases salen por el tope del recipiente vía 32 y es retornada al calentador, cuando se utiliza aire para la gasificación:

	Mol.% Including	Mol.% Excluding
	H <sub>2</sub> O + H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O+H <sub>2</sub> S
H <sub>2</sub>	4.4	6.8
H <sub>2</sub> O	1.4	--
CO	20.4	20.6
CO <sub>2</sub>	6.6	8.2
N <sub>2</sub>	61.0	64.4
H <sub>2</sub> S	1.2	--
(CH) <sub>x</sub>	5.0	
	100	100

El poder calorífico neto sobre base seca excluyendo H<sub>2</sub>S 150 BTU/SCF.

Cuando se utiliza oxígeno para la gasificación, la composición del gas es la siguiente:

	Mol.% Including	Mol.% Excluding		
	H <sub>2</sub> S + H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> S	+	H <sub>2</sub> O
H <sub>2</sub>	24.2	30.9		
H <sub>2</sub> O	20.0	--		
CO	42.0	43.6		
CO <sub>2</sub>	18.0	25.3		
N <sub>2</sub>	0.1	0.2		
H <sub>2</sub> S	1.7	--		
	100	100		

El poder calorífico neto sobre base seca es 224 BTU/SCF.

Pequeñas cantidades de hidrocarburo craqueado también estarán presentes en los productos gaseosos y aumentarán el poder calorífico de los mismos. La cantidad y las composiciones variarán dependiendo de la alimentación que ingresa al reactor de coquificación y sobre las condiciones de reacción y despojamiento.

Mientras que el proceso se ha descrito con respecto a la circulación de coque como el medio fluido usado en el proceso, debe ser entendido que un lecho de partículas inertes fluidificadas, tales como alundum or mullite, se puede utilizar en el gasificador 4. Esto puede ser ventajoso para los sistemas en los cuales cantidades substanciales de partículas muy finas (<10.mu.) de sólidos externos se liberan en el generador de gas a velocidades muy bajas serían requeridas para mantener un lecho fluido estable.

Este lecho se puede fluidificar fácilmente sin un arrastre significativo de las partículas de este lecho a velocidades superficiales substancialmente mayores que la velocidad del arrastre de las partículas finas liberadas del coque. Un lecho

definitivamente proporciona una buena zona de mezcla para la reacción en el gasificador en el cual el carbón puede ser quemado y los sólidos extraños ser lanzado sin causar problemas severos de la fluidificación.

Una concentración equilibrada de partículas finas se conserva en el lecho del gasificador, así proporcionan el tiempo de residencia suficiente para una completa gasificación del carbón antes de que parte de las partículas sea arrastrado por los gases de la salida. Los productos calientes del gasificador, incluyendo partículas sólidas arrastradas, pasan a través de un lecho que se encuentra dentro del calentador 2.

Como se menciona al inicio, este tipo de proceso sería preferible cuando la alimentación contiene muchos sólidos que normalmente presente en el residuo del petróleo, e.g., bitumen from coal, tar sands or shale que pueden contener 15-20 por ciento de sólidos inertes.

Los sólidos, como los finos y, óxidos metálicos, o similares, contenidos en el bitumen se liberan en el lecho del gasificador y siendo más pequeño que la de coque son más fácilmente arrastrados y llevados hacia arriba a través del lecho de intercambio de calor. Estas partículas finas también pasan a través de los ciclones convencionales en el recipiente del calentador, pero puede ser recuperada por un precipitador eléctrica.

## **ADJUNTO 4 – Anexo 1 BURNER VESSEL**

El gasificador que se muestra con detalle en la FIG. 2 en donde el recipiente contiene una cabeza superior semiesférica 11, que constituye la cubierta del buque, y una parte inferior de forma elíptica 12, que constituye el piso del recipiente.

El quemador buque cuenta con adecuadas entradas y salidas, que incluye un distribuidor de entrada de aire 14, y una corriente removedora como vapor 22, un carga de coque frío 23, una descarga de de coque 24 y una salida 30 de gases de combustión de bajo poder calorífico.

La entrada del distribuidor del aire 14 consiste en una cabecera del tubo de aire vertical 13, que pasa a través de la región axial central de la parte inferior 12. Una variedad de tubos radiales 15 son unidos a la cabecera 13 en el punto en el nivel inferior del lecho fluidizado. Los tubos radiales 15 se encuentra en el plano horizontal. Una variedad de anillos concéntricos para que ingrese aire 16 intersecta con cada uno de los tubos radiales 15, como se describe en mayor detalle más adelante.

La cabeza elíptica de la parte inferior 12 está provisto de una capa de un gran conjunto, (crushed refractory fill 19) recubrimiento refractario corrugado 19 o un recubrimiento refractario ligero se encuentra en este lugar. El término gran conjunto denota el relativo tamaño con el refractario corrugado el cual es considerablemente grande que un material relleno de arena o de tierra refractaria finamente que este último paquete de materiales de cerca y aumentar la cantidad de relleno necesario.

El recubrimiento refractario corrugado 19 se suministra a una profundidad justo debajo de las tuberías de entregar 15, 16 del distribuidor de aire de entrada 14. El refractario llenar 19 se prevé la estabilidad horizontal de los diversos conductos y standpipes intersectan la parte inferior la cabeza, así como brindar estabilidad a los 17 miembros estructurales adjunta a la cabeza de la parte inferior 12.

El refractario también aísla a la mayor parte de dicho standpipes, conductos y estructurales del ambiente agresivo incluido las corrientes turbulentas, las elevadas temperaturas y los subproductos corrosivos que se producen durante el proceso de combustión de coque.

El refractario ejerza las funciones de una base para el lecho fluidizado de partículas de coque, así como un piso interior de la superficie durante el apagado y en la operación.

Como se muestra en la FIG. 3, la refractaria llenar enmarcada por un molde refractario capa sello 31 sobre la superficie superior del relleno para evitar la mezcla de partículas de coque en dicho relleno. El elenco es refractario, a su vez, reforzado con una malla de 32 metálicos incrustados en la parte superior de la capa de reparto 32.

También se muestra en la FIG. 3 son los 17 miembros de apoyo para el distribuidor de entrada de aire 14. Dos miembros de ese apoyo se utilizan para la ejecución de cada tubo radial 15. Estos miembros de apoyo constituyen el único medio de apoyo para toda la entrada 14. Este diseño permite apoyar la entrada de las tuberías de 14 y radial 15 y anillos concéntricos 16 de moverse dentro de la nave y la grabadora de radialmente ampliar o contrato libremente debido a los efectos térmicos de deslizamiento por contrato con el 17 apoya estructurales en el lecho fluidizado de partículas de coque 20.

El distribuidor de aire de entrada se muestra en la FIG. 4 en que cada uno de los ocho tubos radiales 15 se coloca sobre la cabecera central de aire 13 similares a los radios de una rueda. Estas tuberías 15 suministran aire a presión o una mezcla aire/vapor a seis anillos concéntricos de suministro de aire 16 de la cabecera central 13.

El vapor también puede ser suministrado a través del aire por la cabecera 13 con el propósito de mantener la fluidización de las partículas de coque de lecho durante el período en que el coque de circulación entre el reactor y el quemador se apagará. Durante los períodos en que la circulación de coque se apagará entre el quemador y reactor, de vapor o de vapor / aire mezcla se inyecta en el distribuidor de mantener fluidización y para impedir el flujo de coque de vuelta en el distribuidor.

El vapor se inyecta en el aire fuera de la línea de la grabadora de buque y esto puede causar la condensación de vapor en el aire. Para evitar chocante térmica de 11 cuando el distribuidor completo flujo de aire es restablecido; deben adoptarse medidas para la fuga de todos los condensados de la línea aérea durante el período en que se inyecta vapor. Si no se drena, el líquido condensado se inyecta en el distribuidor con el flujo de aire y causar graves choque térmico y el posible fracaso del distribuidor.

La entrega de anillos concéntricos de tubería 16 son de dimensión cada vez mayor, tanto en longitud y en el arco transversal, diámetro, un tubo de la otra, desde el centro de la entrada exterior radialmente. Esta dimensión del cambio es necesaria a fin de proporcionar volúmenes equivalentes de fluidizing y combusting aire a todas las partes del lecho 20.

El anillo exterior de las tuberías 16 abarca una mayor área que el anillo la tubería interior 16. En una estructura preferido, el anillo de entrega tuberías están

emparejados dimensionalmente para que las tuberías de la más interior tubería 16 a, 16 b y 16c y son de igual diámetro (6"), la mitad del conducto 16 d y 16e tienen un diámetro de (8") y Tuberías externas 16f y 16g están también acompañados de diámetro (10").

Cada anillo de tubería tiene una variedad de decae la baja boquilla de aire 40 que directamente el aire o mezcla de aire/vapor angular baja en la base de la de lecho fluidizado 20. Esta baja de la entrega de las fluidizing impide el reflujo de aire de partículas de coque en el distribuidor de entrada de aire en 14 veces de baja presión y también evita el desgaste de lecho fluidizado 20 en el punto de descarga de las boquillas dice 40.

Durante el inicio y el funcionamiento del quemador buque, las fluctuaciones de temperatura pueden crear tensión en el buque componentes debido a la diferencia de expansión o contracción de los componentes. Esa tensión es especialmente crítica en el distribuidor de entrada de aire 14, que consiste en un complejo de tuberías rígidamente fijo. Estos tubos son también cuidadosamente dispuestos en el lecho fluidizado con el fin de proporcionar fluidización y equilibrada para evitar deslizamiento de la cama en zonas localizadas. Es importante mantener la integridad de las tuberías y su posición de equilibrio de funcionamiento por el distribuidor de manera que se minimice el desequilibrio.

El distribuidor de aire debe ser operado con flujos de diseño de aire para asegurar la adecuada fluidización de partículas de coque en el lecho. Esto es importante ya que puede causar una incorrecta fluidización, pudiendo causar una no adecuada uniforme distribución de la temperatura que ha de imponerse en la distribuidora de aire, pudiendo causar en alto estrés de la estructura relativamente rígida del distribuidor.

Con el fin de proporcionar cierta libertad de movimiento entre el recipiente 10 y los fondos de la parte inferior 12, la cabecera central de aire 13 del sistema de admisión es placa pegada a la cabeza de 12 por un suministrador yieldable respecto, como un fuelle de 18, y una interior de diapositivas 33 manga de reunión, como se muestra en la FIG. 5.

La central de la cabecera 13 se compone de aire, un tubo de altitud cabecera 34, que se colocará en el extremo superior de la hoja de fuelle tortuoso 18, un frictionally equipados interior de diapositivas manga 33 y un menor de aire cabecera de la tubería 35, que está rígidamente colocada en la parte inferior cabeza 12.

La cabecera de la tubería de aire inferior 35 se colocará en el extremo inferior del fuelle 18 y es el compromiso con deslizamiento en el interior de diapositivas manga 33. La diapositiva manga es soldada a la parte interior de la parte superior del tubo de aire cabecera 34, para que la participación de deslizamiento se produce sólo en la parte inferior de ajuste de la manga 33. Los 18 soldados de fuelle asegura un cierre hermético caben en la cabecera central de aire 13.

Con esta disposición de los componentes de la distribuidora de entrada del aparato de aire 14 "flota" por su entrega tuberías radial 15 y apoya su 17. De hecho, estos soportes son anclado a la parte inferior cabeza 12, pero la reducción de la dimensión de cada miembro de apoyo 17 y su colocación a lo largo de la radial 15 prevé la ejecución de las tuberías de una mayor libertad de movimiento en la dirección vertical superior a la que se dispone en caso de la central Cabecera, con su gran masa y rigidez, eran soldados o bien colocada en la parte inferior cabeza.

Aunque el recipiente de gasificación de la presente invención describe e ilustra en forma simplificada, se entenderá una serie de dispositivos de apoyo son necesarias para el funcionamiento de un recipiente de gasificación. También se entiende por un experto en la materia de que ciertas modificaciones evidentes de la encarnación se describen posibles, y estas modificaciones se consideran dentro del ámbito de la invención que figura en las reivindicaciones que siguen.



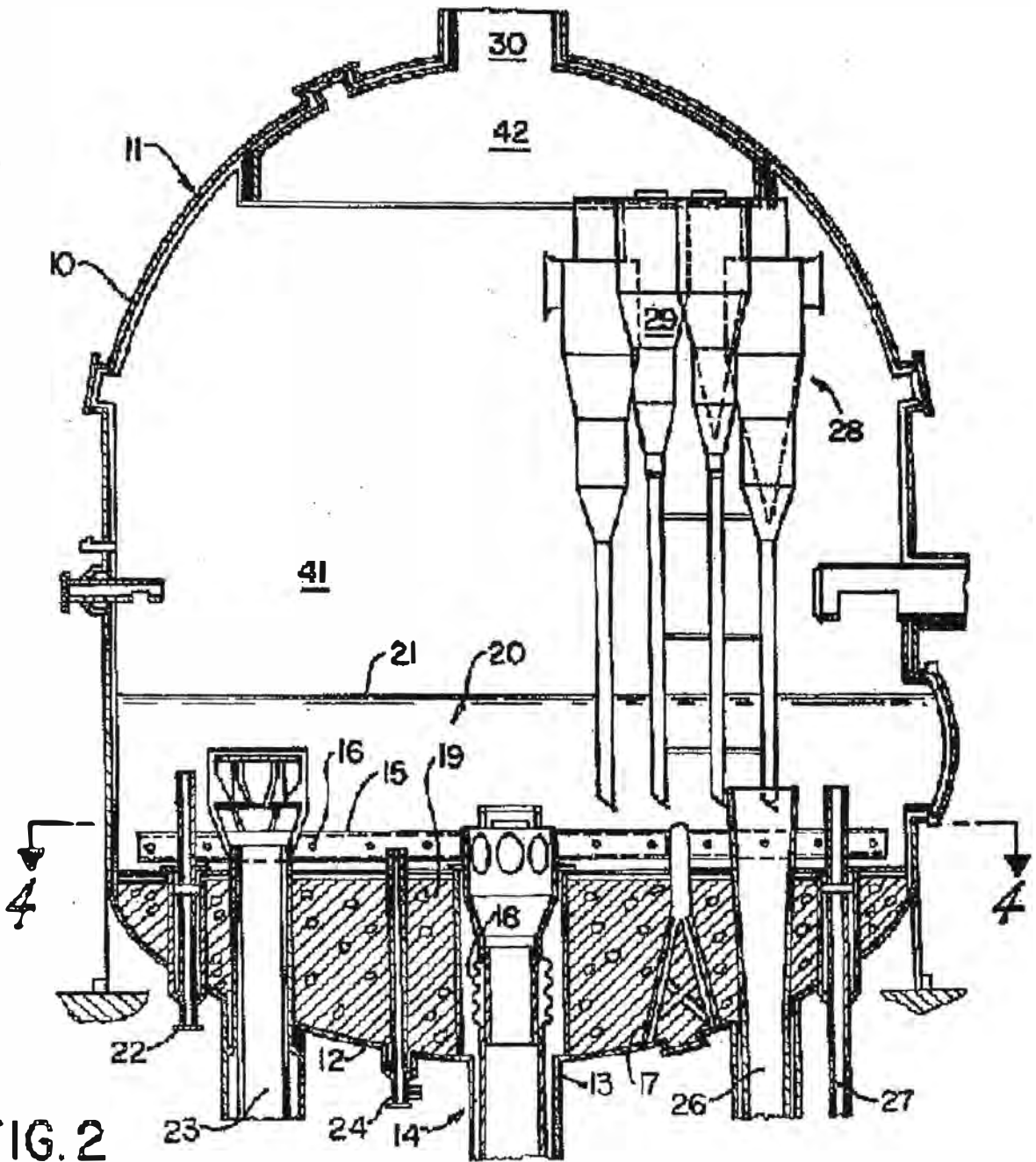
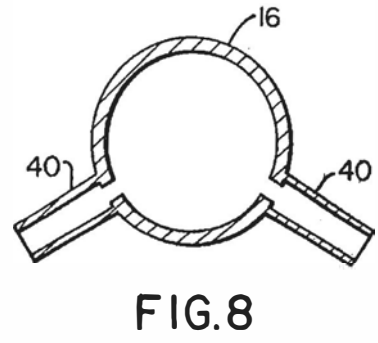
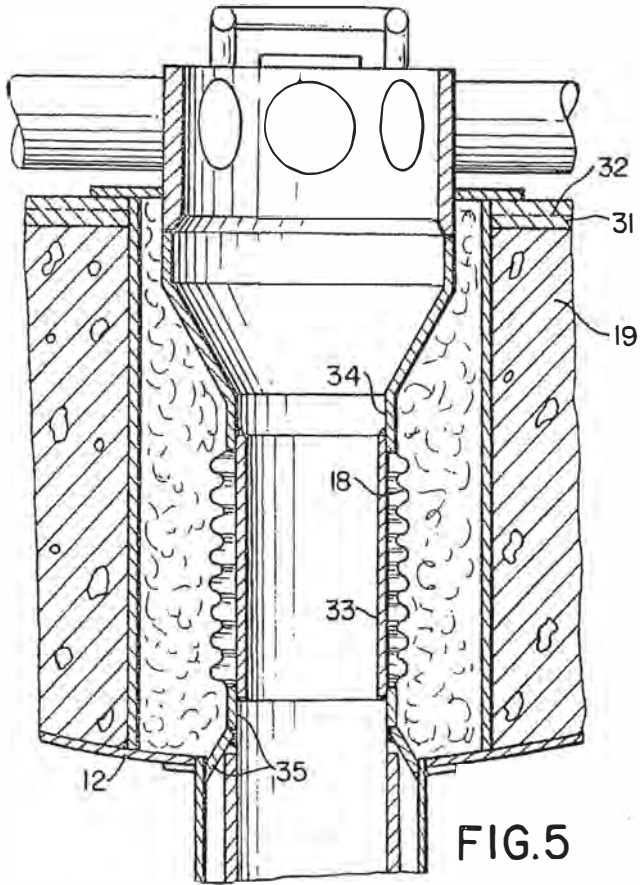
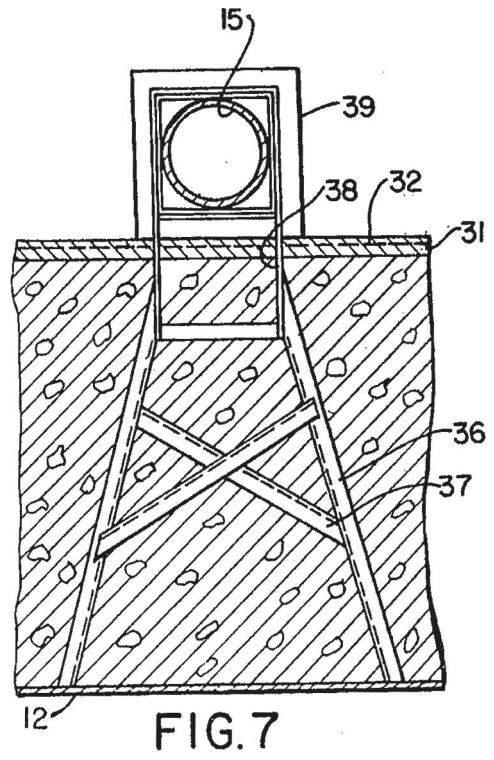
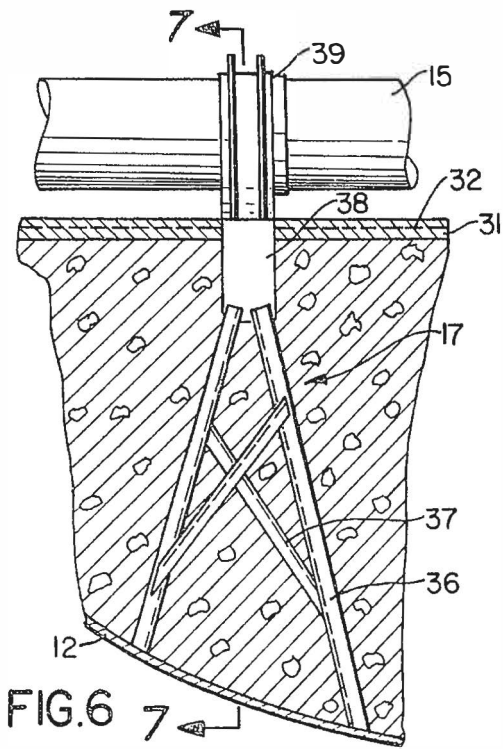


FIG. 2





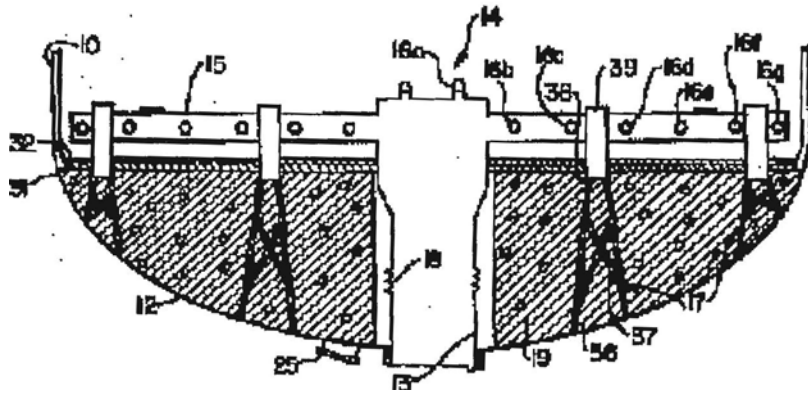


FIG. 3

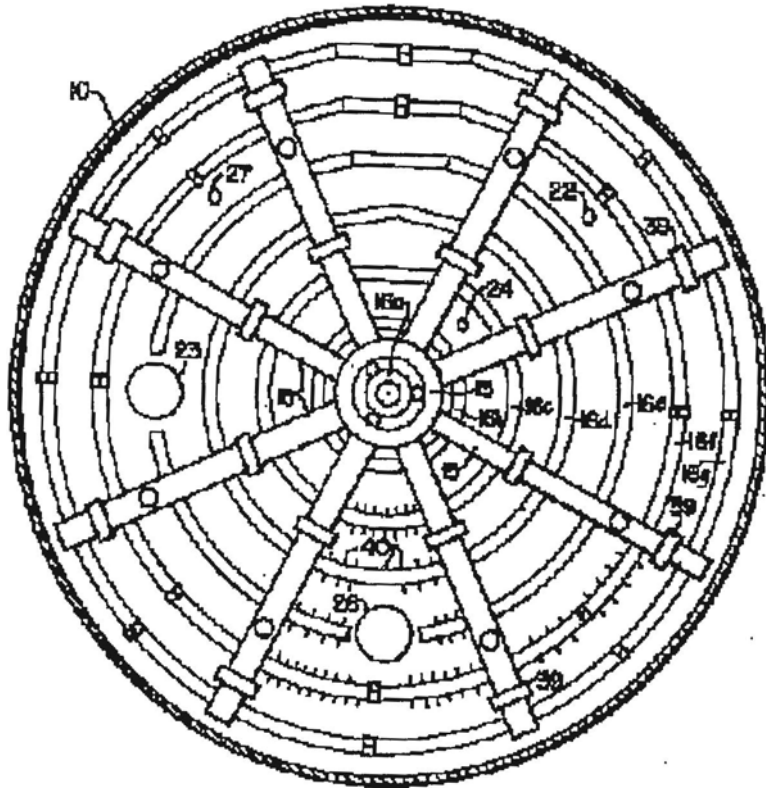


FIG. 4

## ANEXO 2 SIMULACIONES

### ADJUNTO 1 – Anexo 2 Carga a la Unidad de FLEXICOKING

#### Condiciones de la Carga

The screenshot shows a software window titled "Carga a Flexicoking" with a sidebar on the left containing categories like "Worksheet", "Conditions", "Properties", "Composition", "K Value", "User Variables", "Notes", and "Cost Parameters". The main area displays a table of process parameters for a stream named "Carga a Flexicoking". The table is organized into columns for "Vapour Phase" and "Liquid Phase".

Stream Name	Carga a Flexicoking	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.62183	0.62183	0.00893
Temperature [F]	525.00	525.00	525.00
Pressure [psig]	12.000	12.000	12.000
Molar Flow [lbmole/hr]	1820.9	1132.3	16.260
Mass Flow [klb/hr]	348.30	100.26	11.486
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	186.73	63.032	5.1464
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.867e+005	-1.148e+005	-1.121e+006
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	154.20	69.173	624.42
Heat Flow [Btu/hr]	-2.2441e+08	-5.5883e+07	-7.8353e+06
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	186.73	61.227	5.1675
Fluid Package	PR		

At the bottom of the window, there are tabs for "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics". Below the tabs is a green progress bar and a "Delete" button. A text field labeled "Define from Other Stream..." is also present, along with left and right arrow navigation buttons.

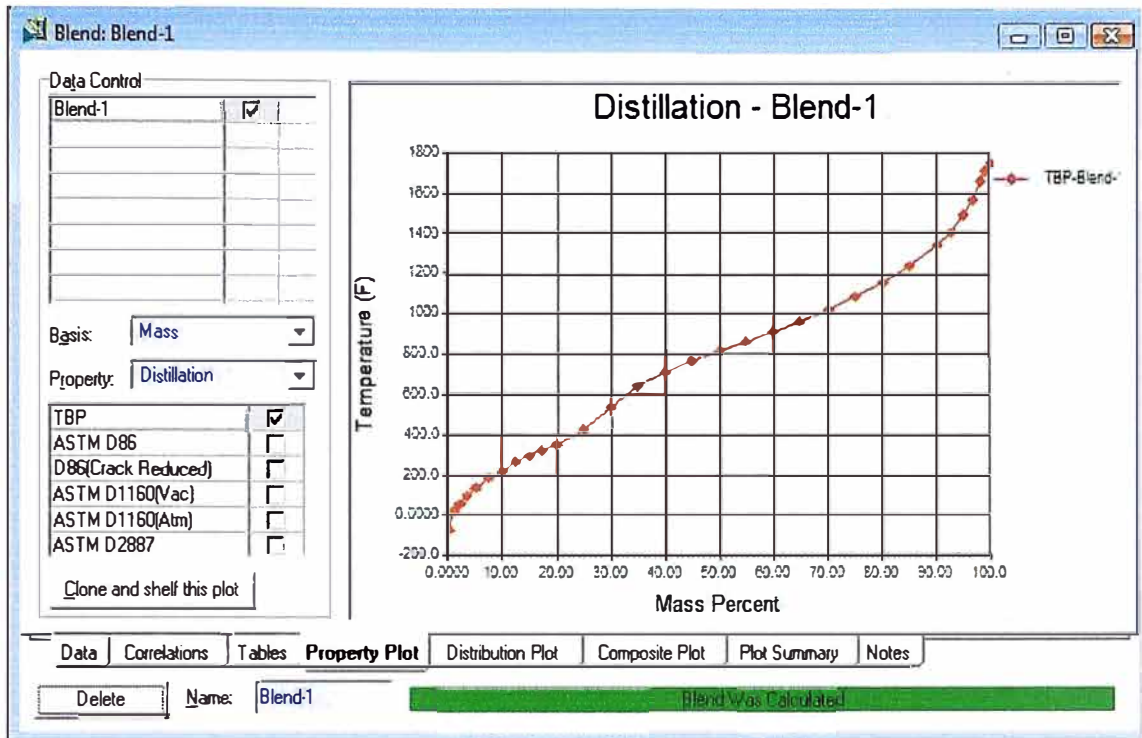
### Propiedades de la Carga

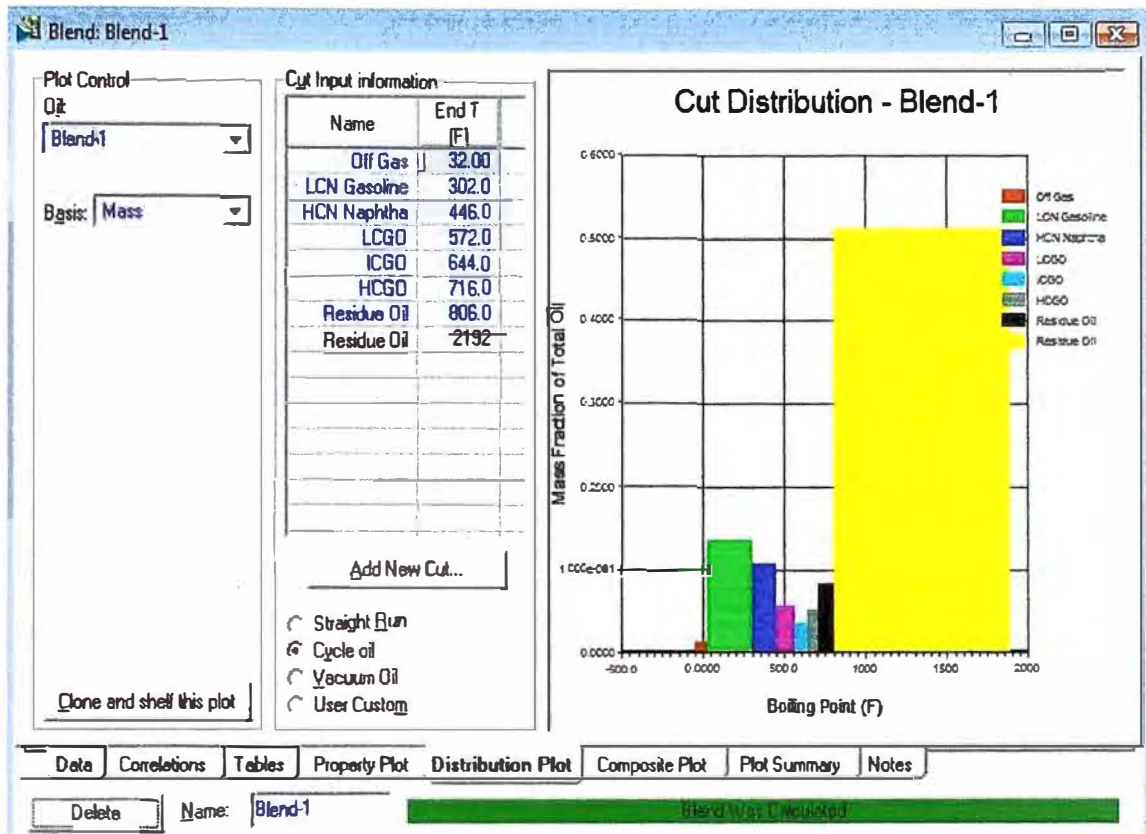
**Carga a Flexicoking**

Worksheet	Stream Name	Carga a Flexicoking	Vapour Phase	LiquidPhase
Conditions	Molecular Weight	191.27	88.544	706.37
Properties	Molar Density [kgmol/m <sup>3</sup> ]	6.6288e-002	4.1737e-002	1.1918
	Mass Density [lb/ft <sup>3</sup> ]	0.7964	0.23070	52.555
Composition	Act. Volume Flow [m <sup>3</sup> /h]	1.2460	1.2306	6.1885
K Value	Mass Enthalpy [Btu/lb]	-644.30	-557.38	-82.18
	Mass Enthalpy [Btu/lb-F]	0.80617	0.78123	0.88399
User Variables	Heat Capacity [Btu/lbmole-F]	131.60	57.215	490.56
Notes	Mass Heat Capacity [kcal/kg-C]	0.60849	0.64661	0.69494
	Lower Heating Value [kJ/kgole]	<empty>	<empty>	<empty>
Cost Parameters	Mass Lower Heating Value [Btu/lb]	<empty>	<empty>	<empty>
	Phase Fraction [Vol Basis]	0.33755	0.33755	2.7560e-002
	Phase Fraction [Mass Basis]	0.28785	0.28785	3.2876e-002
	Partial Pressure of CO <sub>2</sub> [psig]	-14.696	<empty>	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0.00000	0.00000	0.00000

Property Correlation Controls

Worksheet Attachments Dynamics







## ADJUNTO 2 – Anexo 2

### Gases Ligeros que se Obtiene en el Reactor

#### Condiciones de los Gases

**Ligeros Destilados**

Worksheet	Stream Name	Ligeros Destilados
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.00000
Properties	Temperature [F]	975.00
Composition	Pressure [psig]	11.000
K Value	Molar Flow [lbmole/hr]	1616.1
User Variables	Mass Flow [klb/hr]	233.04
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	132.85
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.854e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	160.58
	Heat Flow [Btu/hr]	-5.4574e+07
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	132.84
	Fluid Package	PR

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream... ← →

## Propiedades de los Gases

→ Ligeros Destilados

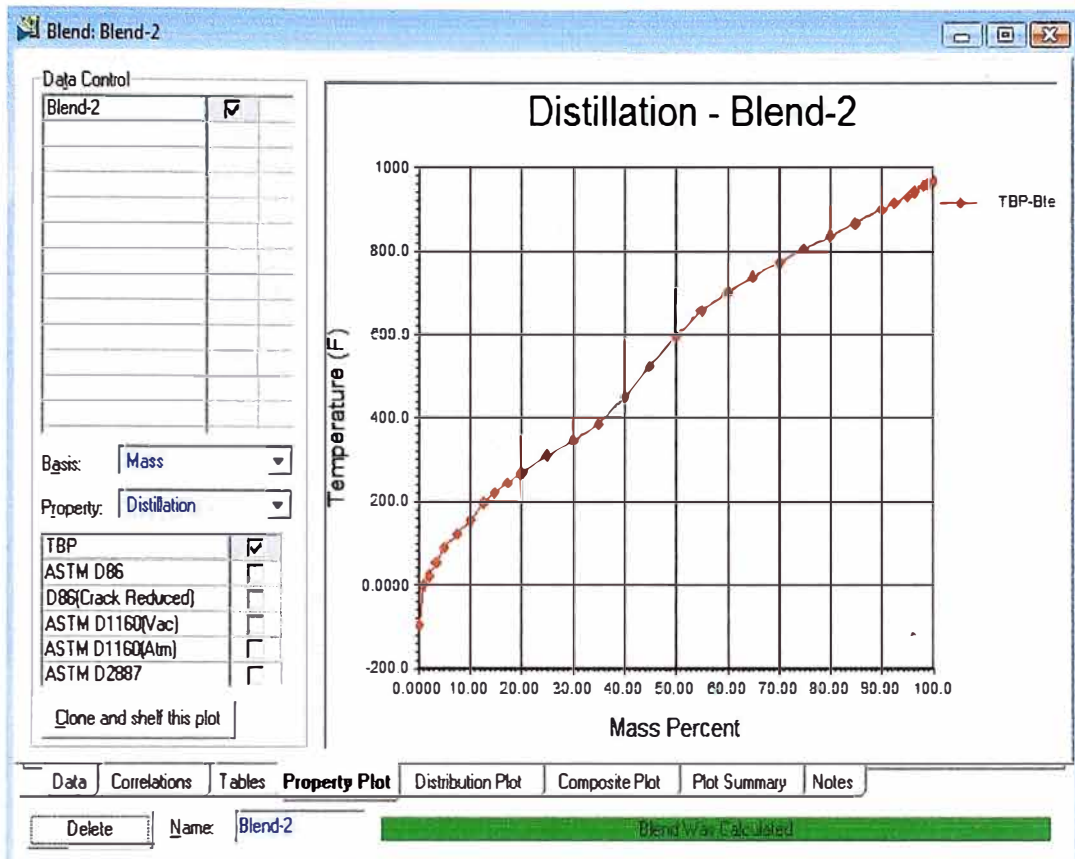
Worksheet	Stream Name	Ligeros Destilado	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	144.20	144.20
<b>Properties</b>	Molar Density [kgmole/m3]	2.7189e-002	2.7189e-002
	Mass Density [lb/ft3]	0.24475	0.24475
Composition	Act. Volume Flow [m3/h]	26962	26962
K Value	Mass Enthalpy [Btu/lb]	-234.18	-234.18
User Variables	Mass Entropy [Btu/lb-F]	1.1136	1.1136
Notes	Heat Capacity [Btu/lbmole-F]	116.92	116.92
	Mass Heat Capacity [kcal/kg-C]	0.81141	0.81141
Cost Parameters	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
	Mass Lower Heating Value [Btu/lb]	<empty>	<empty>
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.0000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4.9407e-324	1.0000
	Partial Pressure of CO2 [psia]	.14 696	<empty>

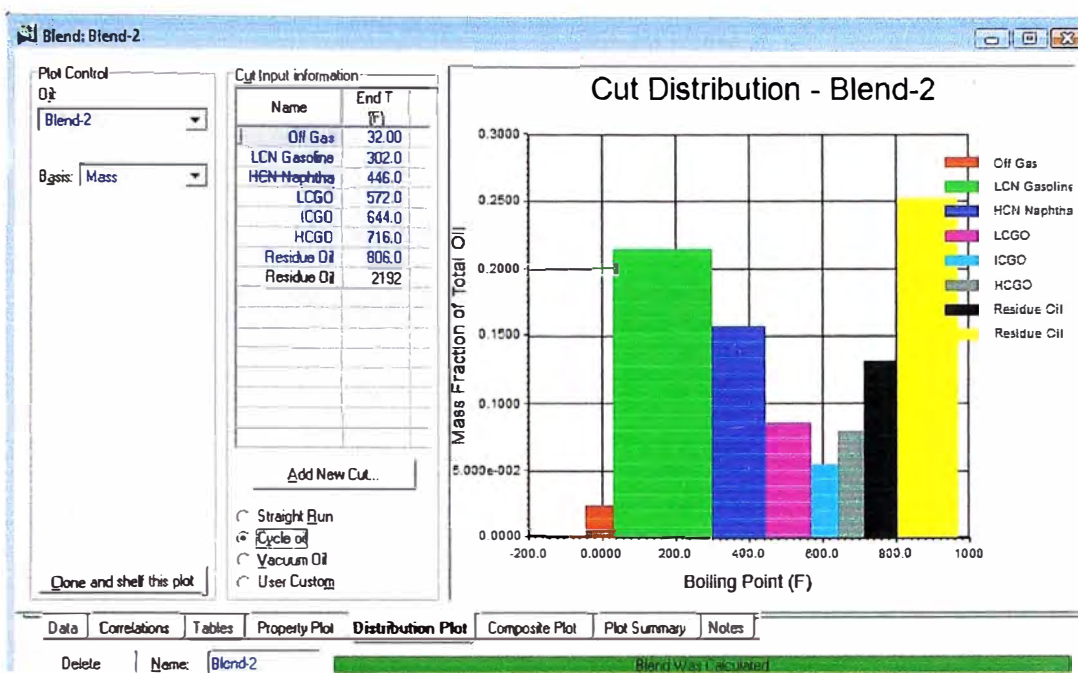
Property Correlation Controls

Worksheet Attachments Dynamics

Ok

Delete Define from Other Stream... ← →





## ADJUNTO 3 del Anexo 2

## Flexigas

## Composición del Flexigas

The screenshot shows the 'Flexigas Heater' software window. On the left is a sidebar with menu items: 'Worksheet' (selected), 'Conditions', 'Properties', 'Composition', 'K Value', 'User Variables', 'Notes', and 'Cost Parameters'. The main area displays a table of 'Mole Fractions' for various components. Below the table, the total mole fraction is shown as 1.00000. At the bottom, there are three buttons: 'Edit...', 'Edit Properties...', and 'Basjs...'. The bottom of the window has three tabs: 'Worksheet', 'Attachments', and 'Dynamics'.

	Mole Fractions
Ethane	0.000000
CO	0.238554
CO2	0.062621
Hydrogen	0.000060
H2O	0.167982
H2S	0.029819
Methane	0.007952
Carbon	0.000000
Oxygen	0.000000
Nitrogen	0.487048
COS	0.005964
AcryloNitril	0.000000

Total 1.00000

Edit... Edit Properties... Basjs...

Worksheet Attachments Dynamics

## a) Heater

Flexigas Heater

Stream Name	Flexigas Heater	Vapour Phase
Molecular Weight	27.610	27.610
Molar Density [kgmole/m <sup>3</sup> ]	3.2033e-002	3.2033e-002
Mass Density [kg/m <sup>3</sup> ]	0.88443	0.88443
Act. Volume Flow [m <sup>3</sup> /h]	3.4003e+005	3.4003e+005
Mass Enthalpy [Btu/lb]	-1146.9	-1146.9
Mass Entropy [Btu/lb-F]	1.6327	1.6327
Heat Capacity [Btu/lbmole-F]	8.5058	8.5058
Mass Heat Capacity [kcal/kg-C]	0.30828	0.30828
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
Mass Lower Heating Value [Btu/lb]	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.0000
Phase Fraction [Mass Basis]	4.9407e-324	1.0000
Partial Pressure of CO <sub>2</sub> [psig]	-12.523	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0.00000	0.00000
Act. Gas Flow [ACT_m <sup>3</sup> /h]	<empty>	3.4003e+005

Property Correlation Controls

Worksheet Attachments Dynamics

Delete Define from Other Stream...

Flexigas Heater

Worksheet	Stream Name	Flexigas Heater	Vapour Phase
<b>Conditions</b>	Vapour / Phase Fraction	1.00000	1.00000
Properties	Temperature [F]	1157.0	1157.0
Composition	Pressure [psig]	20.000	20.000
K Value	Molar Flow [lbmole/hr]	24013	24013
User Variables	Mass Flow [klb/hr]	663.00	663.00
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	367.28	367.28
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.365e+004	-7.365e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	45.079	45.079
	Heat Flow [Btu/hr]	-7.6040e+08	-7.6040e+08
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	<empty>
	Fluid Package	Basis-2	

Worksheet Attachments Dynamics

UK

Delete Define from Other Stream... ← →



## b) Gasificador

Flexigas en Gasificador

Worksheet	Stream Name	Flexigas en Gasific	Vapour Phase
<b>Conditions</b>	Vapour / Phase Fraction	1.00000	1.00000
Properties	Temperature [F]	1700.0	1700.0
Composition	Pressure [psig]	25.000	25.000
K Value	Molar Flow [lbmole/hr]	24013	24013
User Variables	Mass Flow [klb/hr]	663.00	663.00
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	367.28	367.28
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.258e+004	-6.258e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	47.347	47.347
	Heat Flow [Btu/hr]	-6.4607e+08	-6.4607e+08
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	<empty>
	Fluid Package	Basis-2	

Worksheet Attachments Dynamics

Delete Define from Other Stream...



Flexigas en Gasificador

Worksheet	Stream Name	Flexigas en Gasif	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	27.610	27.610
Properties	Molar Density [kgmole/m <sup>3</sup> ]	2.7434e-002	2.7434e-002
	Mass Density [kg/m <sup>3</sup> ]	0.75745	0.75745
Composition	Act. Volume Flow [m <sup>3</sup> /h]	3.9703e+005	3.9703e+005
	Mass Enthalpy [Btu/lb]	-974.45	-974.45
K Value	Mass Entropy [Btu/lb-F]	1.7148	1.7148
User Variables	Heat Capacity [Btu/lbmole-F]	9.0123	9.0123
	Mass Heat Capacity [kcal/kg-C]	0.32663	0.32663
Notes	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
	Mass Lower Heating Value [Btu/lb]	<empty>	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.0000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4.9407e-324	1.0000
	Partial Pressure of CO <sub>2</sub> [psig]	-12.210	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0.00000	0.00000
	Act. Gas Flow [ACT_m <sup>3</sup> /h]	<empty>	3.9703e+005
	Avn Lin Density [kgmole/m <sup>3</sup> ]	29.656	29.656

Property Correlation Controls

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream... ← →

## ADJUNTO 4 – Anexo 2

### Columna Principal Simplificada de la Unidad de Flexicoking

#### Columna

The screenshot shows a software window titled "Column: Atmos Tower / COLI Fluid Pkg: Basis-1 / PengRobinson". The interface is divided into several sections:

- Flowsheet**: A sidebar on the left with options for Setup, Variables, Internal Streams, and Mapping.
- Inlet Streams**: A table with columns for Internal Stream, External Stream, Transfer Basis, and Split.
 

Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Split
BottomSteam	BottomSteam	T-P Flash	<input type="checkbox"/>
TowerFeed	TowerFeed	T-P Flash	<input type="checkbox"/>
TrimDuty	TrimDuty	None Req'd	<input type="checkbox"/>
KeroSS_Energy	<< Stream >>	None Req'd	<input type="checkbox"/>
DieselSteam	DieselSteam	T-P Flash	<input type="checkbox"/>
AGOSteam	AGOSteam	T-P Flash	<input type="checkbox"/>
" New "	<< Stream >>		
- Outlet Streams**: A table with columns for Internal Stream, External Stream, and Transfer Basis.
 

Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
Residue	Residue	T-P Flash
CondDuty	CondDuty	None Req'd
Naphtha	Naphtha	T-P Flash
OffGas	OffGas	T-P Flash
WasteH2O	WasteH2O	T-P Flash
Kerosene	Kerosene	T-P Flash
Diesel	Diesel	T-P Flash
AGO	AGO	T-P Flash
PA_1_O	<< Stream >>	None Req'd
PA_2_O	<< Stream >>	None Req'd
PA_3_O	<< Stream >>	None Req'd
" New "	<< Stream >>	
- Flowsheet Topology**: A table showing stages for different streams.
 

Stream	Stages
Main IS	29
KeroSS	3
DieselSS	3
AGOSS	3
Condenser	1
Reboiler	1

At the bottom, there is a navigation bar with tabs: Design, Parameters, Side Ops, Rating, Worksheet, Performance, **Flowsheet**, Reactions, and Dynamics. Below the tabs are buttons for Delete, Column Environment..., Run, and Recal. A green bar indicates the simulation status as "Converged". On the right, there are checkboxes for "Update Outlets" (checked) and "Ignored".





## ANEXO 3

## Selección de Material-Refractario-Espesores

## ADJUNTO 1 - Anexo 3

## Propiedades para Seleccionar el Material

## APPENDIX H

## MATERIAL SELECTION GUIDE

Design Temperature, °F		Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA 240 304, 304L, 347, 316, 316L	SA 312 304, 304L, 347, 316, 316L	SA 182 304, 304L, 347, 316, 316L	SA-400-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-B
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-B	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -70	3½ nickel	SA-203-D	SA-333-C	SA-380 LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-C
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A		SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-G			
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6			
5 to 32	SA-285-C						
Intermediate	33 to 60 61 to 775		SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-D7 with SA-194-2H
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1	SA-193-B8 with SA-194-B
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1-½Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
	1001 to 1100	2½Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-440	SB-300		

## ADJUNTO 2 - Anexo 3

### Refractario - Lining Seleccionado



#### ABLE 1-6

ABLE 1-6 is a blend of lime cement and vermiculite aggregate. Its outstanding feature is its very low thermal conductivity. It provides excellent insulation as back-up material for refractory brick or heavy weight castables.

Maximum Recommended Use Limit ..... 2000°F

Bulk Density after drying lb./ft.<sup>3</sup> ..... 36

<u>TEST TEMPERATURE</u>	<u>DENSITY LBS./CU.FT.</u>	<u>COLD CRUSH PSI</u>	<u>LINEAR CHANGE %</u>
230°F	36	75-125	0.3 to -0.6
1500°F	32	50-100	-0.7 to -2.5

<u>CHEMICAL ANALYSIS</u>		<u>THERMAL CONDUCTIVITY</u>	
		BTU/SQ.FT./HR./IN. <sup>2</sup> /°F	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	35.8	Mean Temp.	"K"
SiO <sub>2</sub>	18.6	500°F	3.51
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7.5	1000°F	1.1
TiO <sub>2</sub>	0.7	1500°F	1.3
CaO	23.1		
MgO	8.1		
Alkalies	4.2		
Ign. Loss	2.0		

Water required for mixing (by weight) 80-90%  
 Material required per cubic foot 37 lbs



## ABLE INSULCAST 23 LW

ABLE Insulcast 23 LW is an insulating refractory castable for use up to 2300°F. It is a hydraulic setting castable which can be used as a back-up lining for a dense refractory as it has low thermal conductivity, or it can be used as an exposed lining where conditions are not severe.

Maximum Recommended Use Limit ..... 2300°F  
 Melting Point ..... 2465°F

<u>TEST TEMPERATURE</u>	<u>DENSITY LBS./CU.FT.</u>	<u>MODULUS OF RUPTURE, PSI</u>	<u>COLD CRUSH PSI</u>	<u>LINEAR CHANGE %</u>
200°F	58	140-230	550	0
1000°F	56	110-190		-0.2 to -0.4
1500°F	53	100-170	460-600	-0.3 to -0.5
2000°F	51	105-180		-0.3 to -0.6

### CHEMICAL ANALYSIS

Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	41.45
SiO <sub>2</sub>	38.28
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.13
FeO	1.08
TiO <sub>2</sub>	1.22
CaO	13.62
MgO	0.41
Alkalies	0.88
Ign. Loss	0.93

### THERMAL CONDUCTIVITY BTU/SQ.FT./HR./IN./°F

Mean Temp. "K"	
400°F	1.62
800°F	1.69
1200°F	1.79
1600°F	2.06
2000°F	2.54

Water required for mixing (by weight) 44-54%  
 Quarts of water per 40/lb. bags 9-11  
 Material required per cubic foot. 52-58

Packaged in 40 lb. bags. 54 bags per pallet - (2160 lbs.)

Como referencia tenemos la página Web:  
<http://www.ablerefrefractory.com/products%20insulcast.html>



## ADJUNTO 3 - Anexo 3

### Selección de Material: SA-515-GRADO 70. Línea 28

TABLE 1A (CONT'D)  
SECTION I, SECTION II, CLASS 2 AND 3,\* AND SECTION VIII, DIVISION 1  
MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES S FOR FERROUS MATERIALS  
(\*See Maximum Temperature Limits for Restrictions on Class)

Line No.	Nominal Composition	Product Form	Spec. No.	Type/Grade	Alloy Desig./ UNS	Class/ Cond./ Temper	Size/ Thickness, in.	P-No.	Group No.
1	C - Si	Castings	SA-352	LCB	J03003	...	...	1	1
2	C - Si	Plate	SA-515	65	K02800	...	...	1	1
3	C - Si	Plate	SA-515	65	K02800	...	...	1	1
4	C - Mn - Si	Plate	SA-516	65	K02403	...	...	1	1
5	C - Si	Wld. pipe	SA-671	CB65	K02800	...	...	1	1
6	C - Mn - Si	Wld. pipe	SA-671	CC65	K02403	...	...	1	1
7	C - Si	Wld. pipe	SA-672	B65	K02800	...	...	1	1
8	C - Mn - Si	Wld. pipe	SA-672	C65	K02403	...	...	1	1
9	C - Mn	Sheet	SA-414	E	K02704	...	...	1	1
10	C - Mn - Si	Plate	SA-662	B	K02203	...	...	1	1
11	C - Mn - Si	Plate	SA-537	...	K12437	1	2 1/4 < t ≤ 4	1	2
12	C - Mn - Si	Wld. pipe	SA-691	CMSII-70	K12437	...	2 1/4 < t ≤ 4	1	2
13	C - Si	Forgings	SA-266	2	K03506	...	...	1	2
14	C - Mn	Plate	SA-455	...	K03300	...	0.58 < t ≤ 3/4	1	2
15	C	Bar	SA-675	70	...	...	...	1	2
16	C - Si	Forgings	SA-105	...	K03504	...	...	1	2
17	C - Si	Forgings	SA-181	...	K03502	70	...	1	2
18	C - Si	Castings	SA-216	WCB	J03002	...	...	1	2
19	C - Si	Forgings	SA-266	2	K03506	...	...	1	2
20	C - Mn - Si	Forgings	SA-266	4	K03017	...	...	1	2
21	C - Mn - Si	Forgings	SA-350	LF2	K03011	...	...	1	2
22	C - Si	Forgings	SA-508	1	K13502	...	...	1	2
23	C - Mn - Si	Forgings	SA-508	1A	K13502	...	...	1	2
24	C - Si	Forgings	SA-541	1	K03506	...	...	1	2
25	C - Mn - Si	Forgings	SA-541	1A	K03506	...	...	1	2
26	C - Si	Cast. pipe	SA-660	WCB	J03003	...	...	1	2
27	C - Mn - Si	Forgings	SA-765	II	K03047	...	...	1	2
28	C - Si	Plate	SA-515	70	K03101	...	...	1	2
29	C - Mn - Si	Plate	SA-516	70	K02700	...	...	1	2
30	C - Si	Wld. pipe	SA-671	CB70	K03101	...	...	1	2
31	C - Mn - Si	Wld. pipe	SA-671	CC70	K02700	...	...	1	2
32	C - Si	Wld. pipe	SA-672	B70	K03101	...	...	1	2
33	C - Mn - Si	Wld. pipe	SA-672	C70	K02700	...	...	1	2
34	C - Si	Smls. pipe	SA-106	C	K03501	...	...	1	2
35	C - Mn - Si	Wld. tube	SA-178	D	...	...	...	1	2
36	C - Mn - Si	Wld. tube	SA-178	D	...	...	...	1	2
37	C - Mn - Si	Smls. tube	SA-210	C	K03501	...	...	1	2
38	C - Mn - Si	Castings	SA-216	WCC	J02503	...	...	1	2



TABLE 1A (CONT'D)  
SECTION I; SECTION III, CLASS 2 AND 3;\* AND SECTION VIII, DIVISION I  
MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES S FOR FERROUS MATERIALS  
(\*See Maximum Temperature Limits for Restrictions on Class)

Line No.	Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temperature, °F, Not Exceeding													
	-20 to 100	150	200	250	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900
1	16.3	16.3	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	...	...	...	...
2	16.3	16.3	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	13.9	11.4	8.7	5.9
3	16.2	...	16.2	...	16.2	16.2	16.2	16.2	16.2	15.5	...	...	...	...
4	16.3	16.3	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	13.9	11.4	8.7	5.9
5	16.3	...	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	...	...	...	...
6	16.3	...	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	...	...	...	...
7	16.3	...	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	...	...	...	...
8	16.3	...	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	...	...	...	...
9	16.3	16.3	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	15.5	13.9	11.4	8.7	5.9
10	16.3	16.3	16.3	...	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	16.1	...	...	...	...
11	16.3	...	16.3	...	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	...	...	...	...
12	16.3	...	16.3	...	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	...	...	...	...
13	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
14	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	...	...	...	...	...
15	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
16	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
17	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
18	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
19	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
20	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
21	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
22	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
23	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
24	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
25	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
26	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
27	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	...	...	...	...	...
28	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
29	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
30	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	...	...	...	...
31	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	...	...	...	...
32	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	...	...	...	...
33	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	...	...	...	...
34	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
35	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
36	14.9	...	14.9	...	14.9	14.9	14.9	14.9	14.9	14.1	12.6	10.2	9.3	6.7
37	17.5	...	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7
38	17.5	17.5	17.5	...	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.7

## Adjunto 4 - Anexo 3

### Formulas para el Diseño de Recipientes Bajo Presión Interna

TABLE 18.4. Formulas for Design of Vessels under Internal Pressure\*

Item	Thickness $t$ (in.)	Pressure $p$ (psi)	Stress $S$ (psi)	Notes
Cylindrical shell	$\frac{PR}{SE - 0.6P}$	$\frac{SEt}{R + 0.6t}$	$\frac{P(R + 0.6t)}{t}$	$t \leq 0.25D, P \leq 0.385SE$
Flat flanged head (a)	$D\sqrt{0.3P/S}$	$t^2 S / 0.3D^2$	$0.3D^2 P / t^2$	
Torospherical head (b)	$\frac{0.885PL}{SE - 0.1P}$	$\frac{SEt}{0.885L + 0.1t}$	$\frac{P(0.885L + 0.1t)}{t}$	$r/L \leq 0.06, t \leq D + 2t$
Torospherical head (b)	$\frac{PLM}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{LM + 0.2t}$	$\frac{P(LM + 0.2t)}{2t}$	$M = \frac{3 + (L/r)^{1/2}}{4}$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PD}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{D + 0.2t}$	$\frac{P(D + 0.2t)}{2t}$	$h/D = 4$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PDK}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{DK + 0.2t}$	$\frac{P(DK + 0.2t)}{2Et}$	$K = (2 + (D/2h)^2)^{1/2}, 2 \leq h \leq 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{R + 0.2t}$	$\frac{P(R + 0.2t)}{2t}$	$t \leq 0.178D, P \leq 0.685SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE - 0.6P) \cos \alpha}$	$\frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$	$\frac{P(D + 1.2t \cos \alpha)}{2t \cos \alpha}$	$\alpha \leq 30^\circ$

\* Nomenclature:  $D$  = diameter (in.),  $E$  = joint efficiency (0.6–1.0),  $L$  = crown radius (in.),  $P$  = pressure (psig),  $h$  = inside depth of ellipsoidal head (in.),  $r$  = knuckle radius (in.),  $R$  = radius (in.),  $S$  = allowable stress (psi),  $t$  = shell or head thickness (in.).

Note: Letters in parentheses in the first column refer to Figure 18.16.

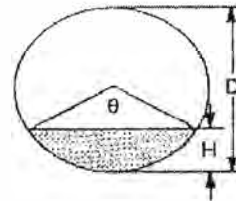
## ADJUNTO 5 – Anexo 3

### Formulas Utilizadas

TABLE 18.6. Heads and Horizontal Cylinders: Formulas for Partially Filled Volumes and Other Data

**Nomenclature**

- $D$  = diameter of cylinder  
 $H$  = depth of liquid  
 $S$  = surface of head  
 $V_0$  = volume of full head  
 $\theta$  = angle subtended by liquid level or angle of cone



**Cylinder**

$$\theta = 2 \arccos(1 - 2H/D)$$

$$\theta(\text{rad}) = \theta^\circ/57.3$$

$$V/V_0 = (1/2\pi)(\theta - \sin \theta)$$

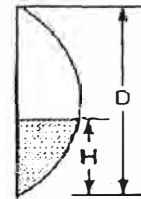
**Hemispherical head**

$$S = 1.571D^2$$

$$V = (\pi/3)H^2(1.5D - H)$$

$$V_0 = (\pi/12)D^3$$

$$V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$$



**Ellipsoidal head ( $h = D/4$ )**

$$S = 1.09D^2$$

$$V_0 = 0.1309D^3$$

$$V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$$

**Torispherical ( $L = D$ )**

$$S = 0.842D^2$$

$$V_0 = 0.0778D^3$$

$$V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$$

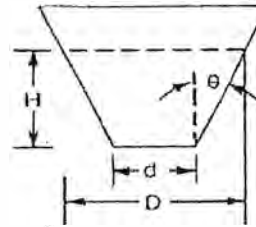
**Conical**

$$H = [(D - d)/2] \tan \theta$$

$$= \begin{cases} 0.5(D - d), & \theta = 45^\circ \\ 0.2887(D - d), & \theta = 30^\circ \end{cases}$$

$$S = 0.785(D + d)\sqrt{4H^2 + (D - d)^2}, \text{ curved surface}$$

$$V = 0.262H(D^2 + Dd + d^2)$$



## ADJUNTO 6 – Anexo 3

### Espesor de Corrosión

#### General Specification GS-500 “Thickness and Corrosion Allowance” de PETROPERU

##### 4.1 Thickness and Corrosion Allowance

- 4.1.1 The minimum thickness for Shell and heads including a corrosion allowance shall be the following:

Vessel Diameter Millimetres	Minimum Thickness Millimetres
Up to 1500	6
1501 to 2100	8
2101 to 3600	10
Over 3600	11

The following minimum corrosion allowance shall be provided:

- a) For carbon steel and low alloy vessels 3 mm minimum.
  - b) For 13% Cr, 18, 8% Cr- Ni and Monel solid vessels – 1.25 mm minimum.
- 4.1.2 If clad plate or strip lining is specified, credit shall not be taken of the cladding or lining for strength calculations unless indicated otherwise on vessel drawings. The minimum thickness of cladding or lining shall be considered as corrosion allowance only.

## ANEXO 4

## ESTIMADO DE COSTOS

## ADJUNTO 1 - Anexo 4

## Factor de Capacidad

(1) Factor "m" de las unidades de proceso: Craqueo térmico 0.7.

**TABLE 2-5 Capacity Factors (*m*) for Process Units**

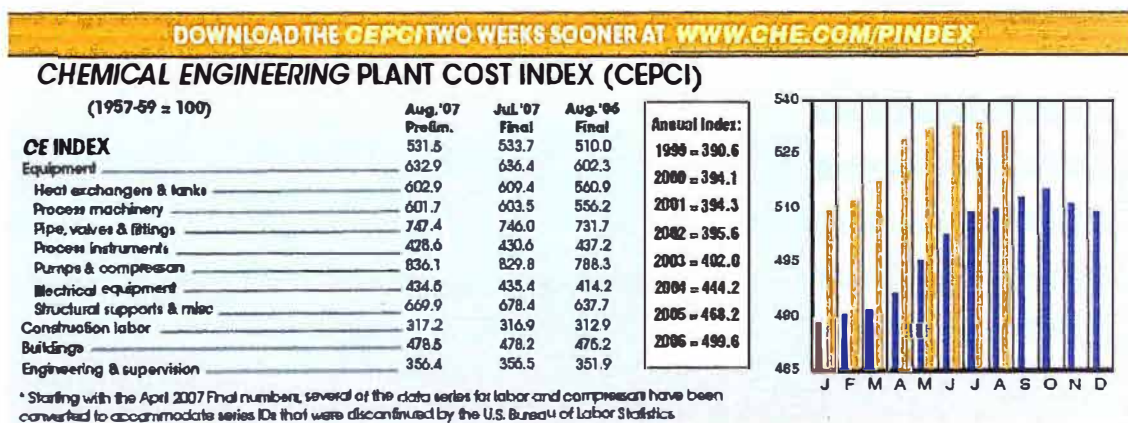
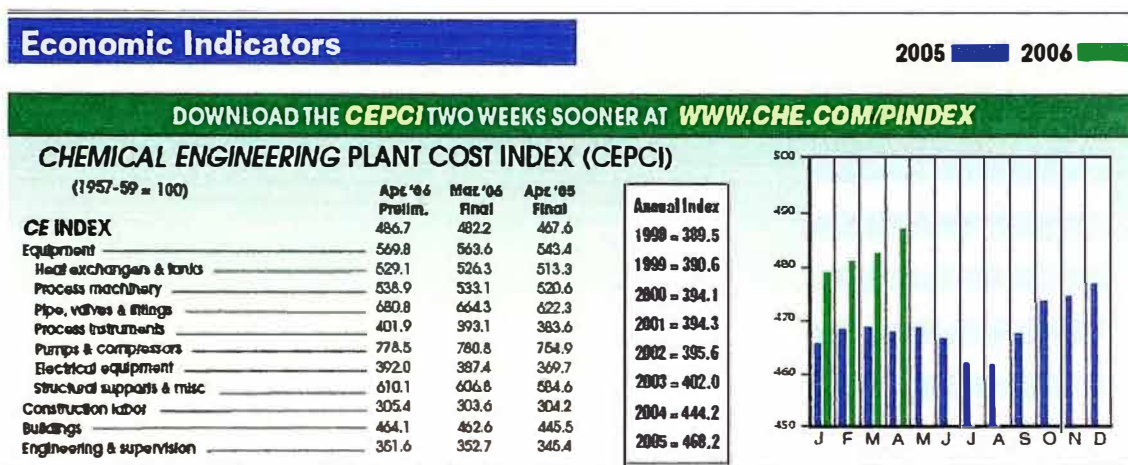
Product	Factor
Acrylonitrile	0.60
Butadiene	0.68
Chlorine	0.45
Ethanol	0.73
Ethylene oxide	0.78
Hydrochloric acid	0.68
Hydrogen peroxide	0.75
Methanol	0.60
Nitric acid	0.60
Phenol	0.75
Polymerization	0.58
Polypropylene	0.70
Polyvinyl chloride	0.60
Sulfuric acid	0.65
Styrene	0.60
Thermal cracking	0.70
Urea	0.70
Vinyl acetate	0.65
Vinyl chloride	0.80

(Source: Guthrie [13].)

## ADJUNTO 2 - Anexo 4

### Índices Económicos

(2) Índices utilizados para el Método de los Índices de Costos para la Unidad de Flexicoking



## Economic Indicators

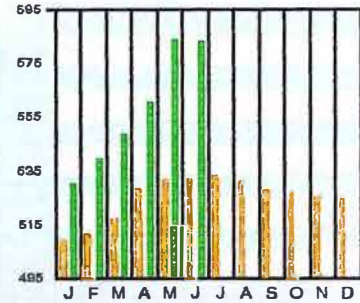
 2008 ■ 2007 ■

 DOWNLOAD THE CEPCI TWO WEEKS SOONER AT [WWW.CHE.COM/PCI](http://WWW.CHE.COM/PCI)

### CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957-59 = 100)

	Jun. '08 Prelim.	May '08 Final	Jun. '07 Final	Annual Index:
<b>CE INDEX</b>				<b>2000 = 394.1</b>
Equipment	710.3	710.3	636.3	<b>2001 = 394.3</b>
Heat exchangers & tanks	712.3	712.4	607.8	<b>2002 = 395.6</b>
Process machinery	644.2	644.3	604.7	<b>2003 = 402.0</b>
Pipe, valves & fittings	836.6	836.6	740.8	<b>2004 = 444.2</b>
Process instruments	446.6	446.6	433.7	<b>2005 = 468.2</b>
Pumps & compressors	862.1	862.1	830.0	<b>2006 = 499.6</b>
Electrical equipment	453.8	453.8	433.3	<b>2007 = 525.4</b>
Structural supports & misc	770.6	770.6	678.8	
Construction labor	319.1	319.7	316.2	
Buildings	504.6	504.8	479.2	
Engineering & supervision	353.1	353.7	356.8	



Starting with the April 2007 Final numbers, several of the data series for labor and compressors have been converted to accommodate series IDs that were discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics.

## ANEXO 5

### Experiencia Comercial y Proyectos en Procesos de Conversión de Fondos

(a) Experiencia de Unidades de Conversión de Fondos.

TECNOLOGIAS Y/O PROCESOS DE NUEVAS UNIDADES DE CONVERSION DE FONDOS EVALUADOS

COMPAÑIA LICENCIATARIA	N° UNIDADES COMERCIALES POR AÑO (1)							TOTAL	DETALLES Y JUSTIFICACION	
	PROCESO	Ant.	2002	2003	2004	2005	2006			estudio ó diseño
<b>CONOCO-PHILLIPS</b>										
Delayed Coking	-	-	-	-	-	-	-	-	46	- Conoco es propietario de 17 unidades(sus refinarias). - Tiene 29 licencias. - Información enviada por la empresa Conoco-Phillips.
<b>UOP</b>										
SYDEC (Selective Yield Delayed Coking)	-	-	-	-	-	-	-	-	50	- Licenciada by FOSTER WHEELER USA Corporation (FWUSA) pero UOP tiene los derechos exclusivos de la comercialización. - Foster Wheeler USA ha licenciado más de 50 plants. - Referencias de folleto de UOP en internet y bibliografía de WORLDWIDE REFINERY - Second Quarter - 2000.
Visbreaking	-	-	-	-	-	-	-	-	50	- Más de 50 unidades licenciadas. - Bibliografía de referencia WORLDWIDE REFINERY PROCESSING REVIEW - Second Quarter 2005.
<b>EXXONMOBIL</b>										
Fluid Coking	-	-	-	-	-	-	-	-	13	- Bibliografía de referencia WORLDWIDE REFINERY
Fluid Coking y Gasificador (Flexicoking)	-	-	-	-	-	-	-	-	5	PROCESSING REVIEW - Second Quarter 2000.
									18	
<b>ABB Lummus Global</b>										
Delayed Coking	-	-	-	-	-	-	-	-	50	- Bibliografía de referencia WORLDWIDE REFINERY PROCESSING REVIEW - Second Quarter - 2000 - ABB Lummus ya no dispone de esta tecnología.
<b>KELLOGG-BROWN &amp; ROOT</b>										
Delayed Coking	-	-	-	-	-	-	-	-	35	- Más de 35 licencias. - Bibliografía de referencia WORLDWIDE REFINERY PROCESSING REVIEW - Second Quarter - 2000. - No se tiene referencias actuales de esta compañía.
Visbreaking	-	-	-	-	-	-	-	-	50	- Más de 50 unidades licenciadas. - Bibliografía de referencia WORLDWIDE REFINERY PROCESSING REVIEW - Second Quarter 2005.

TECNOLOGIAS Y/O PROCESOS DE NUEVAS UNIDADES DE CONVERSION DE FONDOS EVALUADOS

COMPAÑIA LICENCIATARIA	N° UNIDADES COMERCIALES POR AÑO (1)							TOTAL	DETALLES Y JUSTIFICACION	
	PROCESO	Ant.	2002	2003	2004	2005	2006			estudio ó diseño
<b>Chevron Lummus Global</b>										
LC-FINING (Hidrocrqueo de fondos)	2	0	1	0	0	0	0	3	6	- Capacidades de 23 - 79 Kbpd. - Procesa carga de fondos de vacío. - Referencia de la empresa Chevron Lummus Global.
<b>AXENS</b>										
H-OIL (Hidrocrqueo de fondos)	3	0	0	1	0	0	0	3	7	- Unidad con un porcentaje de conversión que varía de 25 - 75 %, procesa cargas como de Residual de Vacío Residual Atmosférico y de capacidades de 18,5-50 Kbpd. - Hay en total 10 unidades H-OIL. - No es un proceso que recomienda Axens para nuestra configuración por ser de baja conversión. - Referencia de la empresa AXENS.
Tervahl T,H,C (Visbreaking)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
<b>Shell Global Solutions</b>										
Shell Soaker Visbreaking	-	-	-	-	-	-	-	-	86	- Hasta el año 2002, 86 unidades construidas o están bajo
Shell Deep Thermal Conversion	-	-	-	-	-	-	-	-	4	- Hasta el año 2002, 4 unidades han sido licenciadas
Shell Thermal Gasoil Process	-	-	-	-	-	-	-	-	13	- Hasta el año 2002, 13 unidades construidas o están bajo construcción. - Bibliografía de referencia WORLDWIDE REFINERY PROCESSING REVIEW - Second Quarter 2005.



(b) Recientes Modernizaciones o Ampliaciones en Principales Refinerías en las cuales Intervienen los Procesos de Conversión de Fondos.

Compañía y Ubicación	Proyecto	Capacidad b/d	Status	Culminación esperada	Contratista y tipo de contrato	Notas del proyecto
<b>BIELORUSIA</b>						
JSC Naftan - Novopolotsk	Delayed coker	20,000	Ingeniería	--	Foster Wheeler-Engr./Contr./PDLic	Nuevo
<b>BRASIL</b>						
Petrobras - Sao Jose dos Campos, SP	Delayed coker	140,000	En construcción	Marzo 2009	Toyo Engineering - Contr.	Nuevo
Refinería - Araucaria, Parana	Delayed coker	30,157	Planificación	2009	ConocoPhillips - Lic.	Nuevo
<b>CANADA</b>						
Fl. McMurray, Alta	Delayed coker	124,300	Ingeniería	2007	ABB Lummus Global - PD/Lic.	Nuevo
Petro-Canada - Montreal, Que.	Delayed coker	25,000	Ingeniería	Diciembre 2009	Bantrel - ENGR.	Nuevo Aprox. \$ 1 billón
Suncor Energy Inc. - Ft.	Delayed coker	275,000	Planificación	2010	ConocoPhillips - Lic.	Nuevo
<b>CHILE</b>						
Empresa Nacional de Petróleo - Concon	Delayed coker	20,000	En construcción	2008	Foster Wheeler-Engr./Contr./PDLic.Constr.	Nuevo \$ 300 millones
Enercon - Concon	Delayed coker	20,000	En construcción	2008	Foster Wheeler - Engr./Contr./PDD/PE/CS/Lic.	Nuevo
<b>INDIA</b>						
Indian Oil Corp. Ltd. - Gujarat	Delayed coker	3.7	Ingeniería	--	Foster Wheeler - Engr./Lic. Jacobs Engineering - Engr./PE/CM	Nuevo
Reliance Industries Ltd. - Jamnagar	Delayed coker	--	Ingeniería	2008	Foster Wheeler - Engr./PE/Lic.	
<b>RUSIA</b>						
CJSC Refinería Nizhnekamsk-Tatarstan	Delayed coker	--	Ingeniería	--	Foster Wheeler-Engr./Contr./PD/Constr.	Nuevo
<b>ARABIA SAUDITA</b>						
Aramco Services Co. - Jubail	Delayed coker	--	Planificación	--	Foster Wheeler - PD	Nuevo. JV Total France
<b>ESPAÑA</b>						
BP PLC - Castellon de la Plana	Delayed coker	20,000	En construcción	2008	Foster Wheeler - Engr./Contr./PDD/PE/CS/Lic.	Nuevo
Petroron - Vizcaya	Delayed coker	36,000	Ingeniería	2010	Foster Wheeler - Engr./Contr./PDD/PE/CS/CM/Lic.	Nuevo
<b>ESTADOS UNIDOS</b>						
Cenex Harvest States - Laurel, Mont.	Delayed coker	--	Ingeniería	2008		Nuevo \$ 325 millones
Flint Hills Resources LP - Corpus Christie, Tex.	Delayed coker	2,000	Ingeniería	2007	Foster Wheeler - DD/PE	Expansión
Rosemount, Minn.	Delayed coker	--	Ingeniería	--	Foster Wheeler - PD/PE	Expansión
Marathon Petroleum Co. LLC - Garyville, La.	Delayed coker	44,000	En construcción	Agosto 2009	Fluor-Engr./DD/PE/CS/Lic./PM	Nuevo
Moliva Enterprises LLC - Port Arthur, Tex.	Delayed coker	95,000	Ingeniería	2010	Bechtel-Engr./Contr./DD/PE/CS/PM. ConocoPhillips-Lic.	Nuevo
Tulsa, Okla.	Delayed coker	30,000	Ingeniería	2009	Foster Wheeler - Contr.	Nuevo
<b>GRECIA</b>						
Elefsis	Flexicoking	20,000	Planificación	--	ExxonMobil Research & Eng. Co.-Tech.	Upgrade
<b>ITALIA</b>						
ENI Sannazaro Refinery - Sabbazaro, Pavia	RCSE	15,000	Planificación	--	Kellogg Brown & Root-Lic.	Nuevo
<b>MARRUECOS</b>						
Muhammedia	Visbreaker	--	Ingeniería	2008	Foster Wheeler - Contr.	Expansión
<b>PORTUGAL</b>						
Petrogal SA-Porto	Visbreaking	13,700	Ingeniería	Enero 2011	ABB Lummus- PD	Nuevo
<b>POLONIA</b>						
Grupa Lotos SA - Gdansk	RCSE	45,000	Ingeniería	Febrero 2010	--	Nuevo

Fuente: Worldwide Construction Update  
Oil and Gas Journal/ Nov. 19, 2007.

- (c) Proyectos de refinación que han sido planteados y algunos en ejecución en distintos países de Suramérica ya que las nuevas tendencias afectan a la región.

País	Refinería	Operador	Capacidad	Complejidad	Inversión				
					Tipo	Capacidad	Monto Total	Estado	Año
Ecuador	Jaraminjo	Ministerio de Energía y Minas	300 KBD	Nueva Refinería	Refinería	300,0 KBD	3,600 MMUSD	Planificación	2017
Chile	Aconcagua	ENAP	97,7 KBD	Catcracking (28,5 KBD)	Delayed coker	20,0 KBD	300 MMUSD	En Construcción	2009
Colombia	Cartagena	Ecopetrol	75 KBD	Catcracking (26 KBD)	Destilación	140,0 KBD	1200 MMUSD	Ingeniería	2012
Colombia	Cartagena	Ecopetrol	75 KBD	Catcracking (26 KBD)	Coker	35,0 KBD		Ingeniería	2012
Colombia	Cartagena	Ecopetrol	75 KBD	Catcracking (26 KBD)	Hydro-cracker	40,0 KBD		Ingeniería	2012
Colombia	Barrancabermeja	Ecopetrol	205 KBD	Catcracking (64 KBD)	Coker	70,0 KBD	1800 MMUSD	Ingeniería	2014
Colombia	Barrancabermeja	Ecopetrol	205 KBD	Catcracking (64 KBD)	Hydro-cracker	80,0 KBD		Ingeniería	2014
Bolivia	Santa Cruz	GTL Bolivia SA	-	-	Plata GTL	10,0 KBD	460 MMUSD	Planificación	2012

## ANEXO 6

### Metodología para el Pronóstico de la Demanda de Combustibles

Para el pronóstico de demanda de combustibles se ha identificado las principales variables que puedan explicar, mediante la utilización del método de regresión lineal, la demanda nacional de cada producto en cada uno de los sectores de la economía (Residencia-Comercial-Público, Transporte, Agropecuario, Industria, Minero-Metalúrgico, Pesca) y la sustitución entre los distintos energéticos en cada sector según sus características. En vista que cada combustible es consumido en diversos sectores se ha procurado ampliar el alcance del pronóstico por el tipo de producto. Además la demanda histórica de los combustibles Diesel 2 y Petróleos Industriales (6 y 500) en el sector electricidad, una aproximación de los volúmenes que pueden haber sido sustituidos por el gas natural a lo largo del periodo histórico. De esta manera el pronóstico de cada uno de estos podrá ser susceptible a la sustitución por el Gas Natural prevista para los próximos años.

Para estos pronósticos se emplearon las diversas fuentes como referencia:

- Estadísticas y pronósticos macroeconómicos: Oferta y Demanda Global 1991-2005, Estimaciones y proyecciones de población para el período 1950-2050 (Instituto Nacional de Estadísticas e Informática)
- Estadísticas y pronósticos macroeconómicos: Marco macroeconómico multianual 2006-2008, 2007-2009, 2008-2010 (Ministerio de Economía y Finanzas)
- Estadísticas de la demanda nacional de combustibles: anuarios estadísticos (MEM y DGH)
- Estadísticas desagregada del consumo nacional de combustibles por sectores económicos: balance Nacional de Energía (años 1990 a 2005), Plan referencial de energía al 2015
- Estadísticas históricas anuales de generación eléctrica 1991 – 2005 y pronósticos del sector.
- Estadísticas del parque automotor nacional e importación de vehículos gasolineros y petroleros (Diesel 2) 1993-2005
- Estadísticas Anuales y Mensuales 1990-2005 y pronósticos de los sectores económicos.
- Estudios previos sobre pronóstico de Demanda Nacional de Combustibles y Gas Natural.
- Datos históricos y pronóstico sobre población y consumo.

El pronóstico realizado presenta una serie de limitaciones, entre las principales se encuentran:

- La información referencial de pronóstico es en la mayoría de los casos, para periodos de corto plazo por lo que se ha tenido que establecer para periodos mayores un factor de ajuste de tasas en algunos casos optimistas.

Para efectos de análisis, no se incorpora los volúmenes de venta de Bunkers (PI 6), considerados por la fuente oficial (MEM-DGH), como exportación y ha sido necesario incorporar aritméticamente un volumen de sustitución prevista de GLP por Kerosene para el presente año, a falta de información oficial correspondiente, para tomar en cuenta la reciente evolución de la demanda por este producto.

## ANEXO 7

## Estimado de Capacidad de la Unidad de Flexicoking

MEZCLA DE CRUDOS

TEMPERATURA (°F)		CRUDO NAPO				CRUDO PETROBRAS			
IVT	FVT	% VOL	% PESO	API	Sp-Gr	% VOL	% PESO	API	Sp-Gr
NN	150	2.05	1.51	80.4	0.6678	2.45	2.07	74	0.6886
150	200	3.43	2.56	64.5	0.7219	4.81	3.9	71.2	0.6981
200	300	7.25	5.42	56.7	0.7519	15.25	13.11	55.04	0.7586
300	350	10.01	7.52	47.6	0.7901	21.58	18.94	47	0.7927
350	400	13.47	10.31	40.8	0.8212	26.8	23.9	42.2	0.8146
400	500	21.22	17.34	36.03	0.8446	38.89	35.68	36.3	0.8433
500	550	25.01	20.80	34.9	0.8504	45.16	41.92	33.7	0.8565
550	650	32.72	28.33	30.2	0.8751	58.62	55.46	32	0.8654
650	700	36.71	31.17	27.02	0.8926	64.59	61.61	28.8	0.8827
700	800	43.62	38.91	23.3	0.9141	73.5	70.98	24.9	0.9047
800	900	52.51	47.73	20.1	0.9334	85.86	84.1	23.5	0.9129
900	1050	63.06	58.39	17.1	0.9522	93.74	92.68	19.5	0.9371
1050	+	100	100.00	2	1.0599	100	100	93	1.0050

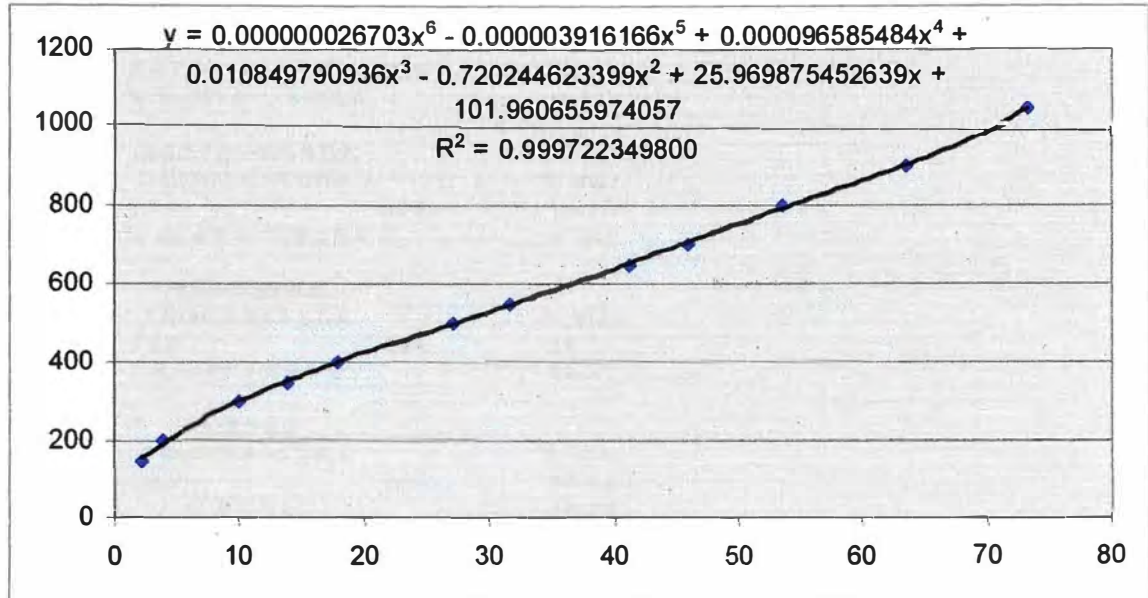
CAPACIDAD (MBPD) 95

CRUDOS	% PORCENT. VOL (MBPD)	API	Sp-Gr	Sp-Gr*VOL
NAPO	0.67	63.65	18.8	0.941450432
PETROBRAS	0.33	31.35	33.2	0.859137826
				59.92332003
				26.93397086
				86.85729088

Cálculo de la Sp-Gr de la mezcla	0.914287272
API de la mezcla	23.3

Cálculo del API de los cortes:

TEMPERATURA (°F)		CRUDO NAPO					CRUDO PETROBRAS				
IVT	FVT	% VOL AC.	% VOL FRAC	VOL	Sp-Gr	Vol*Sp-Gr	% VOL AC.	% VOL FRAC	VOL	Sp-Gr	Vol*Sp-Gr
NN	150	1.51	1.51	0.961115	0.6678	0.64180166	2.45	2.45	0.768075	0.6886	0.52886916
150	200	2.56	1.05	0.668325	0.7219	0.48248973	4.81	2.36	0.73986	0.6981	0.51647849
200	300	5.42	2.86	1.82039	0.7519	1.36867792	15.25	10.44	3.27294	0.7586	2.48269009
300	350	7.52	2.1	1.33665	0.7901	1.05603559	21.58	6.33	1.984455	0.7927	1.57311139
350	400	10.31	2.79	1.775835	0.8212	1.45839032	26.80	5.22	1.63647	0.8146	1.33310596
400	500	17.34	7.03	4.474595	0.8446	3.7793541	38.89	12.09	3.790215	0.8433	3.19615866
500	550	20.80	3.46	2.20229	0.8504	1.87274059	45.16	6.27	1.965645	0.8565	1.68364871
550	650	28.33	7.53	4.792845	0.8751	4.19410988	58.62	13.46	4.21971	0.8654	3.65192028
650	700	31.17	2.84	1.80766	0.8926	1.61357488	64.59	5.97	1.871595	0.8827	1.65209415
700	800	38.91	7.74	4.92651	0.9141	4.5032375	73.50	8.91	2.793285	0.9047	2.52717281
800	900	47.73	8.82	5.61393	0.9334	5.23991487	85.86	12.36	3.87486	0.9129	3.53737219
900	1050	58.39	10.66	6.78509	0.9522	6.46090333	93.74	7.88	2.47038	0.9371	2.31495874
1050	+	100.00	41.61	26.484765	1.0599	28.071867	100.00	6.26	1.96251	1.0050	1.9722668

**Curva de Temperatura Final de Corte vs. Porcentaje de Volumen**

**CORTES ESTIMADOS**

<b>NAFTA LIVIANA</b>		
TEMPERATURA		% VOL
FBP	280	8.84
<b>% NAFTA LIVIANA</b>		<b>8.84</b>

<b>NAFTA PESADA</b>		
TEMPERATURA		% VOL
FBP	300	10.16
<b>% NAFTA PESADA</b>		<b>1.32</b>

<b>KEROSENE</b>		
TEMPERATURA		% VOL
FBP	465	24.37
<b>% KEROSENE</b>		<b>14.21</b>

<b>DIESEL</b>		
TEMPERATURA		% VOL
FBP	640	40.88
<b>% DIESEL</b>		<b>16.50</b>

<b>CRUDO REDUCIDO</b>		
TEMPERATURA		% VOL
IBP	640	40.88
<b>% CRUDO REDUCIDO</b>		<b>59.12</b>

<b>GASOLEO LIVIANO</b>		
TEMPERATURA		% VOL
FBP	720	47.94
<b>% GASOLEO LIVIANO</b>		<b>7.06</b>

<b>GASOLEO PESADO</b>		
TEMPERATURA		% VOL
FBP	1100	76.28
<b>% GASOLEO PESADO</b>		<b>28.34</b>

<b>SLOP WAX</b>		
TEMPERATURA		% VOL
FBP	1132	77.46
<b>% SLOP WAX</b>		<b>1.18</b>

<b>RESIDUAL DE VACIO</b>		
TEMPERATURA		% VOL
IBP	1132	77.46
<b>% RESIDUAL DE VACIO</b>		<b>22.54</b>

	<b>% VOL</b>	<b>VOL</b>
<b>LIGHT ENDS</b>	0.27	0.26
<b>LIQUIDOS</b>	99.73	94.74

**RENDIMIENTOS DE MEZCLA DE CRUDOS**

<b>PRODUCTOS</b>	<b>% VOL</b>	<b>MBPD</b>	<b>FS</b>	<b>KBDO</b>
GAS COMBUSTIBLE		0.26		
NAFTA LIVIANA	8.84	8.38		
NAFTA PESADA	1.32	1.25		
KEROSENE	14.21	13.46		
DIESEL	16.50	15.64		
GASOLEO LIVIANO	7.06	6.69		
GASOLEO PESADO	28.34	26.85		
SLOP WAX	1.18	1.12		
RESIDUAL DE VACIO	22.54	21.35	0.95	22.48
		<b>95.00</b>		

El tamaño de la unidad de Conversión de Fondos, para poder procesar todo el volumen, debe ser de 22.5 miles de barriles diarios.



## ANEXO 8

### MATERIAL SAFETY DATA SHEET



### MATERIAL SAFETY DATA SHEET

---

#### 1. CHEMICAL PRODUCT & COMPANY IDENTIFICATION

---

PRODUCT: **Fluid Coke** SAN 1633

MANUFACTURER:

Syncrude Canada Ltd.  
P.O. Bag 4009  
Fort McMurray, AB  
Canada T9H 3L1  
Emergency Telephone No. (780) 790-5094

SYNONYMS: Hot Circulating Coke; Cold Coke; Product Coke; Coke to Storage  
Syncrude Sample Tag # 081036, 082036, 083036, 081038, 082038, 083038

PRODUCT USE: By-product from the coking of bitumen

PREPARED BY: Nathalie Bérubé  
(780) 790-4544

DATE OF PREPARATION/REVISION: May 1, 2006

---

#### 2. COMPOSITION, INFORMATION ON INGREDIENTS

---

CAS #: 64741-79-3

A solid material resulting from the high temperature treatment of bitumen. It consists predominantly of carbonaceous material, and contains some hydrocarbons having high carbon-to-hydrogen ratio, as well as some sulphur and nitrogen-containing compounds.

---

#### 3. HAZARDS IDENTIFICATION

---

EMERGENCY OVERVIEW:

A black, fine granular material that poses little immediate health concerns. Long-term exposure to coke dust may affect lung functions.  
The granules of Fluid Coke are spherical, and can create a severe slipping hazard on smooth floors.

ROUTE OF ENTRY: Eye contact, Skin contact, Ingestion, Inhalation

EFFECTS OF ACUTE EXPOSURE:

**EYES:** Contact may cause irritation and redness.

**SKIN:** May cause irritation, redness and swelling. May aggravate existing skin conditions.

**INGESTION:** May cause abdominal discomfort, nausea and diarrhea.

**INHALATION:** Dust may cause irritation of the nose and throat. Respiratory irritation may be experienced as coughing, difficulty in breathing, and/or nasal discharge.

SAN 1633	Fluid Coke	Material Safety Data Sheet
----------	------------	----------------------------

**EFFECTS OF CHRONIC EXPOSURE:**

**EYES:** Effects not reported.

**INGESTION:** Effects not reported.

**INHALATION:** Repeated exposure to dust may decrease lung function and cause shortness of breath. May cause discolouration and chronic inflammation of the lung. May cause scarring of the lung. May aggravate existing respiratory disorders.

**4. FIRST AID MEASURES**

**EYES:** Immediately flush eyes with water for at least 15 minutes. If irritation persists, see medical attention.

**INGESTION:** Give conscious victim water or milk. Seek medical attention.

**INHALATION:** Remove victim to fresh air. If breathing is difficult, qualified medical personnel may administer oxygen. Seek medical attention.

**GENERAL:** In all cases, seek medical attention.

**5. FIRE FIGHTING MEASURES**

<b>FLASH POINT (PMCC):</b>	Not applicable
<b>FLAMMABLE LIMITS IN AIR:</b>	Not applicable
<b>AUTO-IGNITION TEMPERATURE:</b>	315 °C (est)
Minimum ignition temperature of dust cloud	640 °C

**FIRE AND EXPLOSION HAZARDS:**

Dust cloud may form an explosive mixture with air, but requires a high-energy ignition source, such as welding or electric arc. Not susceptible to spark ignition. Irritating or toxic substances may be emitted upon thermal decomposition.

**EXTINGUISHING MEDIA:**

Class B fire extinguishers: Carbon dioxide, dry powder, and polymer foam. Water fog can be used by trained fire fighting personnel

**FIRE FIGHTING PROCEDURES:**

Evacuate all personnel from danger area. Exposed fire fighters must wear full bunker gear, including a NIOSH approved positive pressure self-contained breathing apparatus with full-face mask. Shut off sources of fuel and ignition. Use water spray to cool fire-exposed surfaces and to protect personnel. Use foam, dry chemical or water spray to extinguish fire.

**6. ACCIDENTAL RELEASE MEASURES****LEAK AND SPILL PROCEDURE:**

Contain spill to minimize formation of dust. Remove material from spill site and discharge to appropriate facilities for recycling or disposal.

Material Safety Data Sheet

Fluid Coke

SAN 1633

**7. HANDLING AND STORAGE****HANDLING PROCEDURES AND EQUIPMENT:**

Use appropriate Personal Protective Equipment to avoid contact. Wash hands thoroughly after handling. Take care to avoid generating dust.

**STORAGE REQUIREMENTS:**

Store in sealed containers or vessels. Avoid conditions, which may allow a dust cloud to form.

**8. EXPOSURE CONTROLS, PERSONAL PROTECTION****ENGINEERING CONTROLS:**

In confined areas, supply mechanical ventilation to minimize dust concentration.

**PERSONAL PROTECTIVE EQUIPMENT:**

Gloves: Leather

Respirator: NIOSH approved mask.

Eyes: Safety glasses, mono-goggles, or face shield.

Footwear: Safety boots.

**EXPOSURE LIMITS:**

8-hour OEL = 2 mg/m<sup>3</sup> (respirable coke dust)

**9. PHYSICAL AND CHEMICAL PROPERTIES**

APPEARANCE: Fine black granular powder; spherical particles

ODOUR: None

PHYSICAL STATE: Solid

pH: Not applicable

VAPOUR PRESSURE: Not applicable

VAPOUR DENSITY (Air = 1): Not applicable

FREEZING/MELTING POINT: Not applicable

BOILING POINT: Not applicable

SPECIFIC GRAVITY: Bulk: 0.95; Particle: 1.6

EVAPORATION RATE (n-Butyl Acetate = 1): Not applicable

COEFFICIENT OF WATER/OIL DISTRIBUTION: Not soluble in water or oil

ODOUR THRESHOLD: Not available

**10. STABILITY AND REACTIVITY**

STABILITY: Stable

CONDITIONS TO AVOID: High temperatures.

MATERIALS TO AVOID: Strong oxidizing materials.

HAZARDOUS COMBUSTION PRODUCTS: Carbon monoxide; Sulphur dioxide, Oxides of nitrogen.

SAN 1633

Fluid Coke

Material Safety Data Sheet

**11. TOXICOLOGICAL INFORMATION**

**LD50:** Studies reporting the LD50 for coke were not found in the literature.

**LC50:** Studies reporting the LC50 for coke were not found in the literature.

**Acute:**

Studies describing the adverse health effects from acute exposure to coke were not found in the literature.

**Sub chronic:**

Studies describing the adverse health effects from sub chronic exposure to coke were not found in the literature.

**Chronic:**

Rats and monkeys were exposed to coke dust at concentrations of 10.2 and 30.7 mg/m<sup>3</sup> (6 hr/day, 5 day/wk) for 2 years. Both species exhibited a grey to black discolouration of the lung and an increased relative and/or absolute lung weights at both exposure concentrations. The rats also experienced chronic inflammation and focal areas of fibrosis, bronchiolization, sclerosis, squamous alveolar metaplasia and keratin cyst formation. (Reference 1)

In an occupational study involving dock workers, decreased lung function and shortness of breath were found in those workers who were involved with unloading bulk shipments. Coal and cokes were the main products handled. (Reference 2)

Groups of 25 male and 25 female mice were dermatologically applied with 100 L of a 25% solution of three different cokes. The materials were applied three times per week for the life of each animal. Mean survival time was not affected by treatment. Clinical signs of toxicity (hair loss, darkened skin, subcutaneous mass and visceral mass) were similar to the controls. (Reference 3)

**Carcinogenicity:**

In a case-control study of cancer of the nose and Para nasal sinuses, no significant association was observed for coke dusts. (Reference 4)

Groups of 25 male and 25 female mice were dermatologically applied with 100 L of a 25% solution of three different cokes. The materials were applied three times per week for the life of each animal. All three cokes were considered to be non-carcinogenic to mice. (Reference 3).

**Reproduction:**

Studies describing the reproductive effects from exposure to coke were not found in the literature.

**Teratology:**

Studies describing the teratogenic effects from exposure to coke were not found in the literature.

**Mutagenicity:**

No significant chromosomal aberrations were observed in rats exposed to 10.2 and 30.7 mg/m<sup>3</sup> for 2 years (6 hr/day, 5 day/wk). (Reference 1)

One study reported no mutagenic activity for petroleum coke while a second study reported a dose-related doubling of the number of revertant colonies in the Salmonella/microsome test. (Reference 5)

**Toxicologically Synergistic Products:**

Studies describing the potentially synergistic products with coke were not found in the literature.

**12. ECOLOGICAL INFORMATION**

Not available

Material Safety Data Sheet

Fluid Coke

SAN 1633

**13. DISPOSAL CONSIDERATIONS**

**WASTE DISPOSAL:** Recycle and reuse material if possible. Off-site spills should be dealt with according to relevant legislation. Bury in approved landfill if acceptable.

**14. TRANSPORT INFORMATION:**

**CANADIAN TDG:** Not Regulated

**15. REGULATORY INFORMATION**

**WHMIS CLASS:** D2B

This product has been classified in accordance with the hazard criteria of the CPR and the MSDS contains all the information required by the CPR.

All compounds in this product are listed in the Canada Domestic Substances List (DSL) and the United States Toxic Substances Control Act (TSCA) Chemical Substance Inventory (1985).

**16. OTHER INFORMATION****References:**

1. Klonne, D. R., J. M. Burns, C. A. Halder, C. E. Holdsworth and C. E. Ulrich. Two-Year Inhalation Toxicity Study of Petroleum Coke in Rats and Monkeys. *Am. J. of Ind. Med.* 11:375-389. 1987.
2. Heederik, D., J. Cock. and E. Endich. Dust Exposure Indices and Lung Function Changes in Longshoremen and Dock Workers. *Am. J. Ind. Med.* 26(4):497-509. 1994.
3. Hepler, D. I., L. S. Beck and D. A. Wingate. Carcinogenic Potential of Petroleum Cokes and Process Products 2. Bioassay. In: *The Toxicology of Petroleum Hydrocarbons*. Ed. H. N. MacFarland, C. E. Holdsworth, J. A. MacGregor, R. W. Call and M. L. Kane. American Petroleum Institute. Washington, DC. pp227-232. 1982.
4. Luce, D., M. Gerin, A. Leclerc, J. Morcet, J. Brugère and M. Goldberg. Sinonasal Cancer and Occupational Exposure to Formaldehyde and Other Substances. *Int. J. Cancer.* 53:224-231. 1993.
5. Jongeneelen, F. J., R. B. Anzion, J. L. Theuws and R. P. Bos. Urinary 1-Hydroxypyrene Levels in Workers Handling Petroleum Coke. *J. Toxicol. Environ. Health.* 26(1):133-136. 1989.

**DISCLAIMER**

The information and recommendations contained in this MSDS are believed to be accurate as at the date of its preparation. Syncrude Canada Ltd. makes no representations or warranties, express or implied, with respect to the accuracy or completeness of the information contained herein. Syncrude Canada Ltd. assumes no responsibility for incorrect handling or use of the product or the inherent hazards involved in the nature of the product itself.





## ANEXO 10

## CINETICA DEL PROCESO TERMICO

Las ecuaciones cinéticas pueden ser deducidas sobre la base del mecanismo de reacción. Para la descomposición térmica de un hidrocarburo, el mecanismo de cadena puede ser representado por el esquema generalizado.

Inicio:



Propagación



Interrupción







Un análisis semicuantitativo de estas ecuaciones es de interés. La reacción de iniciación resulta en la formación de dos tipos de radicales:  $R_1$  – el cual puede propagar cadena de reacción y  $R_2$  – el cual no puede. Ya que la longitud de la cadena cinética es de alrededor de aproximadamente 200 reacciones, resulta que la concentración de radicales  $R_2$  es aproximadamente 200 veces menor que la de radicales  $R_1$  y  $R_3$ . Considerando que las constantes son del mismo orden de magnitud, resulta que las reacciones de interrupción que involucran los radicales  $R_2$  i.e. (C<sub>2</sub>), (C<sub>4</sub>), y (C<sub>6</sub>) pueden ser ignoradas. Respecto a las reacciones restantes, la reacción (C<sub>1</sub>) la conforman 2 radicales diferentes, mientras que las reacciones (C<sub>3</sub>), y (C<sub>5</sub>) se ubica entre 2 radicales idénticos.

Ya que una vez más las constantes pueden ser consideradas iguales, es posible deducir la condición requerida para que la (más probable) interacción preferida sea aquella entre radicales idénticos.

Si en un volumen arbitrario, el número de radicales de diferentes especies es  $n_1, n_2, \dots, n_i, \dots, n_k$ , la probabilidad de interacción entre 2 radicales idénticos es proporcional a  $n_i^2$  y que para toda las posibles reacciones son proporcional a:

$$\left( \sum_{i=1}^k n_i \right)^2$$

La probabilidad de interacción entre radicales diferentes será proporcional a la diferencia

$$\left( \sum_{i=1}^k n_i \right)^2 - \left( \sum_{i=1}^k n_i^2 \right)$$

Así, la condición que para la interacción entre dos radicales idénticos, por ejemplo de especies 1; debe ser más probable que las interacciones entre radicales diferentes será dado por la relación:

$$\left( \sum_1^k n_i \right)^2 - \sum_1^k n_i^2 < n_i^2$$

Utilizando esta relación uno puede computar que la interacción entre 2 radicales idénticos ( $n_i$ ) es más probable sólo si su concentración es aproximadamente tres veces mayor que la suma de concentraciones del resto de los radicales.

Es obvio que esta condición no puede cumplirse durante las reacciones térmicas de hidrocarburos o fracciones de hidrocarburo de mayor tamaño. Por consiguiente, la única reacción de interrupción que debe ser tomada en cuenta es la reacción (c1).

Aplicando el teorema de estados estacionarios para las reacciones del esquema (a)-(c1), uno obtiene.

$$\frac{d[R_1]}{d\tau} = k_1[M] - k_2[R_1][M] + k_3[R_3] - k_4[R_1][R_3] = 0 \quad (2.6)$$

$$\frac{d[R_2]}{d\tau} = k_1[M] - k_2[R_2][M] = 0 \quad (2.7)$$

$$\frac{d[R_3]}{d\tau} = k_2[R_1][M] + k_2[R_2][M] - k_3[R_3] - k_4[R_1][R_3] = 0 \quad (2.8)$$

De la ecuación (2.7) resulta:

$$[R_2] = \frac{k_1}{k_2} \quad (2.9)$$

por sustitución, la reacción (2.8) se convierte en:

$$k_2[R_1][M] + k_1[M] - k_3[R_3] - k_4[R_1][R_3] = 0$$

Aumentando esto a la Ecuación (2.6), este resulta

$$[R_3] = k_1 \frac{[M]}{k_4 [R_1]}$$

y por la sustitución en (2.6), después de simplificar se obtiene:

$$[R_1] = \left( \frac{k_1 k_3}{k_2 k_4} \right)^{1/2} \quad (2.10)$$

La tasa de descomposición inicial de las moléculas M está dada por la ecuación:

$$-\frac{d[M]}{d\tau} = k_1 [M] + k_2 [R_1] [M] + k_3 [R_2] [M]$$

Sustituyendo por [R1] y [R2] las expresiones (2.9) y (2.10), resulta:

$$-\frac{d[M]}{d\tau} = \left\{ 2k_1 + \left( \frac{k_1 k_2 k_3}{k_4} \right)^{1/2} \right\} [M]$$

El cual muestra que la reacción es de primer orden en concordancia con la data experimental.

Esta expresión puede ser escrita como:

$$\frac{d[M]}{d\tau} = k [M] \quad (2.11)$$

Donde la constante general es una función de constantes de las reacciones elementales de acuerdo con la relación:

$$k = 2k_1 + \left( \frac{k_1 k_2 k_3}{k_4} \right)^{1/2} = \left( \frac{k_1 k_2 k_3}{k_4} \right)^{1/2} \quad (2.12)$$

La simplificación de olvidar 2K, está justificada por el hecho que:

$$2k_1 < \left( \frac{k_1 k_2 k_3}{k_4} \right)^{1/2}$$

i.e. la tasa constante por el paso de la iniciación es mucho más pequeño que las otras tasas constantes.