

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



“OBTENCIÓN DE DIESEL DE BAJO AZUFRE A PARTIR DE GAS NATURAL (GTL) POR EL PROCESO FISCHER TROPSCH”

TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

TOMMY WILFREDO PRETEL COBOS

LIMA – PERÚ

2010

Dedicado a:

Dios Todopoderoso, Nuestro Padre y Creador.

Mi Novia y nuestro futuro familiar.

Mi Abuela, mis Padres y mis Hermanos.

Agradecimientos:

A Dios por ser Nuestro Padre y guía en todo momento.

A la Universidad Nacional de Ingeniería, mi segundo hogar, a la que debo mi formación profesional.

A los docentes de la Facultad de Ingeniería Química y Textil por todos los conocimientos impartidos. De manera especial deseo hacer una mención a mi asesor, el Ing. Jaime Santillana Soto, por su confianza, apoyo constante y dedicación en el desarrollo del presente proyecto.

A mi abuela, mis padres, mis hermanos y mi novia por su apoyo invaluable y muestras de afecto que me motivaron a finalizar mi carrera profesional.

RESUMEN

El problema principal es el déficit de diesel en el mercado nacional por la creciente demanda en el sector automotor principalmente, al contar con escasas reservas de petróleo nacional con mayor contenido de azufre es necesaria la importación de petróleo crudo y también de diesel. Ambas importaciones trae como consecuencia una fuerte dependencia del precio en el país con el precio internacional.

A este problema hay que agregar la conciencia ambiental que existe a nivel mundial y el Perú no está ajeno a ese sentir, el 1 de enero del presente año entró en vigencia la LEY N° 28694, que reduce el contenido de azufre en el combustible Diesel a 50 ppm y a partir del mismo año se comercializa biodiesel.

El objetivo principal del presente trabajo es evaluar la obtención de diesel como producto principal, a partir de gas natural utilizando la tecnología Fischer Tropsch. Para ello se diseñó una planta y finalmente se concluye con un estudio económico para demostrar su viabilidad y rentabilidad.

La capacidad de la planta es de 10 840 barriles por día de productos líquidos (butano, nafta, diesel y turbo jet). La alimentación de gas natural es de 100 MMSCFD. Su localización será en el denominado polo petroquímico en la ciudad de Marcona, departamento de Ica.

La tecnología de conversión de gas a líquidos se encuentra constituida por tres etapas:

- ✓ Producción de gas de síntesis, se empleó el reformador autotérmico de gas natural con vapor de agua y oxígeno catalizado por níquel, seguidamente se retira agua en separadores bifásicos y luego eliminar el dióxido de carbono en una columna de absorción.
- ✓ Producción de hidrocarburos sintéticos, se utilizó el reactor de lodos burbujeante Fischer Tropsch con catalizadores de cobalto generando un producto gaseoso conteniendo vapor de agua, gases ligeros e hidrocarburos líquidos (nafta y diesel principalmente) y un producto

líquido conteniendo esencialmente diesel y ceras. Los productos son separados convenientemente en columnas de destilación.

- ✓ El mejoramiento del producto se refiere al hidro craqueo de ceras para maximizar la producción de destilados medios.

La inversión total en capital fijo es de 545 millones de US\$.

La evaluación económica se realizó para un horizonte de 10 años y una tasa de descuento de 15%, obteniéndose una utilidad neta anual por encima de los 130 millones de US\$, valor presente neto 385,9 millones de US\$ y una tasa interna de retorno de 31,1%.

ÍNDICE

Índice de Figuras	viii
Índice de tablas	x
Introducción	1
CAPÍTULO I: PROBLEMÁTICA DE LOS COMBUSTIBLES EN EL PERÚ	2
1. Combustibles en el Perú	2
2. Diesel como producto derivado del Petróleo	8
3. Gas Natural	9
4. Cambio de la matriz energética en el Perú	14
CAPÍTULO II: DIESEL DERIVADO DEL GAS NATURAL COMO REEMPLAZO DE DIESEL DERIVADO DE PETRÓLEO	16
1. Combustibles alternativos: biodiesel	16
2. Diesel como producto derivado del Gas Natural	17
3. Diesel GTL, combustible libre de contaminación	19
4. Marco legal	21
5. Justificación	24
CAPÍTULO III: ANÁLISIS DE MERCADO	23
1. Demanda de Diesel	23
2. Producción de Diesel	24
3. Transporte y almacenamiento	25
CAPÍTULO IV: PERSPECTIVAS DEL DIESEL GTL	26
1. Competidores mundiales del mercado	26
2. Estado Actual de los Proyectos GTL	28
CAPÍTULO V: TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DEL DIESEL GTL	32
1. Producción del Gas de Síntesis	32
2. Proceso Fischer Tropsch	36
3. Mejoramiento de los productos	47
4. Tecnología seleccionada	49

CAPÍTULO VI: TECNOLOGÍA A EVALUARSE	52
1. Caracterización de la materia prima	52
2. Localización de la Planta	53
3. Condiciones de Operación	53
4. Especificaciones del Combustible Diesel GTL	54
5. Diseño de Planta de Producción	55
CAPÍTULO VII: EVALUACIÓN ECONÓMICA	77
1. Costo de Inversión en Capital	77
2. Costos de Manufactura	78
3. Capital de trabajo	81
4. Evaluación Económica	82
5. Sensibilidad	87
CAPÍTULO VIII: ASPECTO AMBIENTALES	89
1. Emisiones a la atmósfera	89
2. Agua Residual	90
3. Materiales Peligrosos	91
4. Residuos	91
5. Ruido	92
CONCLUSIONES	93
RECOMENDACIONES	94
BIBLIOGRAFÍA	95
APÉNDICES	.99
A. Diagrama de Flujo – Balance de Materia	99
B. Corridas en el Simulador CHEMCAD	100
C. Cálculos	104
D. Tablas – Nomogramas	141
E. Propiedades de componentes	147
F. Costos	148

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.- Consumo de energía en el mundo	2
Figura 2.- Consumo de energía en el Perú	3
Figura 3.- Comportamiento del petróleo crudo	3
Figura 4.- Esquema del fondo de estabilización de combustibles	4
Figura 5.- Evolución del precio internacional del petróleo	6
Figura 6.- Evolución de reservas de petróleo en Perú	6
Figura 7.- Comercialización de combustibles en Perú	7
Figura 8.- Evolución del diesel en el Perú	9
Figura 9.- Ubicación de los lotes 88 y 56	10
Figura 10.- Planta de compresión y separación Las Malvinas	10
Figura 11.- Planta de fraccionamiento de LNG en pisco	11
Figura 12.- Productos del gas natural	11
Figura 13.- Uso del gas natural en petroquímica	12
Figura 14.- Reservas de gas natural en Perú	13
Figura 15.- Matriz energética en el Perú	14
Figura 16.- Comercialización de biodiesel	17
Figura 17.- Esquema simplificado de una planta GTL	18
Figura 18.- Esquema de una planta GTL con sus servicios	18
Figura 19.- Diferencias entre diesel convencional y diesel GTL	20
Figura 20.- Porcentaje de emisiones relativos de diesel GTL	21
Figura 21.- Transporte de diesel GTL	25
Figura 22.- Almacenamiento de diesel GTL	25
Figura 23.- Plantas comerciales	29
Figura 24.- Plantas GTL (comerciales, piloto y demostración)	30
Figura 25.- Proyectos GTL en evaluación	31
Figura 26.- Esquema de una planta GTL	32
Figura 27.- Esquema de oxidación parcial	33
Figura 28.- Esquema de reformado al vapor	34

Figura 29.- Esquema de reformado autotérmico	34
Figura 30.- Cronología proceso FT	36
Figura 31.- Esquema simplificado del mecanismo de iniciación	38
Figura 32.- Esquema del mecanismo de propagación	39
Figura 33.- Esquema simple ecuación ASF	41
Figura 34.- Distribución Anderson-Schulz-Flory	42
Figura 35.- Relación molar olefina/parafina en síntesis FT	42
Figura 36.- Comparación entre Co y Fe en el proceso FT	44
Figura 37.- Reactor multitubular de lecho fijo	44
Figura 38.- Dimensiones comerciales reactor de lecho fijo	45
Figura 39.- Dimensiones comerciales reactor de lodos	46
Figura 40.- Esquema típico de una unidad de hidrocracking	48
Figura 41.- Diagrama de flujo del proceso GTL	51
Figura 42.- Ubicación de la planta GTL	53
Figura 43.- Proceso de expansión adiabática en turbina o expansor	58
Figura 44.- Proceso de compresión adiabática	58
Figura 45.- Periodo de recupero	86
Figura 46.- Sensibilidad con respecto al precio del gas natural	87
Figura 47.- Sensibilidad con respecto al costo de la planta	88

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.- Volúmenes de gas natural recuperable	13
Tabla 2.- Comparación de diesel GTL	20
Tabla 3.- Comercialización de diesel en el Perú (MBPD)	23
Tabla 4.- Proyección de la demanda de diesel en el Perú (MBPD)	23
Tabla 5.- Cantidad de vehículos a diesel (unidades)	24
Tabla 6.- Producción de diesel en el Perú (MMBlS)	24
Tabla 7.- Materia prima y productos de Sasol	26
Tabla 8.- Productos de Shell	27
Tabla 9.- Materia prima y productos de Exxon	27
Tabla 10.- Materia prima y productos de Syntroleum	27
Tabla 11.- Materia prima y productos de Rentech	28
Tabla 12.- Plantas comerciales de producción de diesel GTL	29
Tabla 13.- Plantas GTL por iniciar operación	30
Tabla 14.- Tecnologías de producción de gas de síntesis	35
Tabla 15.- Principales catalizadores usados en el proceso	43
Tabla 16.- Comparación de catalizadores en SBCR	46
Tabla 17.- Comparación de tecnología GTL	47
Tabla 18.- Principales propiedades de nafta GTL	48
Tabla 19.- Principales propiedades de diesel GTL	49
Tabla 20.- Composición del gas natural	52
Tabla 21.- Condiciones de operación de reactores	53
Tabla 22.- Composiciones de entrada y salida en los reactores	54
Tabla 23.- Dimensionamiento y costo del ATR	55
Tabla 24.- Dimensionamiento y costo del reactor de lodos	56
Tabla 25.- Resumen de distribución ASF y conversión de CO	57
Tabla 26.- Dimensionamiento y costo del compresor	59
Tabla 27.- Dimensionamiento y costo del expansor	59
Tabla 28.- Dimensionamiento y costo de columna de absorción	60

Tabla 29.- Dimensionamiento y costo de columnas de destilación	62
Tabla 30.- Dimensionamiento y costo de intercambiadores de calor de corrientes de proceso	64
Tabla 31.- Dimensionamiento y costo de condensadores y rehervidores	65
Tabla 32.- Dimensionamiento y costo de aerofriadores	68
Tabla 33.- Relación recomendada L/D en separadores	69
Tabla 34.- Dimensionamiento y costo de separadores líquido-vapor	70
Tabla 35.- Dimensionamiento y costo de separadores LLV	71
Tabla 36.- Dimensionamiento y costo de bombas	72
Tabla 37.- Dimensionamiento y costo de hornos	73
Tabla 38.- Dimensionamiento y costo de tanques de almacenamiento	73
Tabla 39.- Resumen de equipos y costo de módulo simple básico	74
Tabla 40.- Detalle de planta de oxígeno	76
Tabla 41.- Detalle de planta de hidrocrackeo de ceras	76
Tabla 42.- Detalle del costo de capital total	77
Tabla 43.- Detalle de requerimientos de materia prima	78
Tabla 44.- Detalle del cálculo de mano de obra	78
Tabla 45.- Detalle de requerimientos de servicios	79
Tabla 46.- Detalle de ingresos	79
Tabla 47.- Detalle del Costo de manufactura	80
Tabla 48.- Detalle del capital de trabajo	82
Tabla 49.- Estado de ganancias y pérdidas proyectado	83
Tabla 50.- Flujo de caja proyectado	84
Tabla 51.- Balance general proyectado	85
Tabla 52.- Evaluación de inversión	86
Tabla 53.- Sensibilidad con respecto al precio del gas natural	87
Tabla 54.- Sensibilidad con respecto al costo de la planta	88

INTRODUCCIÓN

La síntesis de hidrocarburos a partir del gas de síntesis, tiene más de ochenta años de vigencia, es una reacción clásica y actualmente se presenta como una opción muy atractiva de manufactura de combustibles limpios para automoción y como fuente de productos químicos. Las reacciones involucradas en esta síntesis son numerosas y complejas, pero los productos mayoritarios son las parafinas lineales y α -olefinas.

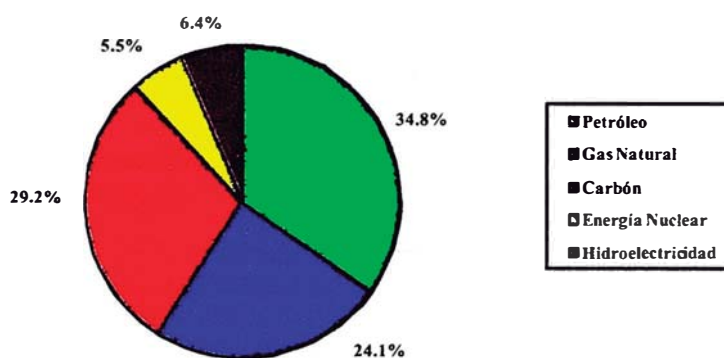
Los hidrocarburos obtenidos, con punto de ebullición en el rango de la gasolina y el diesel, son de alta calidad debido a que no presentan heteroátomos (azufre y nitrógeno), no contienen estructuras poliaromáticas y la fracción de destilado medio exhibe un índice de cetano elevado.

El interés actual de la síntesis Fischer Tropsch ha crecido como consecuencia de las exigencias medioambientales, los desarrollos tecnológicos y los cambios en las reservas de los combustibles fósiles. En particular las reservas probadas de gas natural han crecido en la última década, pero se encuentran localizadas en áreas remotas y para su transporte a zonas de consumo implican un costo elevado. La transformación de gas natural in situ en hidrocarburos líquidos requiere necesariamente la realización del proceso *gas to liquids* (GTL). En el país se evaluó la posibilidad de contar con una planta de esta naturaleza a través de Syntroleum, pero desestimó su participación en este proyecto hacia el año 2008. Dejando abierta una interesante alternativa de obtención de crudo sintético debido a las reservas de gas natural en el país y la rentabilidad con la que cuenta una Planta GTL.

CAPÍTULO I: PROBLEMÁTICA DE LOS COMBUSTIBLES EN EL PERÚ

1. Combustibles en el Perú

Los combustibles fósiles a nivel mundial son desde hace décadas la principal fuente de energía, llegando en la actualidad a superar el 88% del consumo de energía a nivel mundial en el año 2009 (ver figura 1), a pesar al incremento del consumo de los biocombustibles y tendencia al uso de fuentes de energía alternativas. Esta tendencia seguirá en los próximos años.

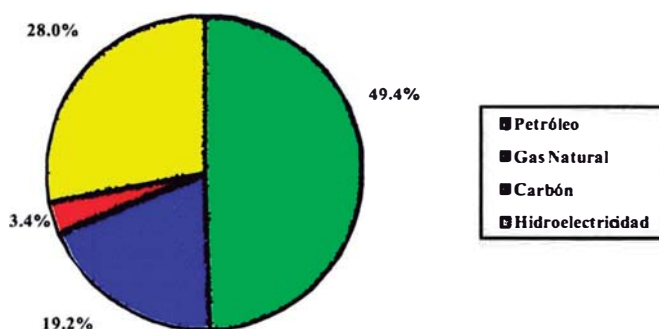


Fuente: BP STATISCAL REVIEW OF WORLD ENERGY JUNE 2009

Total = 11,294.9 millones de toneladas de petróleo equivalente

FIGURA 1.- CONSUMO DE ENERGÍA EN EL MUNDO

El Perú no se encuentra exenta de dicha tendencia mundial, también mantiene al petróleo como principal fuente de energía teniendo un valor cercano al 50% de energía consumida (ver figura 2), pero no tiene este recurso de buena calidad (principalmente por el alto contenido de compuestos de azufre) ni en cantidad suficiente, por ello se ha convertido en un país importador de petróleo crudo (importa más del 50% de hidrocarburos según estadísticas de la DGH) y esto trae como consecuencia que el precio de los derivados del petróleo (diesel y gasolina principalmente) dependan fuertemente del precio internacional.



Fuente: BP STATISCAL REVIEW OF WORLD ENERGY JUNE 2009

Total = (15.9 millones de toneladas de petróleo equivalente)

FIGURA 2.- CONSUMO DE ENERGÍA EN EL PERÚ

Las tarifas que los consumidores finales pagamos por los combustibles líquidos en los grifos y estaciones de servicios, se calculan de la siguiente manera:

$$\text{Precio de Venta al Público} = \text{Precio Venta Refinería (Ex Planta)} + \text{Imp. al Rodaje (8\%)} + \text{ISC (monto fijo)} + \text{IGV (19\%)} + \text{Margen Comercial} \quad (1)$$

El precio de venta de las refinerías es directamente afectado por la cotización internacional del petróleo, mientras que los impuestos y el margen comercial, son montos relativamente fijos. Los altos precios de los combustibles afectan la competitividad de la industria nacional, el transporte y el bienestar de los usuarios, además de la viabilidad económica de la industria nacional de refinación ante la imposibilidad de trasladar totalmente estos precios al consumidor final.

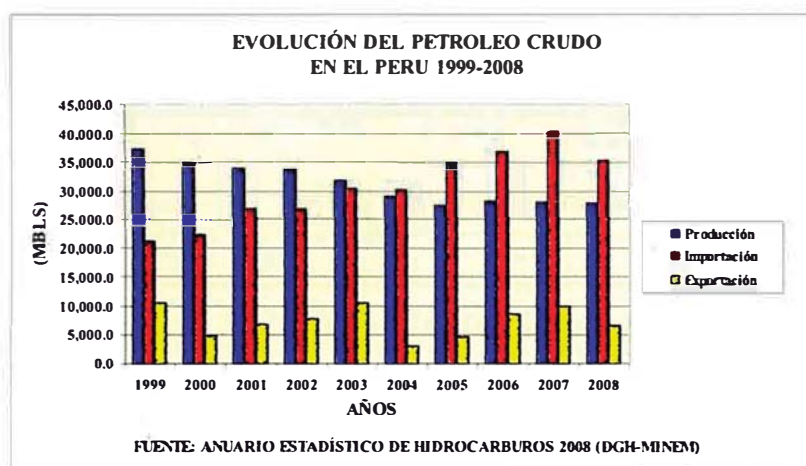


FIGURA 3.- COMPORTAMIENTO DEL PETRÓLEO CRUDO

Por ser el Perú un país importador de petróleo (ver figura 3), y el precio de este muy volátil, se recibe un impacto directo sobre los precios internos de los combustibles ocasionando distorsiones en el mercado, por ello el Estado creó el Fondo para la Estabilización del Precio de los Combustibles Derivados del Petróleo el 15 de septiembre del 2004 mediante Decreto de Urgencia N° 010-2004. Luego, se aprobaron las Normas Reglamentarias y Complementarias de D.U. N° 010-2004 mediante Decreto Supremo N° 142-2004-EF (12/10/2004) referida a la creación de dicho fondo. La aprobación de banda de precios para productos derivados de petróleo se realizó según Resolución Directoral N° 292-2004-EM/DGH (13/10/2004) y desde esa fecha se actualizan la banda de precios utilizando el mismo mecanismo. Finalmente, la Resolución Directoral N° 052-2005-EM/DGH (18/02/2005) aprueba el reglamento operativo del Fondo de Estabilización de Precios.

El Fondo está conformado por los aportes y descuentos que los productores e importadores efectúan a los precios de los productos, dependiendo de si los precios de referencia de los combustibles se encuentran por encima o por debajo de la franja de precios establecida para cada uno de los productos (ver figura 4).

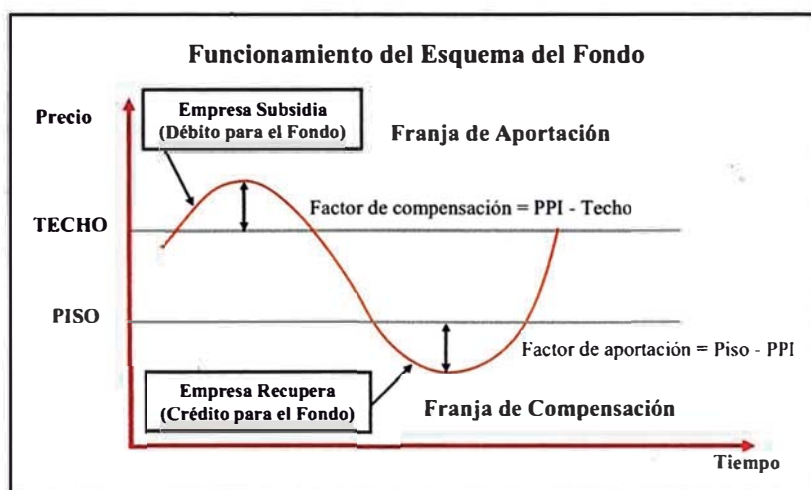


FIGURA 4.- ESQUEMA DEL FONDO DE ESTABILIZACIÓN DE COMBUSTIBLES

Factor de Aportación: se define como el factor calculado para cada producto en forma semanal, siendo la diferencia entre el límite inferior de la franja de estabilidad establecido y el Precio de Paridad de importación en el Callao (PPI).

Cuando el PPI está por debajo del piso de la franja, la empresa (refinería o importador) debe aportar al Fondo:

$$\text{APORTE} = \frac{\text{Factor de Aportación}}{\text{Factor de Aportación}} \times \frac{\text{Volumen}}{\text{Facturado}} \quad (2)$$

Mientras no existan recursos en el Fondo, este aporte sirve para pagar a las empresas las “cuentas por pagar” para el fondo. Como cada empresa tiene libertad para fijar precios, entonces su precio de venta final será:

$$\text{PV} = \text{PPI} - \frac{\text{Factor de Aportación}}{\text{Factor de Aportación}} \pm \frac{\text{Descuento}}{\text{Libre}} \quad (3)$$

Factor de Compensación: será calculado para cada producto en forma semanal, siendo la diferencia entre el PPI publicado por Osinergmin y el límite superior de la franja de estabilidad definido.

Cuando el PPI supera el techo de la franja, la empresa (refinería o importador) debe compensarse del fondo.

$$\text{COMPENSACIÓN} = \frac{\text{Factor de Compensación}}{\text{Factor de Compensación}} \times \frac{\text{Volumen}}{\text{Facturado}} \quad (4)$$

Mientras no existan recursos en el fondo, esta compensación la hace la propia empresa y pasa a ser una “cuenta por cobrar” para la empresa y una “cuenta por pagar” para el fondo.

Como cada empresa tiene libertad para fijar precios, entonces su precio de venta final será:

$$\text{PV} = \text{PPI} - \frac{\text{Factor de Compensación}}{\text{Factor de Compensación}} \pm \frac{\text{Descuento}}{\text{Libre}} \quad (5)$$

Si no hubiera saldo en contra del fondo para devolver, estos recursos nuevos son aportes efectivos al fondo para futuras contingencias.

En la zona de estabilidad (entre los extremos de la franja), no existe ni aportes ni compensaciones, las empresas podrán vender libremente a PPI +/- descuento libre.

Las franjas se revisan periódicamente por el Ministerio de Energía y Minas, el Ministerio de Economía y Finanzas y las empresas refinadoras. Están sujetos solo los combustibles: diesel, gasolina, kerosene, residuales y GLP.



FIGURA 5.- EVOLUCIÓN DEL PRECIO INTERNACIONAL DEL PETRÓLEO

En los últimos 3 años ha existido una variación en el precio del petróleo (ver figura 5), el cual ha impactado fuertemente la economía mundial llegando incluso a superar los US\$ 100 el barril en el año 2008. Por otra parte, las proyecciones del petróleo no son muy optimistas, porque al problema de la disminución de las reservas se ha sumado la necesidad de fuentes de energía limpias.

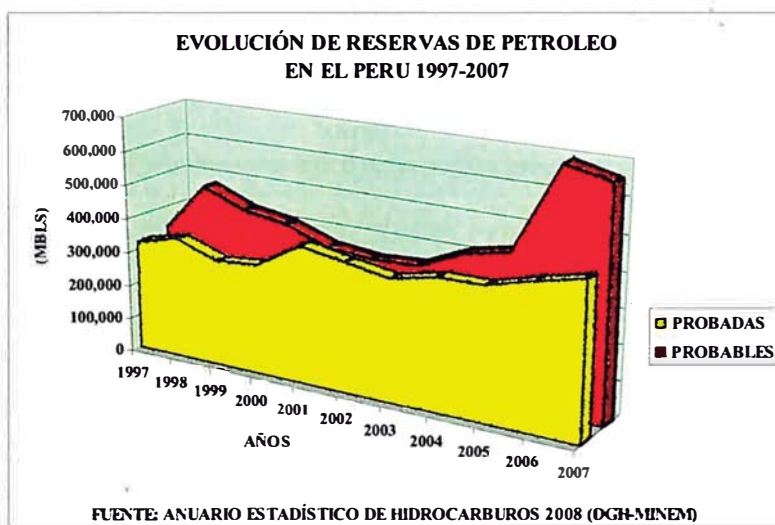


FIGURA 6.- EVOLUCIÓN DE RESERVAS DE PETRÓLEO EN PERÚ

El gobierno peruano a través de Osinergmin no regula el precio de los combustibles y sólo publica los precios de referencia semanalmente. Los combustibles derivados del petróleo usados en el Perú principalmente son el diesel, petróleo industrial, gasolina, kerosene y GLP (gas licuado de petróleo).

Las gasolinas utilizadas en el sector transporte tuvieron un decremento desde el año 1999 hasta alcanzar su punto más bajo en el año 2003 de 10.6 MMBls, luego del cual ha ido fluctuando tanto con aumentos y decrementos alrededor de 13 MMBls porque los consumidores optan por el diesel y GLP.

Los Petróleos Industriales N° 6 y 500 se utilizan en la industria y en la generación eléctrica, su consumo viene disminuyendo a partir del 2003 por la sustitución con gas natural en ambas actividades donde las Empresas se están adecuando a los mecanismos de desarrollo limpio (MDL) en búsqueda de obtención de beneficios económicos.

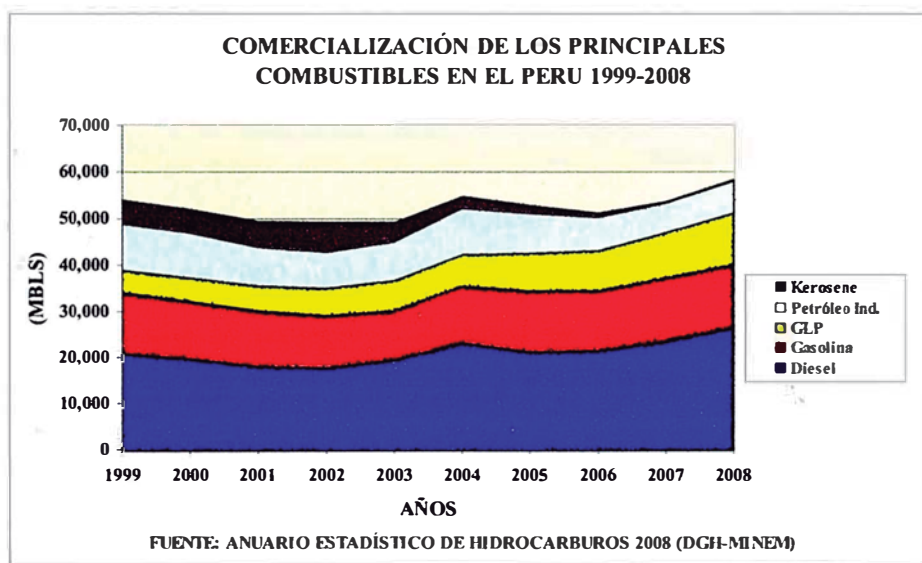


FIGURA 7.- COMERCIALIZACIÓN DE COMBUSTIBLES EN PERÚ

El kerosene se usaba principalmente como combustible doméstico, en la actividad comercial y en la pequeña industria. Su consumo viene reduciéndose continuamente debido al incremento de la oferta de GLP en el mercado.

El GLP es un combustible del cual nuestro país, hasta mediados del 2004, era importador. Actualmente el mayor uso del GLP es como combustible residencial, comercial y en menor grado como combustible industrial y automotor. Cabe

resaltar que el GLP es el único combustible que viene teniendo un crecimiento constante en su demanda que data desde 1990.

La figura 7 muestra como el diesel se ha impuesto en el mercado peruano sobre los demás combustibles y sumado a ser el derivado que mayor se importa representa uno de los combustible de mayor importancia e influencia en la economía nacional.

2. Diesel como producto derivado del Petróleo

El Diesel 2 es el combustible que más se consume en el país y es utilizado principalmente en el transporte, también es empleado en menor grado en la industria y la generación eléctrica. Su consumo se incrementó en el período 1994 a 1999, registrándose los mayores consumos en los años 1994 y 1995 debido al crecimiento de la generación termoeléctrica a base de este combustible y al aumento de la flota automotriz a Diesel como consecuencia de haberse aplicado al Diesel menores impuestos que a las Gasolinas. En el período 2000 al 2002, la demanda de Diesel 2 disminuyó en un promedio de 5 % porque el comercio informal comenzó a adulterarlo con Kerosene; no obstante, entre los años 2003 y 2004 su demanda se recuperó en un promedio del 14%, pasando de 18,0 MMBls de consumo en el año 2002 a 20,0 MMBls en el año 2003 y 23,3 MMBls en el año 2004 debido a que se corrigió el desnivel de impuestos entre el Diesel y el Kerosene. Para el año 2005 disminuyó a 21,4 MMBls pero ha ido creciendo sostenidamente hasta alcanzar 29,4 MMBls en el año 2009. Para el año 2009 se disminuyó la importación a 6 MMBls desde 10 MMBls en el año 2008.

EL diesel 2 desplazó a la gasolina como el producto principal en el parque automotor debido a su mayor rendimiento a menor precio. El principal problema como derivado del petróleo es la contaminación ambiental por óxidos de azufre producidos en la combustión, razón por la cual el gobierno promulgó la LEY N° 28694, para que a partir del 2010 se comercialice diesel con contenido igual o inferior a 50 ppm de azufre, reduciéndose desde 5 000 ppm de azufre que por ley anteriormente estaba establecida. La cual ha sido modificada para solamente hacerla cumplir en Lima Metropolitana y Callao.

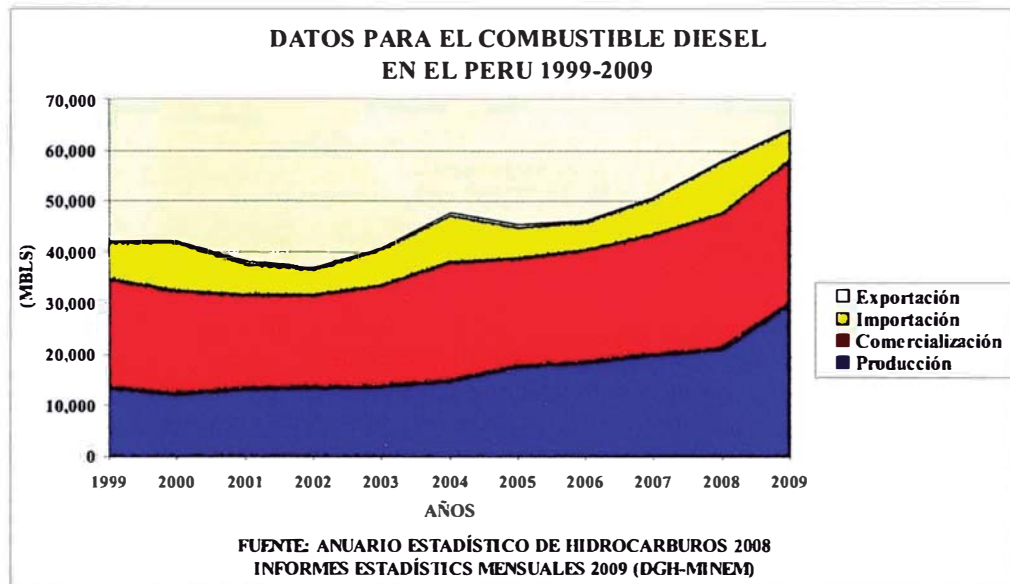


FIGURA 8.- EVOLUCIÓN DEL DIESEL EN EL PERÚ

Otro de los problemas es la volatilidad en precio que presenta es la fuerte dependencia del precio internacional del petróleo y más aún porque tenemos la necesidad de importar diesel al tener una creciente demanda (ver figura 8). El diesel derivado del petróleo, trae problemas de contaminación ambiental y problemas económicos al país, ante esto se han estado buscando otras alternativas, como la posibilidad de obtener diesel por procesos químicos mediante el proceso gas to liquids (GTL) a partir de otra fuente como es el gas natural sin la necesidad de cambio de motores y libre de azufre.

3. Gas Natural

El Gas natural principalmente está compuesto por metano y algunos hidrocarburos ligeros como etano, propano y butano. Como tal, siempre se ha encontrado en menor proporción en yacimientos asociados con el petróleo (se denomina gas asociado como en Talara), pero antiguamente se tomaba como un residuo sin beneficio y se procedía a quemarlo. También está presente en los denominados yacimientos no asociados (como los yacimientos de Camisca). En la actualidad se aplica como materia prima para producir gas de síntesis y con ello productos petroquímicos, además de su combustión para la generación de vapor en centrales termoeléctricas.

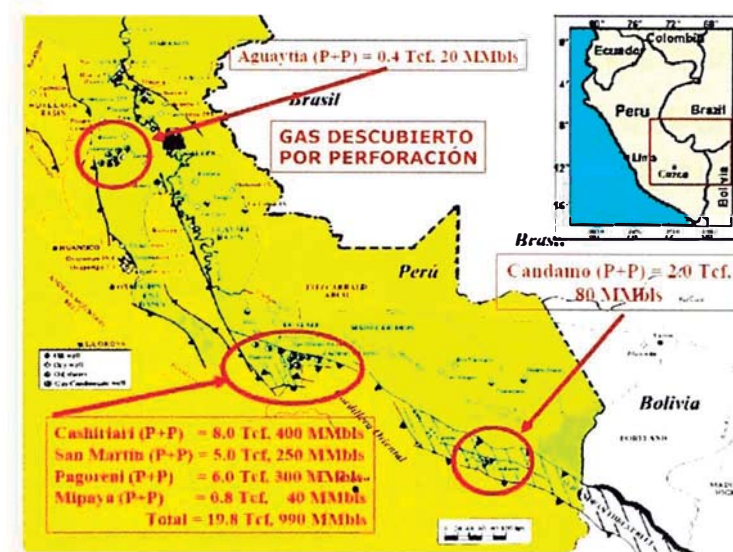


FIGURA 9.- UBICACIÓN DE LOS LOTES 88 Y 56

En el Perú los más grandes yacimientos de gas natural encontrados fueron en la región del Cusco, en el bajo Urubamba en 1984 por la empresa Shell. En un principio se encontraron dos yacimientos de gas natural no asociados, los cuales se denominaron San Martín y Cashiriari que conforman el lote 88, luego se encontraron dos yacimientos más, denominados Pagoreni y Mipaya y conforman el lote 56.



FIGURA 10.- PLANTA DE COMPRESIÓN Y SEPARACIÓN LAS MALVINAS

El Gas Natural en el Perú, a partir del 2004 se empezó a extraer de los yacimientos de Camisea, luego de 20 años desde su descubrimiento, y tratado en la Planta de las Malvinas para obtener gas natural seco y sus condensados.

Luego de su procesamiento, los condensados se fraccionan en la Planta de Pisco obteniéndose propano, butano, gasolina natural, destilados medios y en menor proporción solventes. Mientras que el gas natural seco se distribuye al sector comercial, industrial y residencial. Una cantidad de gas natural se dirige a la Planta Melchorita para obtener gas natural licuefactado e ir a exportación.



FIGURA 11.- PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE LGN EN PISCO

El gas natural y sus derivados trae como ventajas una fácil separación de contaminantes ambientales como azufre y dióxido de carbono, es un producto amigable con el medio ambiente, ayudando a disminuir la contaminación ambiental.

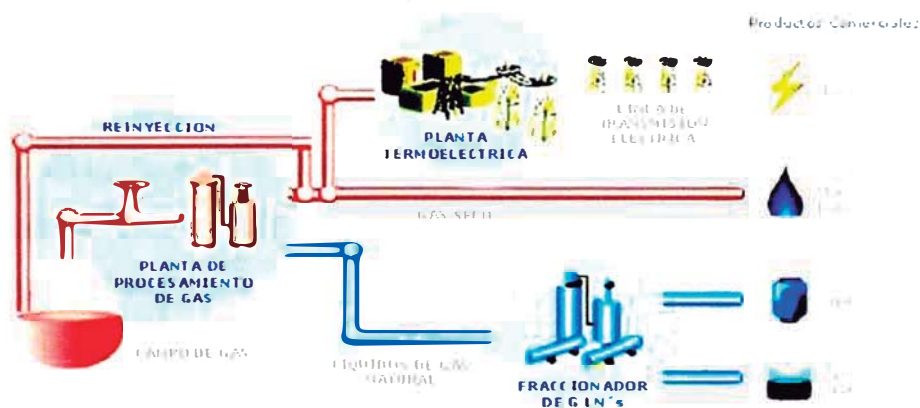


FIGURA 12.- PRODUCTOS DEL GAS NATURAL

Los usos tradicionales del gas natural son:

Sector Eléctrico.- Para la generación de electricidad mediante la combustión del gas natural en turbinas de recuperación de energía y generar corriente eléctrica.

Sector Industrial.- El uso del gas natural seco como materia prima o como combustible en reemplazo del petróleo industrial.

Sector Vehicular.- Los condensados del gas natural como la gasolina natural o destilados medios y gas licuefactado de petróleo (GLP) para vehículos.

Sector Doméstico.- El reemplazo del kerosene por los condensados del gas natural y de gas doméstico común por el GLP.

Se debe pensar en una cadena del valor cuya rentabilidad del gas natural sea la mayor posible dejando de lado su uso como combustible directo, ya que no ofrece un valor agregado como lo puede ofrecer la industria petroquímica por citar un ejemplo.

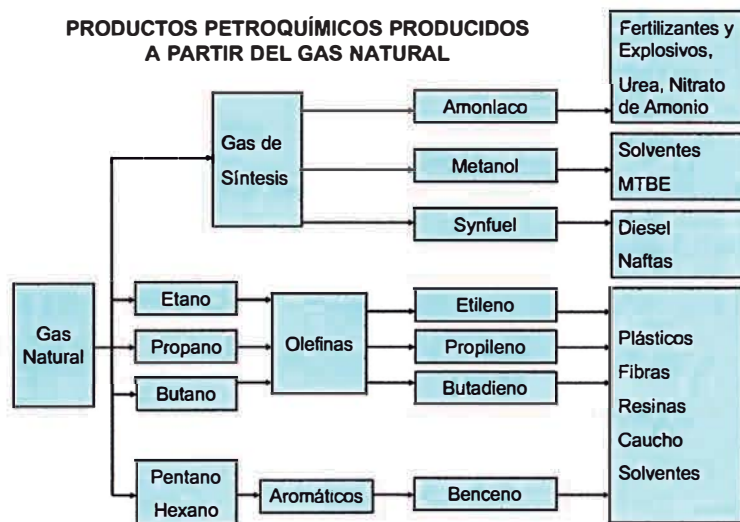


FIGURA 13.- USO DEL GAS NATURAL EN PETROQUÍMICA

Entre las nuevas aplicaciones del gas natural en el Perú tenemos:

- ✓ Materia Prima en Industria Refinación, Para producir hidrógeno para hidrotratamientos e hidroprocesos.
- ✓ Tecnología GTL, Es la manufactura de combustibles líquidos sintéticos por el proceso Fischer Tropsch.
- ✓ Base para Industria Petroquímica de clase Mundial, producción de poliolefinas (polietileno, cloruro de polivinilo, poliestireno), etilenglicol, ácido acético.

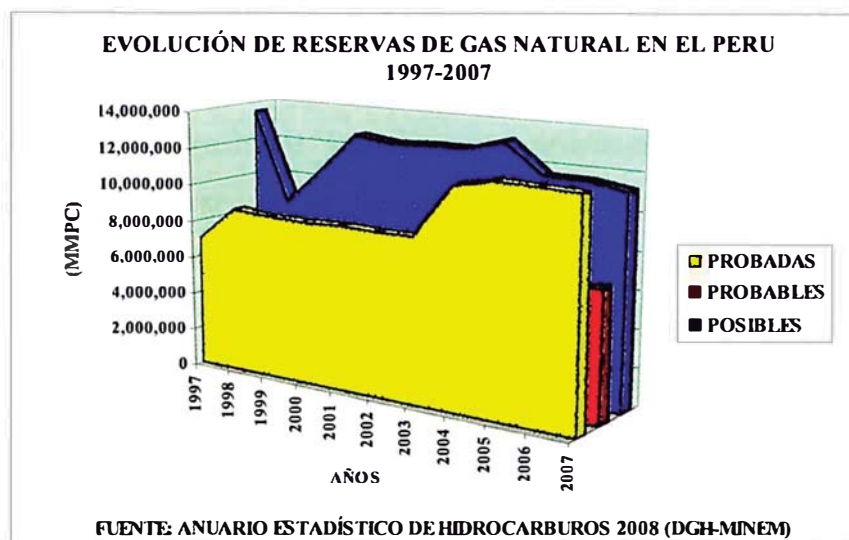


FIGURA 14.- RESERVAS DE GAS NATURAL EN PERÚ

En el país actualmente se tiene reservas probadas que alcanzan a superar los 10 TCF de gas natural y pozos aun en exploración, con los cuales se puede realizar las actividades de rentabilidad del gas natural antes mencionadas. Además el gobierno debe tratar de regular el uso indiscriminado del gas natural en sectores, por ejemplo la producción de electricidad que perfectamente puede ser cubierto por sistemas hidráulicos y además, se debe exportar siempre y cuando existan reservas probadas que garanticen un consumo interno de 20 años.

TABLA 1
Volúmenes de Gas Natural Recuperable

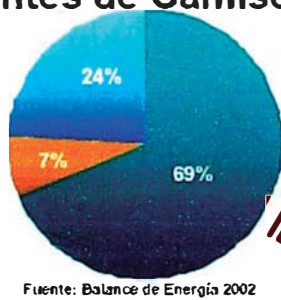
Propiedad	(Bscf)		
	Baja estimación	Mejor estimación	Alta estimación
LOTE 88	7,875	10,337	11,565
San Martín	2,541	3,225	3,503
Cashiriari	5,334	7,112	8,062
LOTE 56	2,298	2,666	3,146
Pagoreni	2,206	2,453	2,805
Mipaya	92	213	341
TOTAL	10,173	13,003	14,711

Fuente: Gaffney, Cline & Associates

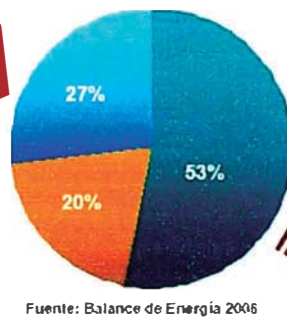
4. Cambio de la matriz energética en el Perú

La matriz energética debe cambiar en los próximos años, pero no va a ser fácil desplazar a los combustibles fósiles como principal fuente de energía. La disminución de las reservas de dicho recurso, el aumento del requerimiento energético y la necesidad de no contaminar el medio ambiente serán los motivos para regular el uso de dicho recurso mediante políticas de estado. Pero como el uso de los hidrocarburos se ha hecho muy habitual se pueden recurrir a métodos alternativos de obtención de combustibles mediante síntesis. Pueden ser a partir del gas natural, vegetales, materia orgánica, etc.

Antes de Camisea



Situación Actual



Objetivo

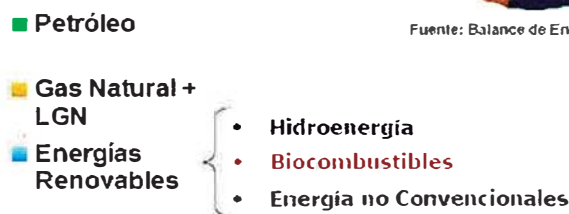
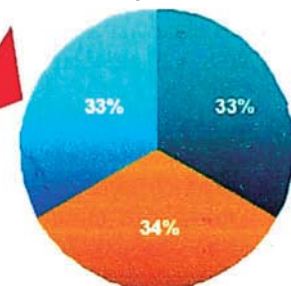


FIGURA 15.- MATRIZ ENERGÉTICA EN EL PERÚ

Objetivos del cambio de la matriz energética:

- ✓ Modificar la actual matriz energética del Perú mediante el desarrollo de las fuentes primarias disponibles en el país.
- ✓ La idea es consumir lo que tenemos en abundancia y dejar de consumir lo que el país no produce e importa (principalmente diesel).
- ✓ Promover el desarrollo sostenible de las fuentes renovables de energía: hidroenergía, energía geotérmica, eólica, solar y biocombustibles.

Este cambio no se dará inmediatamente y deberá pasar por un proceso de varios años, es decir, será un cambio gradual en el cual se debe aprovechar el gas natural de forma racional para cumplir el segundo objetivo, producir diesel y reducir de esa manera las importaciones de éste combustible. La finalidad es llegar a un equilibrio entre las principales fuentes de energía.

CAPÍTULO II: DIESEL DERIVADO DEL GAS NATURAL COMO REEMPLAZO DE DIESEL DERIVADO DE PETRÓLEO

1. Combustibles alternativos: biodiesel

La obtención de biodiesel es a través de vegetales, por lo que se sobreentiende la necesidad de plantación y cosecha. La fabricación de biodiesel es un proceso químico llamado transesterificación, por medio del cual la glicerina contenida en el aceite vegetal es separada de los ésteres. La reacción química para obtener el biodiesel se produce entre un ácido (aceite vegetal) y dos bases (etanol y catalizador). La cantidad de catalizador utilizado en la fabricación de biodiesel dependerá del pH de aceite vegetal. El éxito de la reacción depende de la capacidad para medir el pH, o incluso, la acidez del aceite vegetal.

Si bien es cierto este combustible es menos contaminante que el diesel 2, cada vez deja de ser denominado biodiesel para llamarlo simplemente '*agrodiesel*' porque en muchos países se están desplazando cosechas de productos alimenticios para producir este combustible y además están eliminando árboles y plantas que purifican el aire y no lo contaminan como la producción del biodiesel.

Los primeros pasos para promover el uso de los biocombustibles en el Perú han sido dados por el Estado Peruano: Se promulgó la Ley y su reglamento, que incluyen obligaciones para las mezclas. Aprobado en el mes de abril de 2007 mediante D.S. N° 021-2007-EM. Establece lo siguiente como nuevos productos: Diesel BX y los Gasoholes y la obligatoriedad en los Porcentajes de Mezcla:

Alcohol Carburante (Etanol Anhidro desnaturalizado) en las gasolinas

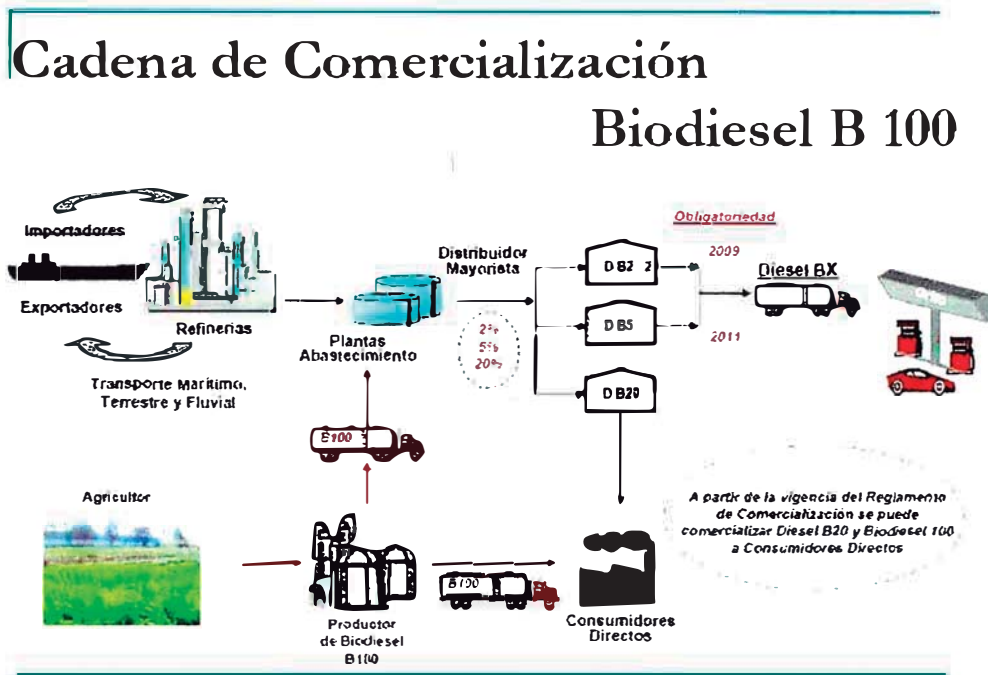
- ✓ A partir del 2010 el Gasohol será de uso obligatorio en todo el país.
- ✓ 7,8% de Alcohol Carburante + 92,2 % gasolina.

Biodiesel en el Diesel

- ✓ A partir del año 2009 será de uso obligatorio:
Diesel B2 = 2% Biodiesel B100 + 92 % de Diesel 2
- ✓ A partir del año 2011 será de uso obligatorio:
Diesel B5 = 5% de Biodiesel B100 + 95% de Diesel 2 (reemplaza Diesel B2)

En la cadena productiva de los biocombustibles se observa que el eslabón más débil es el sector agrario, cuya debilidad se da por la escasez y en muchos casos falta de titulación de tierras, falta de agua, los costos de transporte y la incertidumbre de la productividad agrícola, entre otros.

El Ministerio de Energía y Minas viene participando activamente en la elaboración de una Estrategia Nacional para el desarrollo sostenible de los biocombustibles.



2. Diesel como producto derivado del Gas Natural

Hasta hace más de dos décadas se aplicaban dos formas de transportar gas natural: hacerlo circular a través de un gaseoducto o enfriarlo y llevarlo a su estado de gas natural licuefactado (GNL). Una tercera alternativa es la tecnología de conversión de gas to líquidos (GTL) la cual transforma químicamente el gas natural en productos líquidos de combustión limpia y pueden ser fácilmente despachados al mercado. Uno de esos productos, es el diesel y para su maximización se evalúan las condiciones de operación en las diferentes etapas del proceso. Actualmente, se obtiene en el Perú diesel a partir de los condensados de gas natural por separación física en la Planta de Fraccionamiento en Pisco.

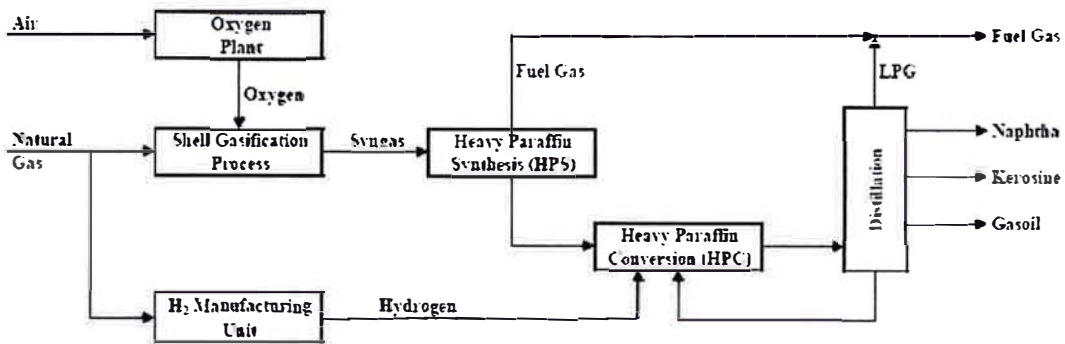
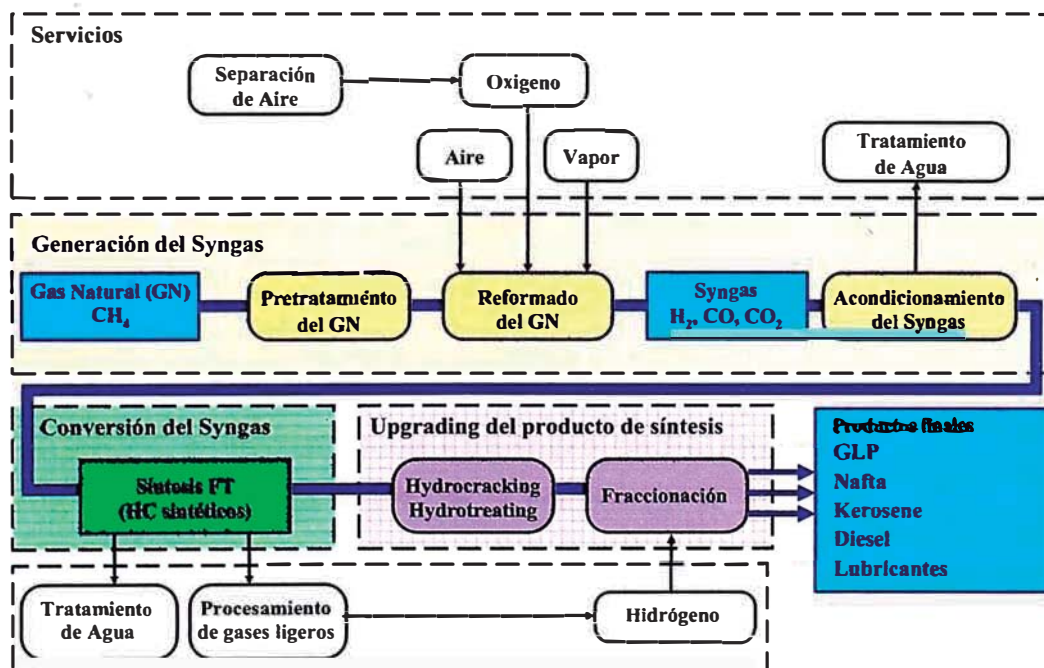


FIGURA 17.- ESQUEMA SIMPLIFICADO DE UNA PLANTA GTL

El término GTL usado describe la conversión química de gas natural a algún tipo de producto líquido y como tal excluye la producción de GNL que produce combustibles líquidos también, pero sólo utiliza procesos de separación físicos.

El proceso básico para producir combustibles líquidos es la reacción denominada Fischer y Tropsch, apellidos de los dos científicos alemanes que descubrieron el proceso en 1923, pero utilizaron carbón para generar el gas de síntesis, pues Alemania tenía escasas reservas de gas natural.



Proceso genérico GTL, esquema simplificado

FIGURA 18.- ESQUEMA DE UNA PLANTA GTL CON SUS SERVICIOS

Desde su descubrimiento, la tecnología Fischer-Tropsch ha venido evolucionando permanentemente en cuanto a las principales variables de operación y el tipo de catalizador y reactor empleado. La reacción toma como materia prima gas de síntesis (mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono o 'syngas') en una relación molar de 2:1 sobre un catalizador de cobalto soportado en alúmina a baja temperatura y presión moderada para polimerizarse y obtener hidrocarburos lineales (al producto se le denomina crudo sintético o 'syncrude'), entre ellos el diesel con un alto número de cetano. Esta reacción a escala comercial y piloto se lleva a cabo en reactores especiales, siendo dos los principales reactores: reactor de lodos y de lecho fijo. El gas de síntesis se obtiene a partir de gas natural por procesos ya conocidos como la oxidación parcial o el reformado al vapor. Luego de la reacción Fischer-Tropsch y para obtener mayor cantidad de diesel se procede a una etapa de mejoramiento del producto como 'hidrotreating' (para producir más hidrocarburos lineales) e 'hidrocracking' (para romper los enlaces de las ceras y saturarlos con hidrógeno produciéndose moléculas más livianas).

Finalmente, se separan en cortes en una columna de destilación atmosférica de modo similar a los derivados del petróleo donde el diesel se obtiene en mayor cantidad.

Una etapa anterior a la producción del gas de síntesis se puede agregar, como es la desulfurización del gas natural con ZnO, debido a que el azufre inactiva los catalizadores del proceso Fischer-Tropsch, esto dependerá de las cantidades presentes en el gas natural seco.

3. Diesel GTL, combustible de baja contaminación

El diesel GTL es un combustible ultra limpio, pues al poseer menor composición o nula de nitrógeno y/o azufre, en la combustión se produce baja emisión de contaminantes ambientales como los óxidos nitrosos, óxidos de azufre, monóxido de carbono, y al tener baja cantidad de aromáticos emite menor material particulado que un diesel derivado de petróleo.

La empresa Rentech realizó una comparación entre su diesel GTL otros diesel a partir de petróleo y los límites en Europa y Estados Unidos (ver tabla 2),

Además del menor impacto ambiental, el diesel GTL posee muchas ventajas sobre el diesel derivado del petróleo como son su número de cetano mayor a 70 por poseer alto número de parafinas lineales. Sin embargo es de baja densidad, pero eso no merma en su poder calorífico. Su alto índice de cetano mejora la combustión en el vehículo, ayudando a una mejor eficiencia y también prolongar la vida útil del motor.

TABLA 2.- COMPARACIÓN DE DIESEL GTL

	Low Sulfur D-975	California CARB	Rentech (Diesel GTL)	EU (2005)	EPA (2006)
Índice de Cetano	>40	>48	72	>50	>40
Aromáticos (vol %)	<35	<10	<4	<10	<35
Azufre (ppm)	<500	<500*	<1	<10	<15
Biodegradable	No	No	Si	No	No

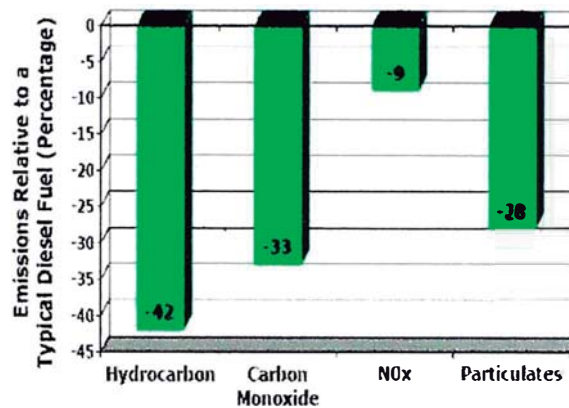
* En 2006, regulaciones de US cambiaron a azufre < 15 ppm

Shell compara las características del diesel convencional (derivado de petróleo) con el diesel GTL en cuanto a su aspecto físico, el color casi transparente del diesel GTL se relaciona profundamente a un combustible limpio y libre de contaminantes.



FIGURA 19.- DIFERENCIAS ENTRE DIESEL CONVENCIONAL Y DIESEL GTL

Así también se ha estudiado la reducción de emisiones de Diesel GTL en comparación a un diesel típico, como se muestra en la figura 20.



Fuente: An average government funded studies by NREL & SwRI

FIGURA 20.- PORCENTAJE DE EMISIONES RELATIVOS DE DIESEL GTL

4. Marco legal

El combustible diesel GTL, por ser un hidrocarburo, se encuentra reglamentado por la Ley Orgánica de Hidrocarburos: Ley N° 26221 (20/08/93) y sus modificaciones como: Ley N° 26374 (31/12/96) y Ley N° 27377 (07/12/2000). Además, existe un marco regulatorio para comercialización de diesel, la LEY N° 28694, modificada para comercializar en Lima y Callao el combustible diesel con contenido de azufre menor a 50 ppm. También existe la política de comercializar diesel B2, según Ley N° 28054, Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles, y la regulación de las proporciones en las mezclas según D.S. N° 021-2007-EM. Pero, uno de los puntos más importantes en común de ambos reglamentos es el de la conservación del medio ambiente, teniendo el diesel GTL la oportunidad de comercializarse, sea directamente o mezclado, cumpliendo con las exigencias ambientales necesarias a nivel nacional y mundial.

5. Justificación

Existe una creciente demanda de diesel, la cual será necesaria cubrir, sobre todo en el parque automotor. Esto se refleja en las importaciones de éste combustible, siendo el diesel el combustible que más se importa en el país, teniendo una balanza comercial negativa.

También existen consideraciones ambientales a cumplir como la comercialización de diesel con contenido de azufre menor a 50 ppm y, debido a que el diesel como

producto del petróleo tiene un fuerte impacto ambiental por la presencia de compuestos ya descritos, sería necesario obtener diesel no contaminante a partir de otras fuentes.

Además, el precio actual del diesel derivado del petróleo está fuertemente ligado a la variación del precio internacional del crudo petróleo. Una forma de iniciar cierta independencia es obteniendo otra fuente de diesel con el cual el país cuente y así el precio de nuestro diesel no sea tan volátil.

El gas natural es un recurso que el país posee y se ha mencionado que puede obtenerse diesel por el proceso GTL a partir del gas natural, entonces podemos dirigir nuestro enfoque a utilizar racionalmente dicho recurso a fin de cumplir los objetivos también descritos líneas arriba concernientes a la problemática del diesel.

Si a todo ello sumamos que el proceso se hace muy rentable, debido al alto precio internacional de los combustibles líquidos derivados del petróleo, sin importar la alta inversión en el costo de capital, entonces es una buena posibilidad de obtención de beneficios económicos. Por ello se realizará una evaluación económica y ambiental de la instalación de una Planta GTL en el Perú principalmente dirigida hacia la obtención de diesel.

CAPÍTULO III: ANÁLISIS DE MERCADO

1. Demanda de Diesel

La demanda de diesel en el país aumento considerablemente en la década de los 90's por ventajas con respecto a la gasolina, como un mayor rendimiento a menos precio.

La demanda interna del diesel en el país depende de los diferentes sectores económicos como la industria, generación eléctrica y principalmente el transporte. La demanda total en el país es igual a la comercialización (ver tabla 3), en ella se muestra la creciente demanda en los últimos 10 años.

TABLA 3.- COMERCIALIZACIÓN DE DIESEL EN EL PERÚ (MBPD)

1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
58.2	54.8	50.1	49.2	54.2	63.7	58.6	59.6	63.6	73.2	80.6

FUENTE: INFORMES ESTADISTICOS (DGH-MINEM)

De acuerdo al Plan de Hidrocarburos 2007-2016 se estimó la demanda en base al PBI, población y parque automotor, apreció que dicha proyección se acerca a una estimación lineal en base a la demanda de los 7 años anteriores (2000 al 2006). Se incorporaron las demandas en los últimos tres años (2007, 2008 y 2009) y se realizó una estimación corregida para los siguientes años. Los resultados se muestran en la tabla 4.

TABLA 4.- PROYECCIÓN DE LA DEMANDA DE DIESEL EN EL PERÚ (MBPD)

CONSIDERACIÓN	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Plan de Hidrocarburos 2007-2016	65.4	68.8	70.3	71.9	73.6	75.4	77.3
Estimación lineal 2000-2006	67.4	69.0	70.7	72.3	73.9	75.6	77.2
Estimación lineal 2003-2009	78.8	82.4	86.1	89.8	93.5	97.1	100.8

FUENTE: PLAN REFERENCIAL DE HIDROCARBUROS (MINEM)

Según estadísticas del Ministerio de transporte y comunicaciones, los vehículos a diesel aumentan cada año. Lo contrario con el sector industrial, sin duda el parque automotor es el mercado del diesel por excelencia por su alto rendimiento y disponibilidad (ver tabla 5).

TABLA 5.- CANTIDAD DE VEHÍCULOS A DIESEL (UNIDADES)

CLASE DE VEHÍCULO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
COMBUSTIBLE DIESEL	445 928	458 396	470 255	477 493	480 620	488 165	493 971

FUENTE: MINISTERIO DE TRANSPORTES Y COMUNICACIONES

2. Producción de Diesel

En la tabla 6 se muestra la producción de diesel como derivado del petróleo, desde el año 2004 se suma la producción en Pisco y desde el 2009 se agrega la producción de biodiesel.

TABLA 6.- PRODUCCIÓN DE DIESEL EN EL PERÚ (MMBLS)

PRODUCTO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
DIESEL	12,4	13,5	13,7	13,9	14,9	17,7	18,7	20,0	21,1	29,4

FUENTE: ANUARIO ESTADISTICO DE HIDROCARBUROS 2008

INFORMES ESTADÍSTICOS MENSUALES (DGH-MINEM)

Desde el año 2009 se cambio la nomenclatura en el país de diesel 2 por diesel B2, pues a partir de inicios de dicho año se empezó a comercializar el combustible diesel B2. La producción de diesel en el mismo año aumentó debido a la producción de destilados medios en la Planta de fraccionamiento en Pisco desde 1,6 MMBls en el año 2008 hasta cerca de 4 MMBls en el 2009 y también por el ingreso obligatorio al mercado, antes mencionado, de los biocombustibles. Pero a pesar de ello, seguiremos con las problemáticas de una creciente demanda, con lo que el Perú continuará siendo en los próximos años importador de diesel, importador de la materia prima (petróleo crudo) y dependiente del precio internacional de petróleo. Por ello la producción de diesel por el proceso Fischer Tropsch se convierte una posibilidad importante para cubrir la importación tanto de materia prima como de producto terminado y creciente demanda interna.

3. Transporte y almacenamiento

El combustible diesel GTL por ser un combustible líquido posee las características de fácil transporte y almacenamiento. Es más, en otros países se trata de realizar la conversión de gas natural en el sitio (generalmente área remota) aprovechando la facilidad de transportar un líquido en vez de un gas y el ahorro de costos compresión que genera un gas.



FIGURA 21.- TRANSPORTE DE DIESEL GTL

Se utilizarán los mismos sistemas de transportes existentes, sean vías terrestre o marítima y para su almacenamiento se utilizaran tanques ya conocidos de techo flotante a condiciones de presión atmosférica y temperatura ambiente.

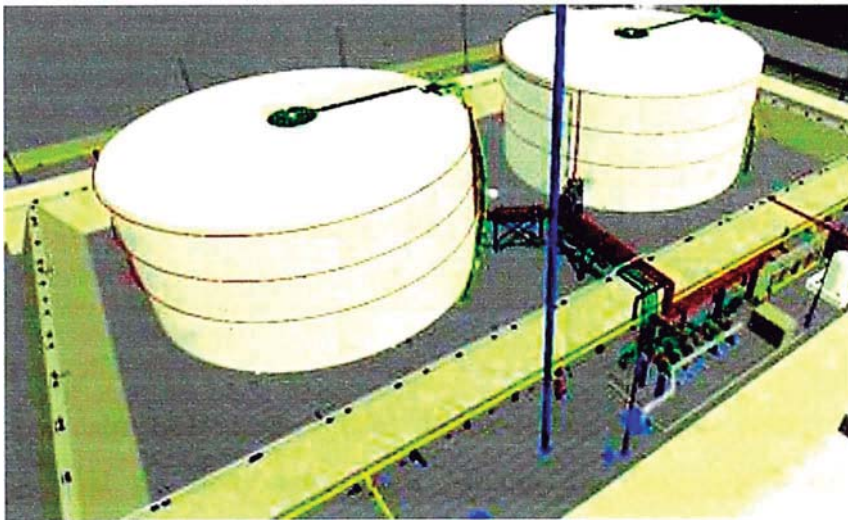


FIGURA 22.- ALMACENAMIENTO DE DIESEL GTL

CAPÍTULO IV: PERSPECTIVAS DEL DIESEL GTL

1. COMPETIDORES MUNDIALES DEL MERCADO

Existen cinco compañías que tienen GTL en escala comercial. En adición más compañías desarrollan su propia tecnología derivada desde su planta piloto y aun están en maduración y estar listas para su operación comercial.

1.1. SASOL

Tiene construidas una serie de plantas Fischer-Tropsch de carbón a líquidos (CTL), y es una de las organizaciones mundiales de más experiencia en combustibles sintéticos y ahora comercializa tecnología de gas a líquidos. Ha desarrollado los más grandes proyectos de combustibles sintéticos como el complejo Mossas en Mossel Bay en Sudáfrica en 1993 y produce un volumen pequeño de 25 000 barriles por día. En junio del 1999, Chevron y Sasol acuerdan una alianza para crear una empresa. Ambas concluyeron un estudio viable para construir una planta GTL en Nigeria que inicio operaciones en 2003.

TABLA 7.- MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS DE SASOL [30]

Gas Natural (MMSCFD)	465	150
Oxígeno Consumido (TPD)	10 580	3 412
Producto Diesel (BPD)	35 200	11 350
Producto Nafta (BPD)	12 200	3 940
Energía exportada (MW)	50 max	15 max
Agua de reposición (m³/h)	3,100	1,000
Costo de Capital (MMUS\$)	972	395
Costo de operación (US\$/bbl)	3,70	5,56

1.2. SHELL

Ha llevado a cabo I&D desde finales de los 1940's sobre la conversión de gas natural, la cual ha nombrado Shell Middle Distillate Synthesis (SMDS), enfocándose en la producción de destilados medios, notablemente kerosene y Diesel. Tiene construido una planta de 12 000 bbl/day desde 1993 in Bintulu, Malaysia.

Los productos son altamente parafínicos y libres de nitrógeno y azufre.

TABLA 8.- PRODUCTOS DE SHELL [30]

Producto (%)	Modo Diesel	Modo Kerosene
Nafta	15	25
Kerosene	25	50
Diesel	60	25

1.3. EXXON

Exxon ha desarrollado un comercial sistema FT desde una carga de gas natural utilizando el reactor de lodos. Exxon tiene muy buenos catalizadores y mejoras en la tecnología de extracción de oxígeno han reducido el costo de capital del proceso, y esta activamente comercializando el proceso a nivel internacional.

TABLA 9.- MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS DE EXXON [30]

Gas Natural	150	500
Líquidos (bpd)	17 000	56 700

1.4. SYNTROLEUM

Su sistema de producción se ha convertido en muy competitivo por el uso de aire directamente en el reactor de reformado autotérmico, disminuyendo el costo de capital al no efectuar separación de oxígeno. El crudo sintético puede ser sometido a hidrocraqueo para obtener productos en el rango de diesel, nafta y kerosene. La nafta, sin embargo podría resultar bajo en octano y requiere isomerización o reformado si es usado como combustible, pero representa una buena carga petroquímica. El diesel podría tener un alto número de cetano y ser un producto de primera calidad.

TABLA 10.- MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS DE SYNTROLEUM [30]

Gas Natural (MMSCFD)	150	500
Producto Diesel (BPD)	6 000	20 000
Producto Nafta (BPD)	3 000	10 000
Producto Kerosene (BPD)	3 000	10 000
Costo de Capital (MMUS\$)	351	1 097
Costo de operación (US\$/bbl)	5,36	4,96

1.5. RENTECH

Ha desarrollado su proceso FT utilizando el reactor de lodos y catalizador de hierro teniendo como materia prima gas natural y carbón para producir hidrocarburos líquidos.

TABLA 11.- MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS DE RENTECH [30]

Gas Natural (MMSCFD)	150	500
Nafta (BPD)	2 307	7 690
Diesel (BPD)	2 802	9 340
Parafinas lineales (BPD)	1 799	5 997
α-olefinas lineales (BPD)	2 485	8 283
Ceras (BPD)	7 086	23 620
Total de Productos (BPD)	16 478	54 930
Producto agua (BPD)	6 500	21 600
Producto mezcla de alcoholes (BPD)	890	2 900
Costo de Capital (US\$/BBL capacidad)	7 000	5 800
Costo de operación: Químicos y catalizadores (US\$/bbl)	2,70	2,70
Consumo de energía (MW)	1,5	5
Vapor @ 450 psig (lb/h)	850 000	3 000 000

2. ESTADO ACTUAL DE LOS PROYECTOS GTL

En años recientes, las compañías relacionadas a estos proyectos han gastado billones de dólares en investigación y desarrollo, como también planificaron la construcción de Plantas GTL a escala mayor como la planta en construcción ubicada en Nigeria.

Debido a su potencial, los esfuerzos de innovación han sido llevados a cabo concentrando su atención en la reducción del costo de capital que permita una mejora en la viabilidad económica.

Existen 3 plantas a escala comercial que utilizan esta tecnología a partir de gas natural además existen varias plantas piloto y plantas de demostración, sin contar con muchos proyectos en evaluación.

TABLA 12.- PLANTAS COMERCIALES DE PRODUCCIÓN DE DIESEL GTL

PLANTAS COMERCIALES			
Compañía	Ubicación	Tamaño (BPD)	Comentarios
Sasol	Qatar	34 000	Ceras, químicos, diesel; recientemente ampliado
Mossgas	Sudáfrica	22 500	1991; Gasolina y Diesel
Shell	Malaysia	20 000 (12 500 hasta 1997)	1993; Ceras, químicos, diesel; recientemente ampliado

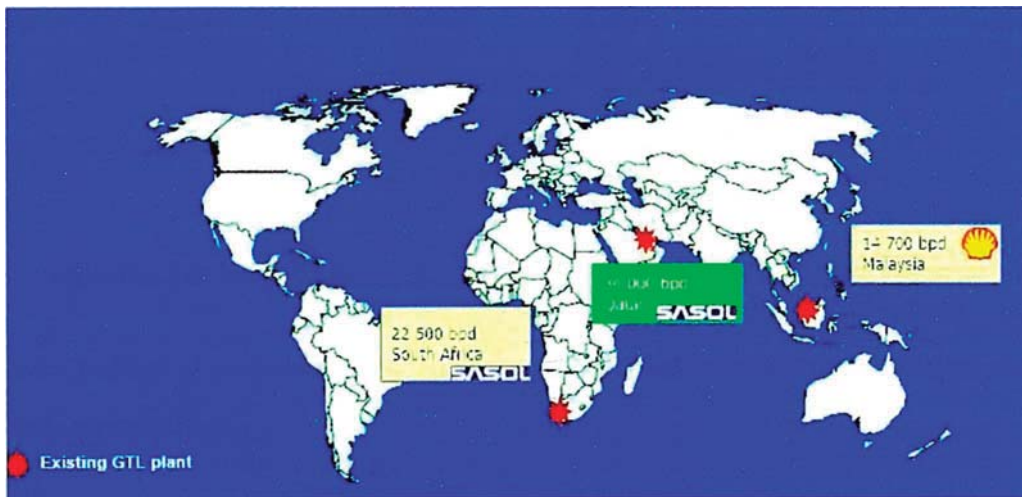


FIGURA 23.- PLANTAS COMERCIALES

Sasol (Sudáfrica) – Mossgas

- ✓ Carbón y gas natural como materia prima
- ✓ Reactores Synthol (lecho fluidizado): 45 000 bbl/d para GTL
- ✓ Reactor de fase slurry: 2 500 bpd

Sasol/Chevron (Qatar) – Oryx

- ✓ Gas natural como materia prima
- ✓ Reactor de fase slurry: 34 000 bpd

Shell (Malaysia) – Bintulu

- ✓ Gas natural como materia prima
- ✓ Reactor multitubular de lecho fijo 20 000 bpd
- ✓ Catalizador basado en cobalto

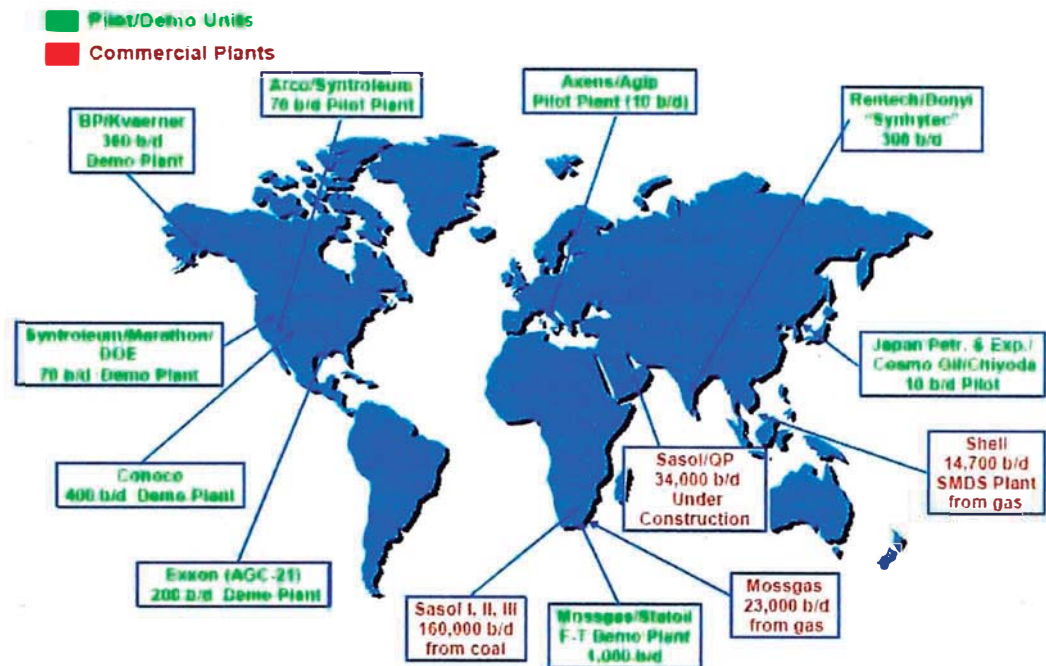


FIGURA 24.- PLANTAS GTL (COMERCIALES, PILOTO Y DEMOSTRACIÓN)

A éstas plantas se suman 2 recientemente construidas, que se encuentran en estado de pre operación:

TABLA 13.- PLANTAS GTL POR INICIAR OPERACIÓN

PLANTAS EN ESTADO PRE OPERATIVO			
Compañía	Ubicación	Tamaño (BPD)	Comentarios
Shell y Qatar Petroleum	Pearl - Qatar	140 000	Inicio en 2010 (primer tren) y 2011 (segundo tren).
Sasol Chevron	Escravos - Nigeria	34 000	Inicio 2011

De la misma manera podemos citar plantas en demostración y en estado piloto como:

- BP, Planta Piloto de 300 BPD en Nikiski, Alaska.
- Statoil/PetroSA, Unidad de demostración de 1 000 BPD en Sudáfrica, Mossel Bay.

Debido a ser una tecnología aún en desarrollo y expansión, existen varios proyectos en evaluación, en el país fue evaluado por Syntroleum pero lo descartó hacía el año 2008. Actualmente está siendo evaluado por PETROPERÚ y PETROBRAS.

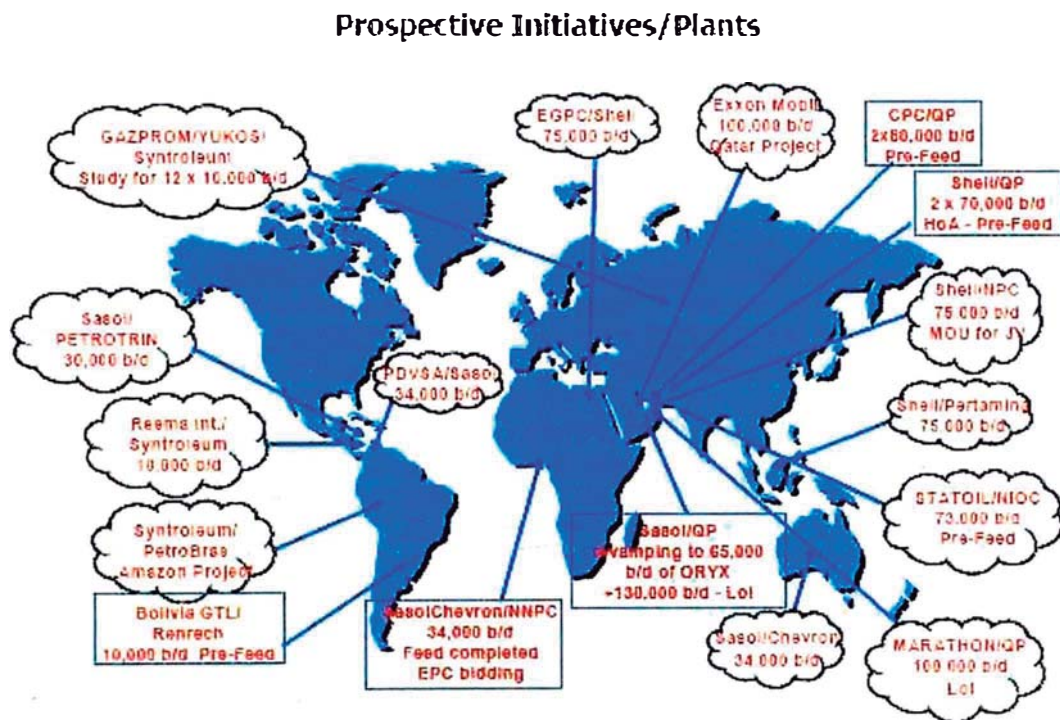


FIGURA 25.- PROYECTOS GTL EN EVALUACIÓN

CAPÍTULO V: TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DEL DIESEL GTL

La tecnología de conversión de gas a líquidos para obtener combustibles sintéticos se divide en tres principales etapas, las cuales son:

- ✓ Producción del gas de síntesis
- ✓ Síntesis Fischer Tropsch
- ✓ Mejoramiento de los productos

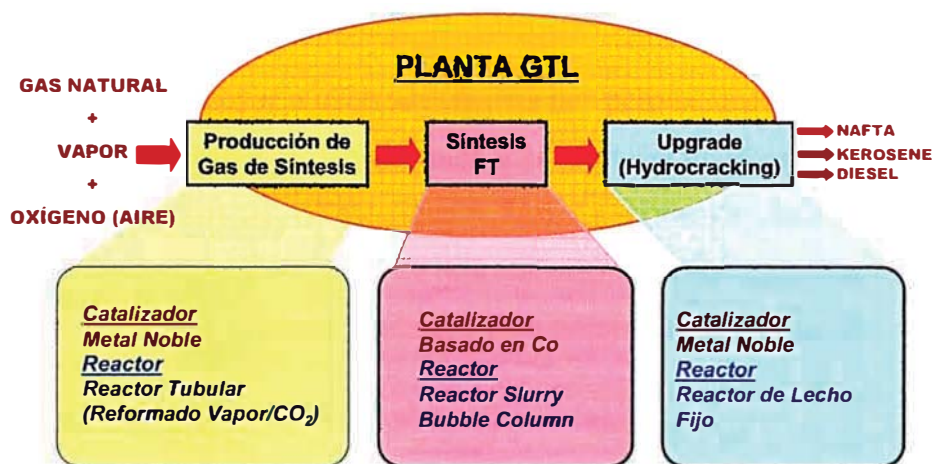


FIGURA 26.- ESQUEMA DE UNA PLANTA GTL

1. Producción del Gas de Síntesis

1.1. Gas de Síntesis

Conocido como "Blue Water Gas", cuyo nombre fue cambiado por "Síntesis Gas" o "Syngas", debido a su capacidad de formar productos sintéticos sin adicionar otro reactante. El gas de síntesis es compuesto principalmente por H₂ y CO, es un gas inodoro, incoloro y tóxico. Puede ser usado como combustible para generar electricidad o vapor o usado como un bloque químico básico de construcción para un largo número de usos en las industrias petroquímica y refinación. Es también usado como una fuente de hidrogeno para producción de metanol, amoniaco y entrega de hidrógeno.

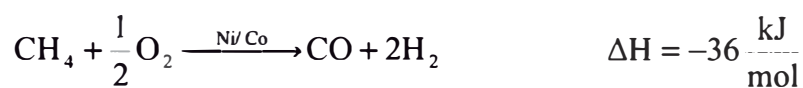
1.2. Métodos para producir gas de síntesis

El gas de síntesis puede producirse a partir de gasificación de carbón y a partir de gas natural. En la primera mitad de los años 20 del siglo pasado la disponibilidad

mundial y el bajo precio del gas natural desplazó el uso de coque en la manufactura del gas de síntesis. Es generalmente producido por uno de los procesos de oxidación parcial, reformado al vapor o reformado autotérmico [18].

1.2.1. Oxidación Parcial (PO)

El proceso de oxidación parcial, el gas natural reacciona con oxígeno puro en una flama abierta a temperatura de 1200-1500°C



El proceso se puede llevar a cabo sin catalizador, pero se encontró que el uso de catalizadores como níquel o cobalto mejora la producción, el proceso es llamado en este caso oxidación parcial catalítica (CPO). La oxidación parcial produce gas de síntesis con una relación H₂/CO de típicamente menor que 2:1. Esta reacción es exotérmica, por lo que debe ser moderada para minimizar la formación de carbón.

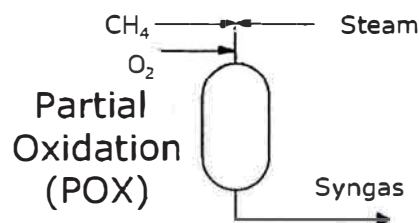
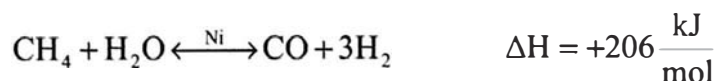


FIGURA 27.- ESQUEMA DE OXIDACIÓN PARCIAL

1.2.2. Reformado al vapor (SRM)

El proceso de reformado al vapor, convierte gas natural (metano) con vapor sobre un catalizador de níquel en 800-1 000°C y 30 atm en gas de síntesis rico en hidrogeno.



Un gran exceso de vapor se requiere para suprimir la formación de carbón en el catalizador. La relación H₂/CO típica es mayor que 3:1. El gas natural puede ser desulfurizado para prevenir la desactivación del catalizador. El catalizador usado

(normalmente basado en níquel), se empaca en tubos externamente calentados por un horno. La reacción es endotérmica y se requiere un horno para suministrar el calor necesario.

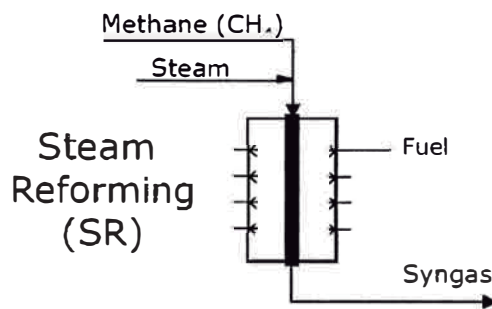


FIGURA 28.- ESQUEMA DE REFORMADO AL VAPOR

1.2.3. Reformado autotérmico (ATR)

Este proceso es una combinación de dos o más procesos (PO, SR y/o reinyección de dióxido de carbono) en una sola etapa. Los beneficios son una temperatura de reacción muy baja, requerimiento de oxígeno menor, y una relación H₂/CO de 2:1 que es idealmente apropiado para la síntesis de Fischer-Tropsch. Las principales reacciones que ocurren en el proceso de reformado autotérmico son las mismas que para los dos procesos anteriores, además otra reacción que toma lugar en el proceso es llamada “*water gas shift reaction*”:

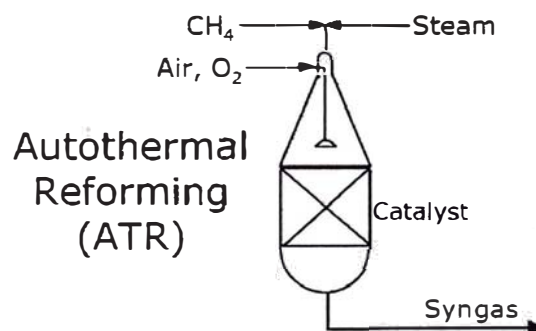
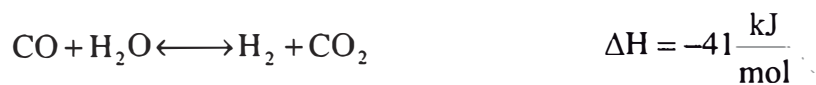


FIGURA 29.- ESQUEMA DE REFORMADO AUTOTÉRMICO

El reformado autotérmico combina la reacción entre gas natural tratado y vapor a temperatura y presión elevada sobre el catalizador con la reacción de oxidación parcial. El Catalizador usado normalmente basado sobre en níquel con las mismas consideraciones que el SR.

Al ser la reacción de oxidación parcial exotérmica y la de reformado al vapor endotérmica, existe una relación en que la primera reacción genera la energía necesaria para llevar a cabo la siguiente reacción.

TABLA 14.- TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS [28]

Tecnología	Ventajas	Desventajas	Tamaño Módulos (m³/h)	Condiciones de Operación
Reformado de Vapor (SMR) (Apanel, 2005)	No requiere planta de separación de oxígeno. Tecnología madura y muy usada para obtención de hidrógeno.	Limitación en tamaño. Trenes de 1 590 m ³ /d de consumo de agua. Reacción endotérmica.	1 000 - 900 000	871°C 2 MPa
Oxidación Parcial (PO) (Apanel, 2005)	Excelente relación H ₂ /CO. Tecnología madura. Libera gran cantidad de energía.	Planta de separación de aire de gran tamaño. Costos elevados a gran escala. Bajos costos del gas para su aplicación.	7 000 - 100 000	1200-1450°C 2,7-6,9 MPa
Oxidación Parcial Catalítica (CPO) (Culligan, 2005)	Menor dimensionamiento de reactores en comparación con el PO. Menor cantidad de oxígeno que el PO	No se ha aplicado a escala comercial, estudios de factibilidad. Costo muy alto.	7 000 - 100 000	980°C 2 MPa
Reformado Autotérmico (ATR) (Holmes, 2003)	Requiere menor cantidad de Oxígeno que el PO. Trenes de gran capacidad. El más utilizado a escala comercial.	Reactores más grandes si se usa aire directamente.	10 000 - 1 000 000	950-1040°C 2,7-3,4 MPa

2. Síntesis de Fischer-Tropsch (FT)

2.1. Historia

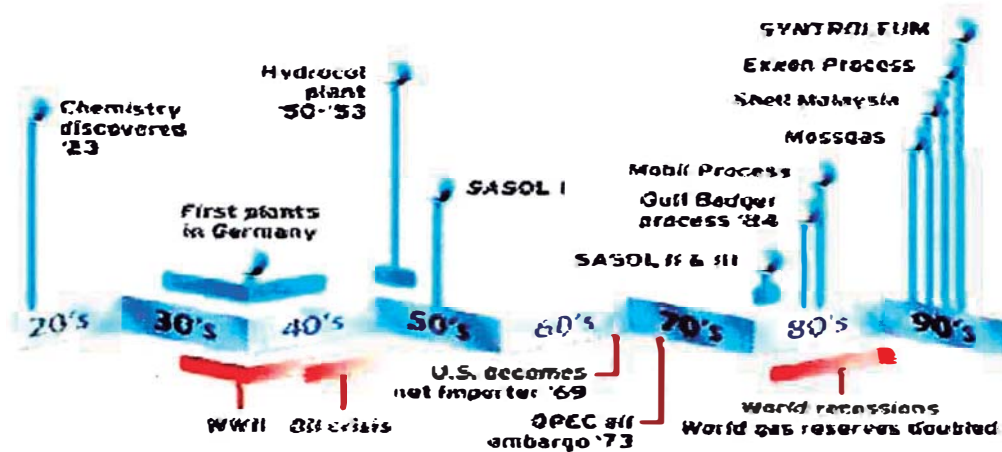


FIGURA 30.- CRONOLOGÍA PROCESO FT

1922: El químico alemán Franz Fischer y el ingeniero industrial Hans Tropsch usaron un catalizador basado en hierro para convertir una mezcla de CO/H_2 en compuestos oxigenados.

1925: Fischer y Tropsch usaron catalizador basado en hierro y cobalto para sintetizar hidrocarburos a presión atmosférica.

1930's: Se construyeron plantas en Alemania que producían en total 590 000 toneladas por año de petróleo y gasolina desde el gas de síntesis obtenido a partir de carbón. También fueron construidas plantas en Japón, Gran Bretaña y Francia.

1950's-1990's: SASOL desarrolla una planta comercial en Sudáfrica (gasificación de carbón) con una capacidad de 4 000 000 Ton/año en tres plantas.

1980's-presente: Shell usa FT para convertir GN en combustibles y ceras en Bintulu, Malaysia. Recientemente incrementó su capacidad a aproximadamente 500 000 Ton/año produciendo diesel y gasolina principalmente.

1980's-presente: Un número nuevo de productores entrantes (ExxonMobil, BP, Conoco), un número de anunciados y planeados (incluyendo proyectos en demostración), Qatar y Nigeria están próximos a iniciar sus operaciones en sus instalaciones de escala mundial.

2.2. Proceso Fischer-Tropsch

En esta etapa el syngas es convertido por medio de un catalizador de hierro o cobalto, a crudo sintético siguiendo principalmente la reacción de Fischer-Tropsch:



Los productos obtenidos dependen en gran medida de la composición del gas de síntesis (fracción H_2/CO), tipo de catalizador utilizado, tipo de reactor, condiciones de operación (presión y temperatura) y del procesamiento final de la mezcla obtenida en esta etapa. Si las condiciones de temperatura son bajas (473 a 513 K) se obtiene principalmente diesel, y si son altas (573 a 623 K) se obtiene principalmente gasolina. Los catalizadores más usados son los de cobalto y hierro, siendo los de cobalto empleados para obtener hidrocarburos lineales de mayor peso molecular [18].

La ventaja más significativa del proceso GTL es producir hidrocarburos líquidos limpios listos para ser vendidos en el mercado. La segunda ventaja del proceso es que los productos tienen un bajo impacto ambiental cuando se queman. Ellos son requerimientos para naciones más industrializadas para cortar los niveles de sulfuro en diesel. El proceso Fischer-Tropsch fabrica diesel con prácticamente cero de contenido de azufre.

2.3. Mecanismo

La cinética de la síntesis ha sido estudiada extensivamente y muchos intentos han sido hechos para describir la velocidad de reacción. Una revisión de las ecuaciones de velocidad para catalizadores de hierro se dio por Huff y Satterfield (1984) y para catalizadores de cobalto por Yates y Satterfield (1991).

La reacción de Fischer-Tropsch es muy compleja, habiéndose propuesto varios modelos para explicar su mecanismo. La mayoría de los autores proponen tres etapas que describen de manera general el proceso de formación de los hidrocarburos:

a. Iniciación. En esta etapa el H_2 y el CO se adsorben disociativamente sobre los átomos metálicos presentes en el catalizador. La iniciación puede ser definida como la formación de una cadena iniciadora desde los reactantes hidrógeno y monóxido de carbono. Evidencia literaria muestra claramente a especies metil en la superficie como la cadena iniciadora.

b. Propagación. Se forman especies CH_2 adsorbidas sobre los centros activos del catalizador. Estas unidades inician un proceso de polimerización, en el que se van añadiendo consecutivamente nuevas unidades CH_2 . Esas cadenas en crecimiento permanecen aún adsorbidas, y este proceso explica la formación de hidrocarburos lineales.

c. Terminación. En esta etapa las cadenas se separan del centro activo, y en función del mecanismo se forman hidrocarburos saturados, α -olefinas o productos oxigenados.

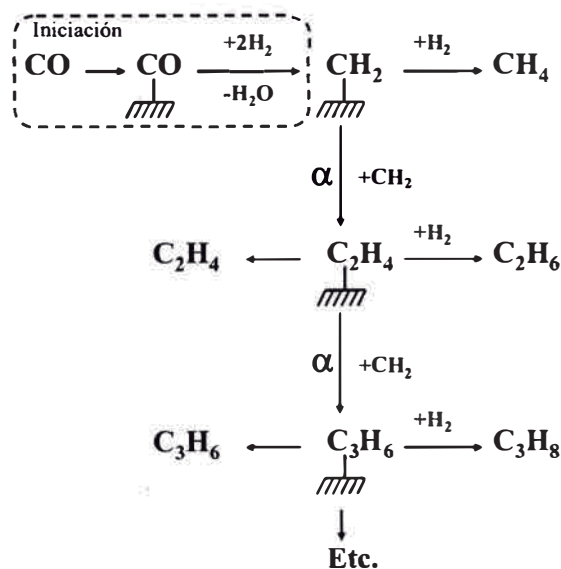
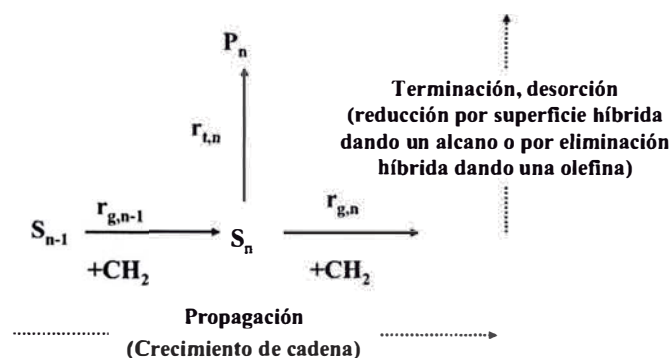


FIGURA 31.- ESQUEMA SIMPLIFICADO DEL MECANISMO DE INICIACIÓN

La distribución del producto de síntesis puede ser derivado en buena aproximación basada sobre el esquema de cinética simple mostrado (ver figura 31) para el crecimiento de la cadena y terminación.



Esquema cinético del crecimiento de cadena y terminación durante la síntesis Fischer Tropsch (S = especie adsorbida, P = producto libre)

FIGURA 32.- ESQUEMA DEL MECANISMO DE PROPAGACIÓN

Para el estado estable, la velocidad de consumo de una especie S que se propaga en la superficie con números de carbono n por terminación y crecimiento de cadena iguales a la velocidad de formación por crecimiento de cadena de especies con números de carbono $n-1$ (ver figura 32).

$$r_{g,n-1} = r_{g,n} + r_{t,n} \quad (6)$$

Si asumimos reacciones de primer orden, obtenemos:

$$k_{g,n-1} \cdot c_{s_{n-1}} = k_{g,n} \cdot c_{s_n} + k_{t,n} \cdot c_{s_n} \quad (7)$$

$$c_{s_n} = \frac{k_{g,n-1}}{k_{g,n} + k_{t,n}} c_{s_{n-1}} \quad (8)$$

La probabilidad de crecimiento de la cadena $\alpha_{g,n}$ de una especie con número de carbonos n se define como la razón de velocidades de propagación para el total de la velocidad de reacción (propagación y terminación):

$$\alpha_{g,n} = \frac{k_{g,n}}{k_{g,n} + k_{t,n}} \quad (9)$$

Para la probabilidad de terminación α_t tenemos

$$\alpha_i = \frac{k_i}{k_{g,n} + k_{i,n}} \quad (10)$$

La suma de ambas probabilidades es la unidad:

$$\alpha_{g,n} + \alpha_i = 1 \quad (11)$$

La velocidad de formación de un producto P_n es igual a la velocidad de liberación de la especie adsorbida S_n , e insertando de (8) y (10) deja:

$$r_{p,n} = k_{i,n} \cdot c_{s_n} = \frac{k_{i,n}}{k_{g,n} + k_{i,n}} \cdot k_{g,n-1} \cdot c_{s_{n-1}} = \alpha_{i,n} \cdot k_{g,n-1} \cdot c_{s_{n-1}} \quad (12)$$

Para una especie adsorbida con número de carbono n-1, se obtiene análogamente a la ecuación (8):

$$c_{s_{n-1}} = \frac{k_{g,n-2}}{k_{g,n-1} + k_{i,n-1}} c_{s_{n-2}} \quad (13)$$

Insertado en la ecuación (9) queda:

$$r_{p,n} = \frac{k_{g,n-2}}{k_{g,n-1} + k_{i,n-1}} \cdot k_{g,n-2} \cdot c_{s_{n-2}} = \alpha_{i,n} \cdot \alpha_{g,n-1} \cdot k_{g,n-2} \cdot c_{s_{n-2}} \quad (14)$$

Si repetimos este procedimiento hasta la especie adsorbida S_1 obtenemos:

$$r_{p,n} = \alpha_{i,n} \cdot \alpha_{g,n-1} \cdot \alpha_{g,n-2} \dots \alpha_{g,2} \cdot k_{g,1} \cdot c_{s_1} \quad (15)$$

Todos los hidrocarburos se forman por el iniciador de la cadena de crecimiento desde la especie S_1 y la velocidad de formación de todos los productos es igual a la velocidad de consumo de la especie S_1 :

$$\sum_n r_{p,n} = (k_{i,1} \cdot c_{s_{n-1}} + k_{g,1}) \cdot c_{s_1} \quad (16)$$

Combinando las ecuaciones (15) y (16) la fracción molar y_n de la especie P_n queda:

$$y_n = \frac{r_{p,n}}{\sum_n r_{p,n}} = \alpha_{t,n} \cdot \alpha_{g,n-1} \cdot \alpha_{g,n-2} \cdots \alpha_{g,2} \cdot \alpha_{g,1} \quad (17)$$

Si finalmente se asume que el valor de la probabilidad del crecimiento de cadena α_g es independiente de la longitud de la cadena y así también la probabilidad de terminación $\alpha_t = (1 - \alpha_g)$ tenemos:

$$y_n = (1 - \alpha_g) \cdot \alpha_g^{n-1} \quad (18)$$

La ecuación (18) es llamada como la ecuación Anderson-Schulz-Flory y la distribución de productos también es conocida con el mismo nombre, fue originalmente desarrollada para polimerización. Para la síntesis Fischer-Tropsch, esta distribución es una buena aproximación para hidrocarburos con número de carbonos mayor de tres, por ejemplo la formación de metano usualmente es subestimada.

Un esquema simplificado se muestra a continuación:

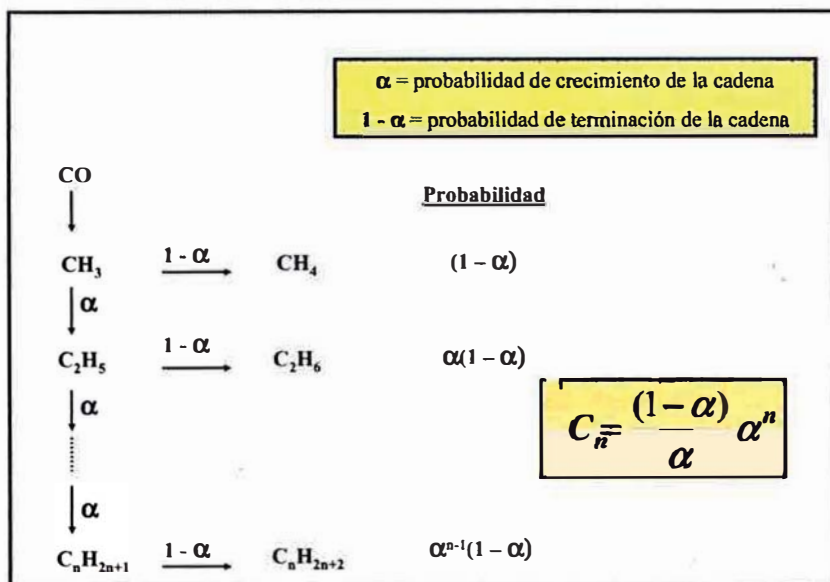


FIGURA 33.- ESQUEMA SIMPLE ECUACIÓN ASF [33]

Los productos de la síntesis Fischer-Tropsch forman una compleja mezcla multicomponente con una variación sustancial en el número de carbono y tipo de producto. Los productos principales son parafinas lineales y α -olefinas.

El valor de α determina la distribución del número total carbonos en los productos Fischer-Tropsch. El rango de α depende de las condiciones de la reacción y del tipo de catalizador.

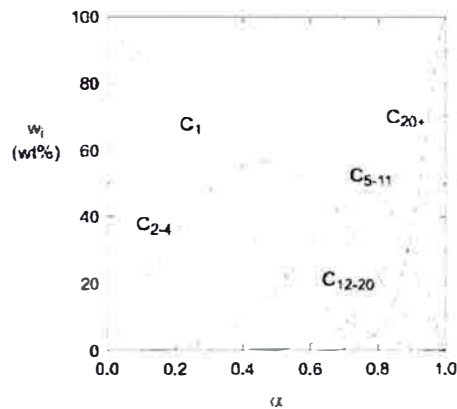


FIGURA 34.- DISTRIBUCIÓN ANDERSON-SCHULZ-FLORY [18]

2.4. CATALIZADOR

Los metales más activos para la síntesis Fischer - Tropsch son el hierro, cobalto y rutenio, en función de la naturaleza de estos catalizadores y de las condiciones de operación, varía la selectividad a los distintos productos de reacción. Pero se ha comprobado comercialmente que los más adecuados para producir hidrocarburos de mayor peso molecular (en el rango de destilados medios), son el hierro y el cobalto, ya que el Ru es excesivamente costoso.

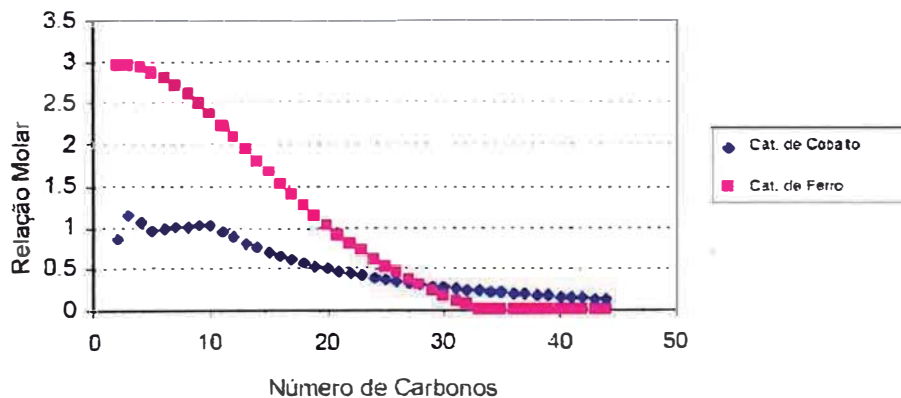


FIGURA 35.- RELACIÓN MOLAR OLEFINA/PARAFINA EN SÍNTESIS FT [34]

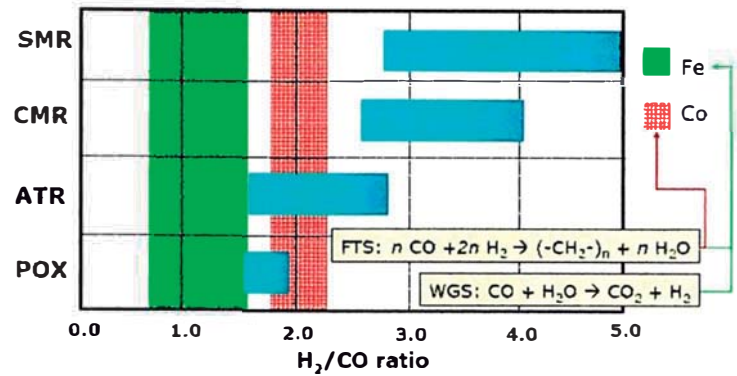
TABLA 15.- PRINCIPALES CATALIZADORES USADOS EN EL PROCESO [28]

Catalizador	Ventajas	Desventajas
Hierro (Fe)	Mínima producción de hidrocarburos ligeros. Amplio rango de relación H ₂ /CO en el gas de síntesis. A altas temperaturas (613 K) es ideal para producir olefinas claras con una baja selectividad hacia el metano. Mayor actividad	Limitado para la producción de ceras pesadas. Tiende a formar carbón, causando la desactivación del catalizador. Se produce gran cantidad de agua, produciendo una inhibición en el catalizador, disminuyendo el crecimiento de la cadena.
Cobalto (Co)	Mayor tiempo de vida del catalizador. Baja tendencia a formar carburos a 473-573 K y 2,5-4 MPa. Gran selectividad a la formación de ceras. Menor costo operativo en el proceso. Se adicionan promotores (Ru, Re o Pt) para prevenir la desactivación del catalizador.	Menor tolerancia al azufre y al amoníaco que el catalizador de hierro. Muy reducido el rango de H ₂ /CO. Alto precio (230 veces más que el hierro), por lo cual es soportado sobre óxidos de metal. Pero estos a su vez maximizan la actividad del catalizador.

Los catalizadores de cobalto tienen la ventaja de muy alta velocidad de conversión y larga vida (sobre cinco años). En general son más reactivos para hidrogenación y produce menos hidrocarburos insaturados y alcoholes comparado con catalizador de hierro. Los catalizadores de hierro tienen alta tolerancia al azufre, son baratos y producen más olefinas (ver figura 34) y alcoholes. El tiempo de vida del catalizador de Fe es corta y en instalaciones comerciales generalmente limitada a 8 semanas.

Los catalizadores de cobalto se emplean generalmente soportados sobre óxidos refractarios (SiO₂, Al₂O₃ y TiO₂) con el objeto de aumentar la dispersión del metal sobre la superficie del óxido y elevar la superficie de contacto entre el metal y los gases que van a reaccionar sobre ella, el CO y el H₂. El contenido de cobalto de esos catalizadores varía generalmente entre el 10% y el 25% en peso. ⁽⁵⁰⁾

El azufre es el mayor contaminante de los catalizadores, sin embargo, una muy pequeña cantidad puede ser tolerada por los catalizadores, 0,2 ppm como mínimo según experiencias en Sasol en Sudáfrica.



Source: E.M. Tindall, *Motors: Hydrocarbon Processing*/Nov '95

FIGURA 36.- Comparación entre Co y Fe en el proceso FT [35]

2.5. REACTORES

Actualmente existen cuatro tipos de reactores, dos de ellos consideran los requerimientos de las operaciones moderadas, y los otros se utilizan en operaciones convencionales, debido a que se construyeron hace muchos años.

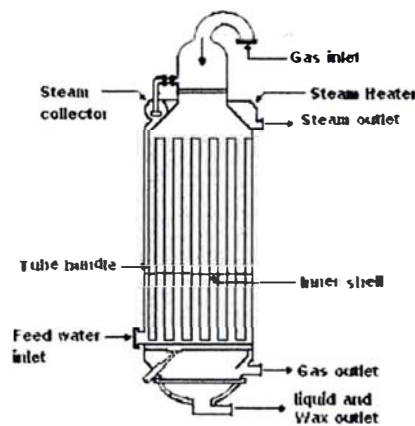


FIGURA 37.- REACTOR MULTITUBULAR DE LECHO FIJO

2.5.1. Lecho fijo. Uno de los más tempranos desarrollos en los reactores Fischer-Tropsch fue el lecho fijo tubular, después de muchos años Ruhrchemie y Lurgi refinaron este concepto a lo que hoy es conocido como el reactor ARGE de alta capacidad. Estos reactores generalmente contienen 2 000 tubos rellenos con catalizadores de hierro inmersos en agua para remover el calor. La temperatura es mantenida en el reactor por el control de la presión, alta velocidades de entrada del gas de síntesis y con reciclo del gas obtenido de la reacción. El gas de síntesis es introducido por la parte superior del reactor y los productos se obtienen por la

parte inferior. La eficiencia de la conversión se encuentra en un 70%. Los reactores operan a 2-3 MPa, y 493-533 K. El tiempo de vida de los catalizadores es de 70-100 días y su remoción es muy difícil.



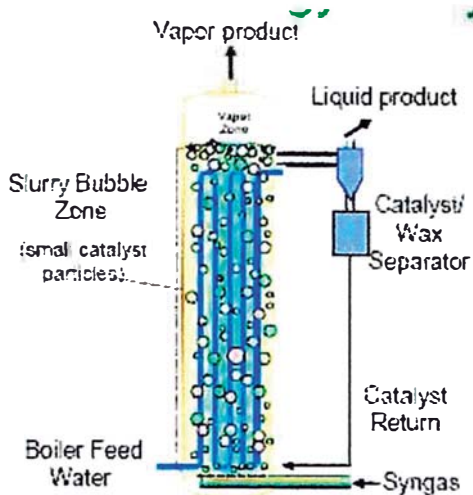
Key Reactor Stats:

- Weight: 1,200 tonnes
- Capacity: 5,800 bpd
- Diameter: 7m
- Height: 20m
- Reactor tubes: 29,000
- Tube length: 12m
- Tube diameter: 2.5cm

**Fixed bed FT Reactors
are massive**

FIGURA 38.- DIMENSIONES COMERCIALES REACTOR DE LECHO FIJO

2.5.2. Reactor SBCR (Slurry Bubble Column Reactor), conocido como el reactor de lodos, diseñado para operar a baja temperatura, así optimizando la producción baja de metano y alta de ceras. El reactor de lodos opera en tres fases y consiste en un lecho de catalizadores suspendidos y dispersos en líquido (Productos FT). El gas de síntesis es burbujeadado desde la parte inferior del reactor, logrando un excelente contacto con los catalizadores. Los reactores Slurry son optimizados con los catalizadores. Comparado con el reactor ARGE, el Slurry ofrece las siguientes ventajas: mayor control de la temperatura, fáciles de construir, sencillos de operar y bajo costo (75% menos), alta conversión de productos, menor carga y mayor tiempo de vida de los catalizadores. Debido a que el reactor trabaja en tres fases, en la corriente de salida de productos se obtiene una pequeña cantidad de catalizadores, los cuales son recuperados y cargados nuevamente al reactor. Es de aclarar que el desarrollo del reactor Slurry fue realizado en SASOL y la patente licenciada posteriormente a ExxonMobil.



FT Reactor during shipping

Capacity = 15.000 bpd
 Weight = 2.200 tons
 Height = 60 m
 Outer Diameter = 10m

FIGURA 39.- DIMENSIONES COMERCIALES REACTOR DE LODOS

La reacción FT es altamente exotérmica por lo cual el principal desafío para el diseño de los reactores es remover el calor liberado, ya que si no se realiza eficientemente se genera sobrecalentamiento, ocasionando altos depósitos de carbón sobre el catalizador y una formación abundante de metano.

TABLA 16.- COMPARACIÓN DE CATALIZADORES EN SBCR [35]

ITEM	HIERRO	COBALTO
Actividad	Baja	Alta
Formación de Metano	Baja	Alta
Productos Diesel	Similar	Similar
Olefinas/oxigenados	Alta	Baja
Vida del catalizador	Baja	Alta
Tolerancia a contaminantes	Alta	Baja
Regeneración	No	Si
Resistencia mecánica	Baja	Alta
Volumen del Reactor	Grande	Menor
Optima relación H ₂ /CO	1,7-1,8	2,1
Total CO ₂ producido	Similar	Similar
Costo US\$/bbl: Fe 7-10, Co 30-35 Vida del catalizador: Co 10 veces más que Fe	Alto	Bajo

TABLA 17.- COMPARACIÓN DE TECNOLOGÍA GTL [28]

EMPRESA	Planta O2	Producción Syngas	Síntesis FT (catalizador)	Producción
JOGMEC (Japón)	No Requerido	Reformador Tubular <Chiyoda>	Slurry Bed (Co) <NSC>	7 bpd Piloto
SASOL (Sudáfrica)	Requerido	Reformado autotérmico <Topsoe>	Slurry Bed (Co) <Sasol>	17 000 bpd Comercial (x2)
Shell (Malaysia)	Requerido	CPO <Shell>	Fixed Bed (Co) <Shell>	3 000 bpd Comercial (x4)
ExxonMobil (USA)	Requerido	Reformado autotérmico <ExxonMobil>	Slurry Bed (Co) <ExxonMobile>	200 bpd Demostración
BP (USA)	Requerido	Reformador Compacto <BP>	Slurry Bed (Co) <BP>	300 bpd Demostración

3. Mejoramiento del producto

La última etapa es la unidad de mejoramiento del producto, en la cual se utilizan etapas de hidrotreamiento (*hidrotreating*) y/o hidrocraqueo (*hydrocracking*), a un costo menor comparado con una refinería de crudo debido a la calidad de las cadenas largas de hidrocarburos. En este proceso se consume una pequeña cantidad de H₂ y se produce una pequeña cantidad de gas. Esta unidad es independiente de las unidades de todo el proceso ya que la generación del gas de síntesis debe estar sincronizada con la síntesis de Fischer-Tropsch.

En esta instancia las ceras obtenidas de la etapa anterior se convierten en los productos finales como: nafta, diesel y lubricantes. Estos productos poseen mejores propiedades comparadas con los obtenidos de la refinación convencional de crudo; los productos líquidos tienen menor cantidad de aromáticos, no contienen azufre, nitrógeno y metales, y están constituidos principalmente de parafinas. Estas características colocan a los productos en un lugar privilegiado en el mercado, debido principalmente a las especificaciones y regulaciones, que en el presente y en el futuro cercano están exigiendo los entes medioambientales y los acuerdos internacionales entre países desarrollados.

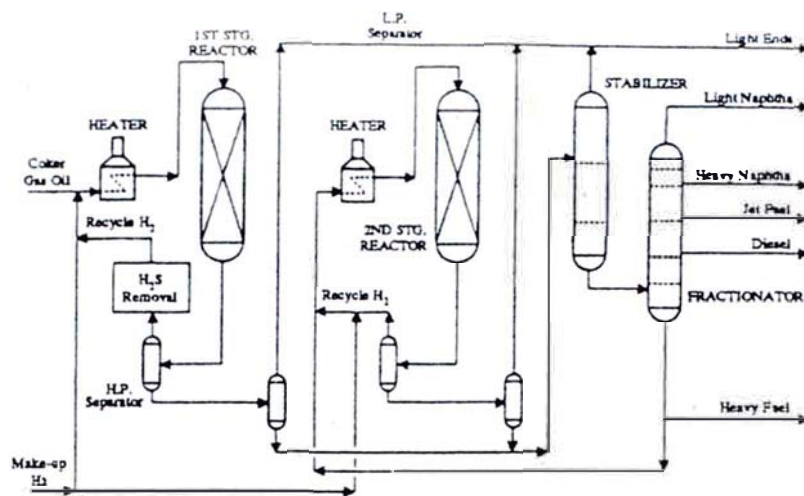


FIGURA 40.- ESQUEMA TÍPICO DE UNA UNIDAD DE HIDROCRACKING [9]

TABLA 18.- PRINCIPALES PROPIEDADES DE NAFTA GTL [25]

Propiedades	Método	Nafta GTL	Nafta Común
Densidad @ 15°C (kg/l)	ASTM D4052	0,67 - 0,68	0,665
Densidad API		76,6 - 79,7	81,3
Azufre Total (ppm)		No detectado	220
Composición	Método	% (m/m)	
Compuestos parafínicos	Análisis por cromatografía de gases	98	91,5
Relación normal/iso-parafínicos		1,3:1	No disponible
Aromáticos		No detectado	0,1
Oxigenados		No detectado	0,005
Destilación	Método	Temperatura (°C)	
Punto Inicial de Ebullición	ASTM D86	30	36
10% vaporizado		55	45
50% vaporizado		110	55
90% vaporizado		136	98
Punto Final de Ebullición		150-185	145

Por las características del diesel GTL, este se convierte en un producto con un amplio mercado internacional, ya que presenta mejores especificaciones de calidad, y menor descarga en emisiones de partículas contaminantes, que las requeridas en el futuro [29] por los entes reguladores ambientales (Japón y Estados Unidos, 30 ppm de contenido de azufre en el año 2008).

TABLA 19.- PRINCIPALES PROPIEDADES DE DIESEL GTL [25]

Propiedades	Método	Diesel GTL	Diesel Común
Densidad @ 15°C (kg/l)	ASTM D4052	0,78	0,82 – 0,86
Viscosidad Cinemática @ 40°C (cSt)	ASTM D445	2	2- 4
Flash Point (°C)	ASTM D92	> 55	> 55
Número de Cetano	ASTM D613	> 75	45 – 55
Azufre Total (ppm)	ASTM D5453	< 5	< 10 a > 350
Aromáticos (%vol)	IP 391/95	1	25 – 40
Políciclo Aromáticos	IP 391/95	Nulo	3 – 7
Destilación	Método	Temperatura (°C)	
Punto Inicial de Ebullición	ASTM D86	155 - 180	170 – 215
10% vaporizado		190 - 220	205 – 255
50% vaporizado		245 – 290	240 – 300
90% vaporizado		315 – 350	290 -360
95% vaporizado		< 360	320 – 380
Punto Final de Ebullición		340 - 375	340 - 400

La nafta es el segundo producto en cantidad que se produce en una planta GTL y varía entre el 15 y el 25% de la producción total. Este producto es de muy alta calidad y altamente parafínicos; pero con la desventaja que presenta un bajo octanaje y por lo tanto no es adecuado para abastecer motores a gasolina. Por otra parte es ideal como alimento para la manufactura de etileno y parafina natural. La nafta GTL posee un octanaje (ROM) de 40, mucho menor que el octanaje de la gasolina convencional de 83.

4. Tecnología seleccionada

En base a lo descrito anteriormente se ha seleccionado las siguientes tecnologías:

- ✓ La producción de gas de síntesis mediante Reformado Autotérmico, pues presenta la ventaja de una relación óptima H₂/CO de 2:1 para el proceso Fischer-Tropsch
- ✓ El proceso Fischer-Tropsch empleará el Reactor de Lodos, entre sus principales ventajas con respecto al Reactor de Lecho Fijo presenta mayor facilidad en el control de temperatura, menor caída de presión y mayor capacidad de producción. Además el catalizador a emplear es el de cobalto

soportado en alúmina porque presenta mayor productividad diesel y ceras conteniendo parafinas lineales.

- ✓ El mejoramiento de las ceras será utilizando el Hidrocraqueo para maximizar la producción de destilados medios.

Descripción Simplificada del Proceso

Se alimentan 100 MMSCFD de Gas Natural (composición en tabla 20) y 19,2 Ton/h de vapor a una temperatura de 600 °C y 35 bares de presión al reactor autotérmico donde también se alimenta oxígeno con 97% de pureza y una temperatura de 150°C. La reacción se lleva a cabo adiabáticamente y las corrientes de salida son 316,8 MMSCFD de gas de síntesis con una relación H₂/CO de 2:1 y con contenido de CO₂ (2,4 % molar) y H₂O (8,5 % molar), por lo que en primer lugar dicho gas calienta las corrientes de alimentación para enfriarse y luego se requiera menor calor para la condensación, donde se elimina una cantidad considerable de agua, quedando con 0,4 % molar de agua. Dicho gas de síntesis se trata en una columna de absorción con 261 estándar m³/h de solución de DEA en un 30 % en peso para reducir el porcentaje molar de CO₂ hasta 0,3 %. Posteriormente la DEA es regenerada. El gas de síntesis producido (286 MMSCFD) tiene una fracción molar de H₂+CO igual a 0,97. Dicho gas se calienta hasta una temperatura de 227 °C para ingresar al reactor de lodos, donde la temperatura es controlada alimentando agua comprimida para generar vapor a 10 bares. En el reactor de lodos se producen dos fases, una fase líquida (5 702 bpd) luego de separarse del catalizador y una fase vapor que contiene líquidos recuperables (4 563 bpd). La fase líquida se fracciona en tres productos (nafta, diesel y ceras) en dos columnas de destilación, mientras que la fase vapor se condensa para separarse en un recipiente donde se retiran gases sin reaccionar (un 82% a recicló y el resto a exportar) y agua residual, mientras que se recuperan hidrocarburos líquidos que se fraccionaron en dos columnas de destilación produciendo (nafta, diesel y ceras). Finalmente las ceras serán procesadas en la unidad de hidrocraqueo para obtener principalmente nafta y turbo jet, además de butano en menor proporción. Los productos finales son butano, nafta, diesel y turbo jet en cantidades de 254, 2 485, 4 542 y 3 559 bbl/d respectivamente.

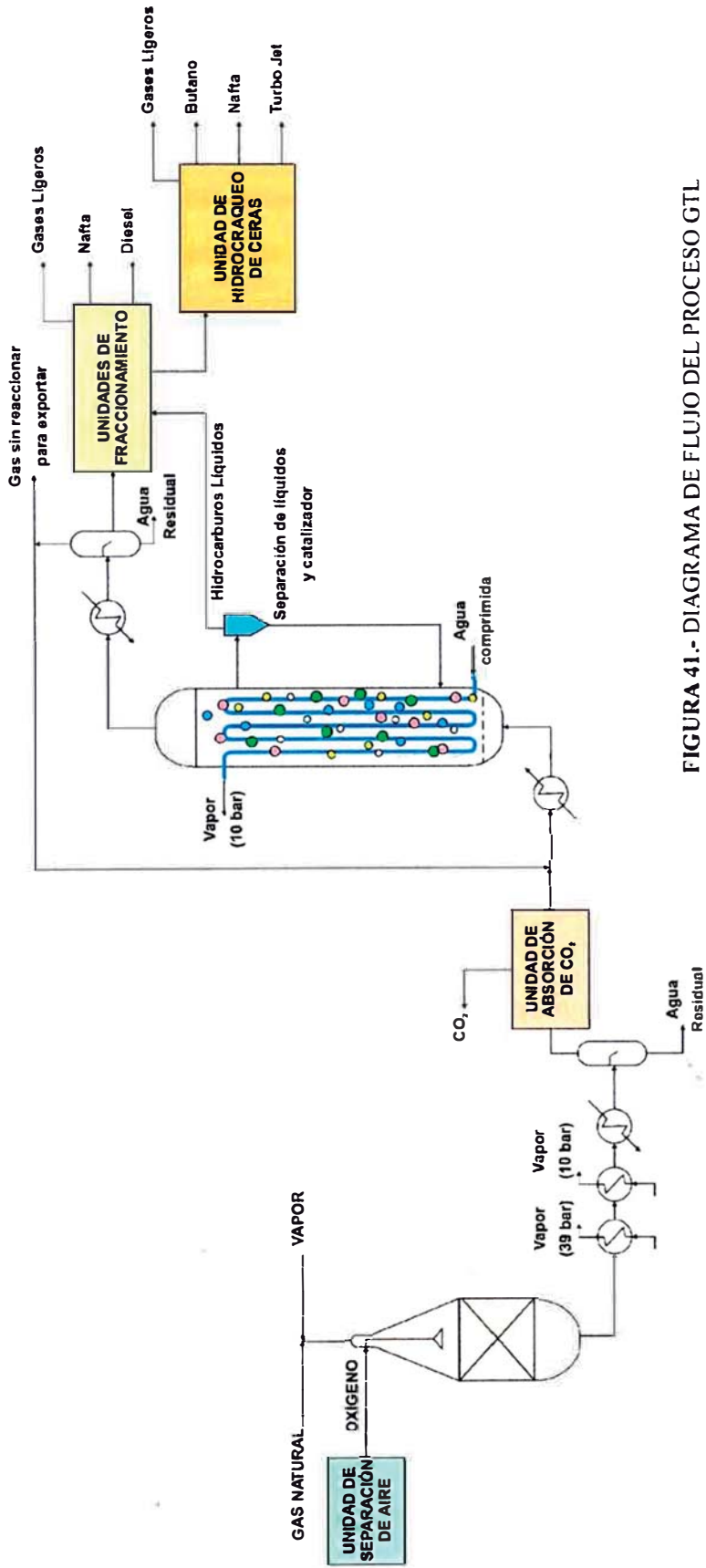


FIGURA 41.- DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO GTL

CAPÍTULO VI: TECNOLOGÍA A EVALUARSE

1. Caracterización de la materia prima

Se consideró 100 MMSCFD de gas natural como alimentación a una presión de 8 133,2 kPa y una temperatura de 25°C, cuya composición típica fue obtenida del MINEM en una de sus publicaciones. La planta operará 350 días al año.

TABLA 20.- COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL

Componentes	z_i (% molar)	F_i (kmol/h)
Dióxido de Carbono	0,39%	20,53
Nitrógeno	1,94%	102,12
Metano	95,08%	5 005,07
Etano	2,14%	112,65
Propano	0,29%	15,27
n-Butano	0,11%	5,79
n-Pentano	0,04%	2,11
n-Hexano	0,01%	0,53
	100,00%	

El poder calorífico tanto superior como inferior del gas natural se da a continuación:

$$\text{PCS} = 0,0502 \text{ MMBTU/kg}$$

$$\text{PCI} = 0,0452 \text{ MMBTU/kg}$$

En base a los artículos científicos, patentes y links se consideran las relaciones de oxígeno y vapor para la alimentación, obteniéndose lo siguiente:

$$\text{O}_2/\text{C molar} = 0,55$$

$$\text{Vapor}/\text{C molar} = 0,20$$

$$\text{GN equivalente C} = 5\,333,55 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Vapor @ 35 bar} = 1\,066,71 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Oxígeno} = 2\,933,45 \text{ kmol/h}$$

El oxígeno de alimentación es a un 99% molar de pureza donde el resto es esencialmente nitrógeno.

2. Localización de la Planta

La Planta GTL se ubicará tentativamente en el sur del Perú debido a la consideración como polo de desarrollo de la industria petroquímica a la ciudad de Marcona, Ica. Esto facilitará los requerimientos tanto de materia prima como de servicios.

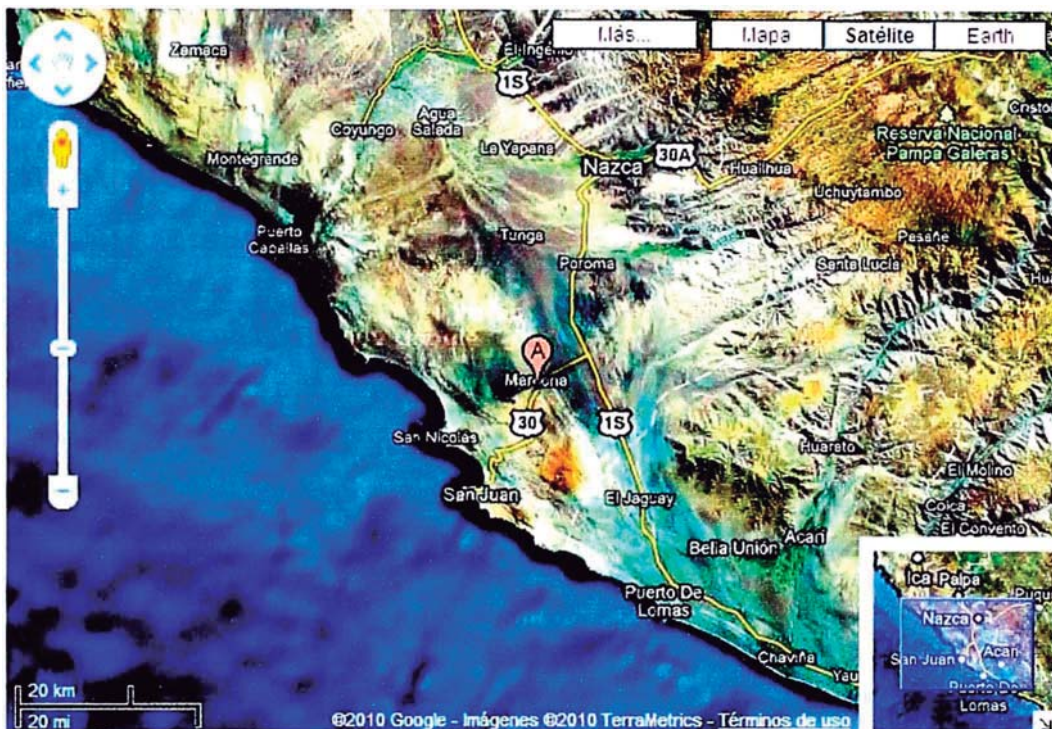


FIGURA 42.- UBICACIÓN DE LA PLANTA GTL

3. Condiciones de Operación

Las principales condiciones de operación son dadas en los dos reactores principales, el reactor R-110 autotérmico para la producción del gas de síntesis y el reactor R-310 de lodos para la síntesis de los productos Fischer Tropsch.

TABLA 21.- CONDICIONES DE OPERACIÓN DE REACTORES

	R-110		R-310	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
T (°C)	509,8	1 098,7	227,0	227,0
P (kPa)	3 490,0	3 490,0	3 000,0	3 000,0
F (kmol/h)	9 293,9	16 640,1	23 476,0	15 273,9
Condición	Adiabático		Isotérmico	

Las condiciones de operación en las siguientes etapas serán detalladas posteriormente en el diseño de cada equipo.

TABLA 22.- COMPOSICIONES DE ENTRADA Y SALIDA EN LOS REACTORES

	R-110		R-310	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Composición molar				
CO	0,000	0,286	0,293	0,177
H ₂	0,000	0,587	0,598	0,358
CO ₂	0,002	0,024	0,025	0,039
O ₂	0,316	0,000	0,000	0,000
N ₂	0,014	0,008	0,025	0,039
H ₂ O	0,115	0,085	0,009	0,287
CH ₄	0,539	0,010	0,038	0,060
C ₂ -C ₄	0,014	0,000	0,010	0,020
C ₅ -C ₉	0,000	0,000	0,002	0,009
C ₁₀ -C ₂₂	0,000	0,000	0,000	0,007
C ₂₂₊	0,000	0,000	0,000	0,004

4. Especificaciones de los Productos Fischer-Tropsch

Los productos obtenidos a la salida del reactor de lodos burbujeante, donde se lleva a cabo la reacción de Fischer-Tropsch serán separados de acuerdo al rango de número de carbonos de acuerdo a patente europea [22], donde se utiliza la división especificada en la tabla 23. Además las ceras se estimaran como el tricontano.

Tabla 23.- RANGO Y DENSIDAD DE LOS PRODUCTOS FISCHER-TROPSCH

Productos Fischer-Tropsch	Rango	Densidad @ 15.5°C (Kg/m ³)
Nafta	C ₅ -C ₉	693,0
Diesel	C ₁₀ -C ₂₂	775,0
Ceras	C ₂₂₊	884,2

5. Diseño de Planta de Producción

5.1. Reactores

a. Reactor de Reformado Autotérmico

Para diseñar el ATR se tomó un criterio termodinámico en reacciones químicas múltiples en equilibrio, basado en el hecho de que la energía total de Gibbs en el equilibrio del sistema tiene su valor mínimo. Se toma como referencia el procedimiento seguido por el libro el Capítulo 15 de Smith – Van Ness [14].

Balance de materia

$$\sum n_i \cdot a_{ik} - A_k = 0 \quad (19)$$

Minimización de la Función:

$$\left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{T,P} = \left(\frac{\partial H}{\partial n_i} \right)_{T,P} - T \cdot \left(\frac{\partial S}{\partial n_i} \right)_{T,P} + \lambda_k \cdot a_{ik} \quad (20)$$

Reactor Adiabático:

$$H_{entrada} = H_{salida} \quad (21)$$

La ecuación (19) se repite para w elementos, la ecuación (20) para los N compuestos y la ecuación (21) una vez, presentando el sistema en total $N+w+1$ ecuaciones que a su vez presenta N moles, w multiplicadores de Lagrange y la temperatura de salida de reactor como incógnitas.

TABLA 23.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DEL ATR

Nombre	R-110
Descripción	ATR
Capacidad (kJ/s)	107 161
Detalle	Calor de Reacción
Costo de Compra (MUS\$)	7 787
F _M	2,1
Costo Base Actual (MUS\$)	16 353

El procedimiento requirió asumir en las relaciones molares del oxígeno y vapor con el gas natural hasta optimizar la producción. Para la estimación de su costo, se utilizó como parámetro de diseño el calor de reacción intercambiado ya que esencialmente se trata de un horno de reformado.

b. Reactor de Lodos Burbujeante

De acuerdo a los modelos cinéticos descritos anteriormente y al artículo “Modelamiento y optimización de un reactor de lodos burbujeante de gran escala para producir 10 000 bpd de hidrocarburos líquidos Fischer Tropsch”, cuyo reactor opera a 3 000 kPa y 500 K, con un factor de crecimiento de cadena $\alpha = 0.92$ y una conversión de 60,6%.

Ecuación de Anderson Schulz Flory:

$$y_{N_c, n} = (1 - \alpha) \cdot \alpha^{N_c - 1} \quad (22)$$

El balance de masa permitió llegar a la siguiente ecuación

$$F_i = F_i^o + \%Conv_i \cdot F_{CO} \quad (23)$$

Donde

F_i^o, F_i : Flujo molar inicial y de salida del hidrocarburo i

$\%Conv_i$: Porcentaje de conversión de $C\bullet$ hacia el hidrocarburo i

F_{CO} : Flujo molar inicial de CO

TABLA 24.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DEL REACTOR DE LODOS

Nombre	R-310
Descripción	SBCR
Capacidad (m ³)	1 155
Detalle	Volumen
Agua Comprimida (kg/s)	92,38
Costo de Compra (MUS\$)	558
F _M	7,5
Costo Base Actual (MUS\$)	4 186

Luego de llevada a cabo las reacciones catalizadas por cobalto soportado en alúmina, el reactor se comporta como un separador líquido-vapor, en donde por rebose se separan los líquidos y por el tope del reactor sale vapor con hidrocarburos ligeros. Por ello se aplicaron las mismas ecuaciones para un proceso de vaporización instantánea para determinar las composiciones y cantidades tanto de líquido como del gas.

TABLA 25.- RESUMEN DE DISTRIBUCIÓN ASF Y CONVERSIÓN DE CO

Comp.	$y_{N_c,n}$	α -olefina n-parafina	DISTRIBUCIÓN		Fracción de Conversión de CO	
			n-parafina	α -olefina	n-parafina	α -olefina
C ₁	0,080		0,0800		0,0041	
C ₂	0,074	0,8489	0,0398	0,0338	0,0041	0,0035
C ₃	0,068	1,1795	0,0311	0,0366	0,0048	0,0057
C ₄	0,062	1,1005	0,0297	0,0326	0,0061	0,0067
C ₅	0,057	0,9505	0,0294	0,0279	0,0076	0,0072
C ₆	0,053	0,9912	0,0265	0,0262	0,0082	0,0081
C ₇	0,049	1,0000	0,0243	0,0243	0,0087	0,0087
C ₈	0,045	1,0088	0,0222	0,0224	0,0091	0,0092
C ₉	0,041	1,0225	0,0203	0,0208	0,0094	0,0096
C ₁₀	0,038	1,0280	0,0186	0,0191	0,0096	0,0098
C ₁₁	0,035	0,9484	0,0178	0,0169	0,0101	0,0096
C ₁₂	0,032	0,8990	0,0168	0,0151	0,0104	0,0093
C ₁₃	0,029	0,7971	0,0164	0,0130	0,0109	0,0087
C ₁₄	0,027	0,7487	0,0155	0,0116	0,0111	0,0083
C ₁₅	0,025	0,7016	0,0146	0,0103	0,0113	0,0079
C ₁₆	0,023	0,6503	0,0139	0,0090	0,0114	0,0074
C ₁₇	0,021	0,6127	0,0131	0,0080	0,0114	0,0070
C ₁₈	0,019	0,5671	0,0124	0,0070	0,0115	0,0065
C ₁₉	0,018	0,5325	0,0116	0,0062	0,0114	0,0061
C ₂₀	0,016	0,4795	0,0111	0,0053	0,0114	0,0055
C ₂₁	0,015		0,0151		0,0163	
C ₂₂	0,014		0,0139		0,0157	
C ₃₀	0,160		0,1597		0,2465	

5.2. Expansor y Compresor

Se utilizaron las ecuaciones del Capítulo 7 de Smith - Van Ness [14], donde se detalla lo siguiente:

Expansión

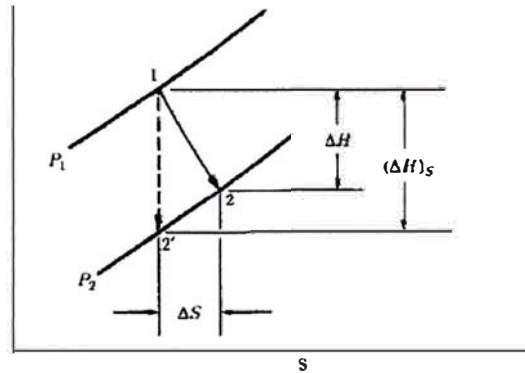


FIGURA 43.- PROCESO DE EXPANSIÓN ADIABÁTICA

Eficiencia de expansión adiabática:
$$\eta = \frac{\Delta H}{\Delta H_s} = \frac{W}{W_s} \quad (24)$$

Trabajo real molar de expansión:
$$W = \eta \cdot \Delta H_s \quad (25)$$

Compresión

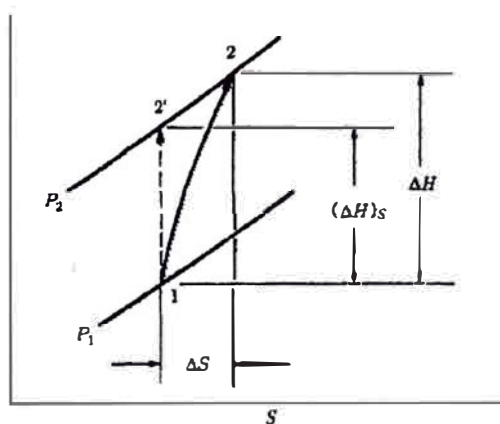


FIGURA 44.- PROCESO DE COMPRESIÓN ADIABÁTICA

Eficiencia de compresión adiabática:
$$\eta = \frac{\Delta H_s}{\Delta H} = \frac{W_s}{W} \quad (26)$$

Trabajo real molar de compresión:
$$W = \frac{\Delta H_s}{\eta} \quad (27)$$

Los valores de entalpía y entropía han sido calculados usando el modelo termodinámico de Soave-Redlich-Kwong como se muestra en los apéndices C.3 y C.4.

TABLA 26.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DEL COMPRESOR

Nombre	G-320
Descripción	Gas de síntesis sin reaccionar
Capacidad (kg/h)	123,476
Potencia (kW)	1
Costo Base Actual (MUS\$)	806

TABLA 27.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DEL EXPANSOR

Nombre	G-120
Descripción	Aire de alimentación
Capacidad (kg/h)	88,655
Potencia (kW)	2,708
Costo Base Actual (MUS\$)	1,624

5.3. Columna de Absorción

Para el cálculo correspondiente al balance de masa en la Columna D-210, se utilizó el método de grupos [11], el cual aplica las siguientes ecuaciones:

Factor de absorción:
$$A_e i = \frac{L_0}{K_i \cdot V_{N+1}} \quad (28)$$

Factor de desorción:
$$S_e i = \frac{K_i \cdot V_{N+1}}{L_0} \quad (29)$$

Fracción de absorción:
$$\phi A_i = \frac{A_e i - 1}{A_e i^{N+1} - 1} \quad (30)$$

Fracción de desorción:
$$\phi S_i = \frac{S_e i - 1}{S_e i^{N+1} - 1} \quad (31)$$

Flujo de líquido a la salida:
$$L_N i = \phi S_i \cdot L_0 i + (1 - \phi A_i) \cdot V_{N+1} i \quad (32)$$

Flujo de gas a la salida:
$$V_1 i = \phi A_i \cdot V_{N+1} i + (1 - \phi S_i) \cdot L_0 i \quad (33)$$

Para el cálculo del diámetro de la columna se utilizó el procedimiento seguido por Robert Treybal [15], donde se aplican las siguientes ecuaciones:

Velocidad de inundación:

$$V_F = C_F \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (34)$$

$$C_F = \left[\alpha \cdot \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}} + \beta \right] \cdot \left(\frac{\sigma}{0.020} \right)^{0.2} \quad (35)$$

Las tablas 6.1 y 6.2. del libro permiten el cálculo de las constantes en las ecuaciones y la estimación de los parámetros.

TABLA 28.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE COLUMNA DE ABSORCIÓN

Nombre	D-210
Descripción	Absorción de CO ₂
Característica	Platos
Diámetro (m)	3,2
Etapas	20
Altura (m)	12,8
Costo Base Actual (MUSS)	431,4

5.4. Columnas de Destilación

Para el diseño de las columnas de destilación se utilizó el procedimiento seguido por Robert Treybal [15], donde se aplican las siguientes ecuaciones:

Reflujo mínimo

$$\sum_i \frac{\alpha_j \cdot z_j}{\alpha_j - \phi} = 1 - q \quad (36)$$

$$\sum \frac{\alpha_j \cdot d_j}{\alpha_j - \phi} = R_{\min} + 1 \quad (37)$$

Número mínimo de etapas (Método Fenske)

$$S_{\min} = \frac{\log \left(\frac{D_{LK}}{D_{HK}} \cdot \frac{W_{HK}}{W_{LK}} \right)}{\log \alpha_{i,Kprom}} \quad (38)$$

Distribución a Reflujo Total

$$\frac{D_j}{W_j} = \alpha_{jprom}^{S_{\min}} \cdot \frac{D_{HK}}{W_{HK}} \quad (39)$$

Número de etapas de operación (Correlación de Guilliland)

$$\frac{S - S_{\min}}{S + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668} \right] \quad (40)$$

Localización del plato de alimentación

Método Kirkbride

$$\log \left(\frac{SA}{SB} \right) = 0.206 \cdot \log \left[\frac{D}{W} \cdot \left(\frac{F_{LK}}{F_{HK}} \right) \cdot \left(\frac{W_{LK}}{D_{HK}} \right)^2 \right] \quad (41)$$

Método Fenske

$$\frac{SB}{S} = \frac{SB_{\min}}{S_{\min}} \quad (42)$$

$$SB_{\min} = \frac{\log\left(\frac{F_{LK} \cdot W_{HK}}{F_{HK} \cdot W_{LK}}\right)}{\log \alpha_{LKprom}} \quad (43)$$

El procedimiento de cálculo se detalla en el apéndice C.6 y para el cálculo del diámetro de la columna se siguen los mismos pasos que para la columna de absorción.

TABLA 29.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Nombre	D-220	D-330	D-340	D-350	D-360
Descripción	Regeneración de DEA	Destilación de ligeros	Destilación de diesel y ceras	Destilación de ligeros	Destilación de diesel y ceras
Característica	Platos	Platos	Platos	Platos	Platos
Diámetro (m)	2,0	1,4	2,0	1,2	2,4
Etapas	18	44	23	35	18
Altura (m)	11,6	27,5	14,6	22,0	11,6
Costo Base Actual (MUSS)	259,5	515,2	352,9	359,9	407,7

5.5. Intercambiadores de Calor

Para el caso de intercambiadores de calor de coraza y tubo y doble tubo se aplicó la metodología descrita por Donald Kern [7], cuyos cálculos se amplían en el apéndice C.7.

$$A_D = \frac{Q}{U_D \cdot LMTD_{corr}} \quad (44)$$

Donde el coeficiente global de transferencia de calor U_D de diseño se asume convenientemente para cada intercambiador de acuerdo a la literatura.

Parámetros geométricos

$$\text{Número de tubos: } N_t = (CTP) \frac{\pi D_s^2}{4 A_1} \quad (45)$$

$$A_1 = (CL) P_T^2 \quad (46)$$

$$\text{Longitud de tubos: } L = \frac{A_o}{D_o \cdot N_t} \quad (47)$$

$$\text{Diámetro equivalente en Coraza: } D_e = \frac{4(P_T^2 \cdot \sqrt{3} - \pi \cdot d_o^2 / 8)}{\pi \cdot d_o / 2} \quad (48)$$

$$\text{Área de Flujo en Coraza: } a_s = \frac{D_s \cdot C \cdot B}{P_T} \quad (49)$$

De acuerdo a las condiciones se obtiene el coeficiente global de transferencia del proceso:

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} \quad (50)$$

El coeficiente de incrustamiento R_d debe ser menor o igual a lo permitido:

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} \quad (51)$$

El diseño finaliza cuando las caídas de presión tanto para coraza como para tubos son menores a las permitidas.

$$\text{Coraza: } \Delta P_s = \frac{f \cdot G^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot \rho \cdot D_e \cdot \phi_s} \quad (52)$$

$$\text{Tubos: } \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (53)$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot \rho \cdot D \cdot \phi_i} \quad (54)$$

$$\Delta Pr = 4 \cdot n \cdot \rho \cdot \frac{v^2}{2} \quad (55)$$

TABLA 30a.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CORRIENTES DE PROCESO

Nombre	E-113	E-114	E-115	E-116	E-117	E-118
Descripción	Reactantes y Productos ATR	Reactantes y Productos ATR	Reactantes y Productos ATR	Oxígeno y Productos ATR	Gas Natural y Productos ATR	Gas Natural y Productos ATR
UA (kJ/h°C)	172 113	164 367	144 303	25 030	134 352	71 072
Nº Carcasas	1	1	1	1	1	1
Área total (m ²)	443	423	371	64	346	183
Costo de Compra (MUS\$)	54,7	54,7	46,4	58,0	43,1	24,9
F _M	6,5	4,5	4,5	3,5	3,5	3,5
Costo Base Actual (MUS\$)	355,4	246,0	208,8	203,0	150,8	87,0

TABLA 30b.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CORRIENTES DE PROCESO

Nombre	E-223	E-224	E-311	E-312	E-333	E-334
Descripción	Calentamiento a regeneración de DEA	Calentamiento a regeneración de DEA	Gas de síntesis a Reactor FT	Gas de síntesis a Reactor FT	Calentamiento a D-330	Calentamiento a D-330
UA (kJ/h°C)	778 243	2 000 932	398 953	332 033	130 062	2 375
Nº Carcasas	1	1	1	1	1	1
Área total (m ²)	274	704	1 026	854	129	3
Costo de Compra (MUS\$)	36,5	74,6	86,2	74,6	24,9	1,5
F _M	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	2
Costo Base Actual (MUS\$)	127,6	261,0	301,5	261,0	87,0	3,0

TABLA 30c.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CORRIENTES DE PROCESO

Nombre	E-335	E-336	E-354	E-363
Descripción	Calentamiento a D-330	Calentamiento a D-330	Calentamiento a D-350	Calentamiento a D-360
UA (kJ/h°C)	54 404	58 536	258 654	118 745
Nº Carcasas	1	1	1	1
Área total (m²)	54	63	257	127
Costo de Compra (MUSS)	157,4	15,7	36,5	24,9
F_M	4	4	3,5	3,5
Costo Base Actual (MUSS)	550,9	55,1	127,6	87,0

TABLA 31a.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE CONDENSADORES Y REHERVIDORES

Nombre	E-111	E-112	E-212	E-213	E-221	E-222
Descripción	Generador de Vapor @ 35 bar	Generador de Vapor @ 10 bar	Condensador de agua en gas de síntesis	Condensador de agua en gas de síntesis	Condensador en D-220	Rehervidor en D-220
Nº Carcasas	1	1	1	1	1	1
Área total (m²)	597	30	702	702	4	5
Utilidad	Productos ATR	Productos ATR	Agua	Agua	Agua	Dowtherm A.
Utilidad necesaria (kg/h)	204 277	204 277	778 373	778 373	12 180	9 554
UA (kJ/h-°C)	193 313	9 686	1 136 838	1 136 838	6 394	19 512
Costo Base Actual (MUSS)	333,9	66,8	261,0	261,0	5,5	5,5

TABLA 31b.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE CONDENSADORES Y REHERVIDORES

Nombre	E-313	E-314	E-315	E-316	D-331	D-332
Descripción	Condensador de Gas FT	Condensador de Gas FT	Condensador de Gas FT	Condensador de Gas FT	Condensador en D-330	Rehervidor en D-330
Nº Carcasas	1	1	1	1	1	1
Área total (m²)	631	631	631	631	31	33
Utilidad	Agua	Agua	Agua	Agua	Agua	Dowtherm A
Utilidad necesaria (kg/h)	1 148 246	1 148 246	1 148 246	1 148 246	82 333	17 147
UA (kJ/h-°C)	1 022 278	1 022 278	1 022 278	1 022 278	54 192	47 175
Costo Base Actual (MUS\$)	237,8	237,8	237,8	237,8	37,7	37,7

TABLA 31c.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE CONDENSADORES Y REHERVIDORES

Nombre	E-337	D-341	D-351	E-355	D-361
Descripción	Condensador de Producto D-330	Condensador en D-340	Condensador en D-350	Condensador de Producto D-350	Condensador en D-360
Nº Carcasas	1	1	1	1	1
Área total (m²)	81	25	9	1	24
Utilidad	Agua	Agua	Agua	Agua	Agua
Utilidad necesaria (kg/h)	59 188	91 876	23 443	1 151	112 855
UA (kJ/h-°C)	81 980	24 948	16 415	1 662	23 811
Costo Base Actual (MUS\$)	63 787,8	33,6	3,3	2,8	31,9

El diseño de aroenfriadores se realizó tomando como metodología la descrita por Eduardo Cao [1]. El área de intercambio se calculó similarmente que para el intercambiador de coraza y tubos.

$$\text{Parámetro de diseño: } Z = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \quad (56)$$

El parámetro Z permite la estimación de la velocidad frontal del aire y el número de filas por tunos mediante la tabla 9-2 del libro.

$$\text{Velocidad frontal: } V_F = \frac{W_c}{\rho_A \cdot W \cdot L} \quad (57)$$

$$\text{Flujo másico de aire: } Wc = \frac{Q}{c_c(t_2 - t_1)} \quad (58)$$

$$\text{Área frontal: } a_F = \frac{Wc}{\rho_A \cdot V_F} \quad (59)$$

$$\text{Número de tubos: } N = \frac{A}{\pi \cdot D_o \cdot L} \quad (60)$$

$$\text{Coeficiente global: } \frac{1}{U_C} = \frac{1}{h'_{io}} + \frac{1}{h'_{fo}} \quad (61)$$

$$\text{Área calculada: } A_C = \frac{Q}{U_C \cdot LMTD_{corr}} \quad (62)$$

Si el área calculada es menor que el área de diseño entonces el equipo será el correcto, de no ser así se procede a cambiar alguno de los parámetros sin que la caída de presión sea mayor a la permitida. El cálculo se detalla en el apéndice C.8.

TABLA 32.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE AEROENFRIADORES

Nombre	E-211	E-216	E-364
Descripción	Gas de síntesis	DEA regenerada	Diesel a almacenamiento
Número de Ventiladores	4	4	4
Área total (m ²)	381	1 249	117
Longitud (m)	6,0	9,0	4,5
Ancho de bahía (m)	12,0	13,1	2,3
Número de tubos	797	1 742	308
Número de Filas	5	8	8
Número de Aletas por metro	394	394	394
Utilidad	Aire	Aire	Aire
Utilidad necesaria (kg/s)	277,9	331,4	29,4
T _{in}	201,8	110,0	122,7
T _{out}	129,4	50,0	50,0
Costo de Compra (MUS\$)	58,0	116,0	41,4
F _M	4	4	4
Costo Base Actual (MUS\$)	232,0	463,9	165,7

5.6. Separadores

Separación Binaria (Líquido-Vapor)

En base a los balances fundamentales y las relaciones de equilibrio a temperatura y presión constante, se aplicó la ecuación de Rachford Rice para la determinación de la composición de flujo de líquido y de vapor para el diseño del separador.

$$\text{Balance de Masa Global:} \quad F = V + L \quad (63)$$

$$\text{Balance Molar por componente:} \quad z_i \cdot F = y_i \cdot V + x_i \cdot L \quad (64)$$

$$\text{Balance de Energía:} \quad F \cdot H_F = V \cdot H_V + L \cdot H_L \quad (65)$$

$$\text{Constante de equilibrio:} \quad K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (66)$$

Fración Vaporizada:
$$\phi = \frac{V}{F} \quad (67)$$

Ecuación de Rachford Rice:
$$f(\phi) = \sum \frac{z_i \cdot (1 - K_i)}{1 + \phi \cdot (K_i - 1)} = 0 \quad (68)$$

Según la recomendación hecha por Gael Ulrich [17], el diámetro del separador se determinó por las siguientes ecuaciones:

Velocidad de Gas:
$$u_G = 0,06 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (69)$$

Área de separación:
$$A = \frac{Q_G}{u_G} \quad (70)$$

Diámetro de separación:
$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (71)$$

Nivel de líquido:
$$LL = \frac{\theta \cdot Q_L}{A} \quad (72)$$

Se seleccionó una relación de L/D de acuerdo a la presión de operación de tal manera que la longitud del separador sea mayor al nivel del líquido, de no coincidir se aumenta el diámetro. Se utilizó un tiempo de residencia es recomendado $\theta = 5$ min. El cálculo se detalla en el apéndice C.9.

TABLA 33.- RELACIÓN RECOMENDADA L/D

P (barg)	L/D
0-17	2.5
17-35	3-4
>35	4-6

TABLA 34.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE SEPARADORES L-V

Nombre	D-214	D-353
Descripción	Gas de síntesis y agua	Gases Ligeros
Diámetro (m)	3,1	1,8
Altura (m)	12,4	3,6
Costo Base Actual (MUS\$)	795,3	41,0

Separación Trifásica (Líquido-Líquido-Vapor)

De la misma manera que para el separador bifásico se realizaron los balances fundamentales de masa y energía y las relaciones de equilibrio.

$$\text{Balance de Masa Global: } F = V + L^{(1)} + L^{(2)} \quad (73)$$

$$\text{Balance Molar por componente: } F \cdot z_i = V \cdot y_i + L^{(1)} \cdot x_i^{(1)} + L^{(2)} \cdot x_i^{(2)} \quad (74)$$

$$\text{Balance de Energía: } F \cdot H_F = V \cdot H_V + L^{(1)} \cdot H_{L^{(1)}} + L^{(2)} \cdot H_{L^{(2)}} \quad (75)$$

$$\text{Constantes de equilibrio: } K_i^{(1)} = \frac{y_i}{x_i^{(1)}} \quad (76)$$

$$K_i^{(2)} = \frac{y_i}{x_i^{(2)}} \quad (77)$$

$$\text{Parámetros: } \psi = \frac{V}{F} \quad (78)$$

$$\xi = \frac{L^{(1)}}{L^{(1)} + L^{(2)}} \quad (79)$$

Ecuaciones Modificadas:

$$\sum_i \frac{z_i \cdot (1 - K_i^{(1)})}{\xi \cdot (1 - \psi) + (1 - \psi) \cdot (1 - \xi) \cdot \frac{K_i^{(1)}}{K_i^{(2)}} + \psi \cdot K_i^{(1)}} = 0 \quad (80)$$

$$\sum_i \frac{z_i \cdot \left(1 - \frac{K_i^{(1)}}{K_i^{(2)}}\right)}{\xi \cdot (1 - \psi) + (1 - \psi) \cdot (1 - \xi) \cdot \frac{K_i^{(1)}}{K_i^{(2)}} + \psi \cdot K_i^{(1)}} = 0 \quad (81)$$

Se utilizaron también las ecuaciones (69), (70) y (71) para determinar el diámetro de separación.

$$\text{Nivel de líquido:} \quad LL = \frac{\theta}{A} (Q_L^{(1)} + Q_L^{(2)}) \quad (82)$$

Se seleccionó una relación de L/D de acuerdo a la presión de operación de tal manera que la longitud del separador sea mayor al nivel del líquido, de no coincidir se aumenta el diámetro. El cálculo se detalla en el apéndice C.10.

TABLA 35.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE SEPARADORES LLV

Nombre	D-317	D-338	D-359
Descripción	Gases de Reacción FT	Condensados D-330	Condensados D-350
Diámetro (m)	3,0	1,1	0,3
Altura (m)	12,0	2,2	0,6
Costo Base Actual (MUS\$)	745,6	44,7	14,9

5.7. Bombas

Se aplicó la ecuación fundamental para el diseño de bombas dado en bibliografías como Gael Ulrich [17]. El cálculo se detalla en el apéndice C.11.

$$\frac{W_f}{m} = \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{P} + \frac{\Delta u^2}{2} \Delta z + \frac{u^2}{2} \left(\frac{4 \cdot f \cdot L}{D} + \sum K_i \right) \quad (83)$$

Asunciones:

- Existe cambio insignificante en la velocidad y la elevación del fluido
- La densidad de los líquidos presenta poca variación con el cambio de presión.

- Las pérdidas por fricción y accesorios se reemplazan por un factor intrínseco como la eficiencia.

La ecuación se reduce a la siguiente expresión:

$$Potencia = \frac{m \cdot \Delta P}{\rho \cdot \varepsilon} \quad (84)$$

TABLA 36.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE BOMBAS

Nombre	L-215	L-217
Descripción	Centrifuga	Centrifuga
Capacidad (gpm)	15,2	1 171,9
Potencia (kW)	3,3	4,4
HP	4,4	5,9
Costo Base Actual (MUS\$)	37,7	48,5

5.8. Hornos

El diseño de los hornos se realizó teniendo como referencia a Eduardo Cao [1].

Donde se aplica la ecuación de Rendimiento Térmico o Eficiencia Térmica

$$\text{Eficiencia Térmica: } \eta = \frac{\text{Calor Aprovechado}}{\text{Calor Liberado}} \quad (85)$$

El Calor aprovechado, para este caso es el calor necesario para vaporizar los fondos de las columnas de destilación (D-340, D-350 y D-360) y para el calentamiento del dowtherm A desde 255 °C hasta 405 °C requerido en las columnas D-220 y D-330.

Asumiendo que el aire y gas ingresan a una temperatura igual al de la referencia, despreciándose sus contribuciones de pérdida de calor sensible y además se admite una pérdida de calor por las paredes de 2% del calor liberado, se reemplaza en la ecuación 13-2-6 y se obtiene la siguiente expresión:

$$\eta = 0.98 - \frac{W_H \cdot c_H (T_H - T_o)}{W_F \cdot PCI} \quad (86)$$

Donde el segundo término se obtiene al asumir una temperatura de humos con un porcentaje de exceso de aire y leyendo su valor en la figura 13-2 del libro. El cálculo se detalla en el apéndice C.12.

TABLA 37.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE HORNOS

Nombre	H-342	H-352	H-362	H-410
Descripción	Rehervidor D-340	Rehervidor D-350	Rehervidor D-360	Dowtherm A
Calor Aprovechado (kJ/s)	1 654	1 679	2 052	1 785
Eficiencia Térmica	0,73	0,73	0,73	0,73
Calor liberado (kJ/s)	2 266	2 301	2 811	2 446
Flujo de Combustible (kg/h)	338,04	343,28	419,49	364,90
Costo Base Actual (MUS\$)	529,2	534,1	602,3	3 827,3

5.10. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

El volumen de los tanques para el almacenamiento de los productos como Butano, Nafta, Diesel y Turbo Jet se cálculo de acuerdo a las recomendaciones por Gael Ulrich [17] para un tiempo de 30 días y un factor de seguridad de 20%. El tipo de tanque será de techo flotante. El cálculo se detalla en el apéndice C.13.

$$\text{Volumen de tanque: } V = Q \cdot \tau \cdot (1 + fs) \quad (87)$$

Se asume un valor para la altura H de tal manera que no supere 15 metros.

$$\text{Diámetro: } D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot H}} \quad (88)$$

TABLA 38.- DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Nombre	T-510	T-520	T-530	T-540
Descripción	Butano	Nafta	Diesel	Jet
Diámetro (m)	13,8	34,5	47,4	42,2
Altura (m)	10,0	15,0	15,0	15,0
Volumen (m ³)	1 500,0	14 000,0	26 500,0	21 000,0
Costo Base Actual (MUS\$)	220,4	787,0	1 101,8	975,9

TABLA 39.- RESUMEN DE EQUIPOS Y COSTO DE MÓDULO SIMPLE BÁSICO

Nombre	Equipo	Diámetro (m)	Altura/ Longitud (m)	Área (m ²)	Utilidad	Utilidad Necesaria	Otra Especificación	Material	Costo Actual MUSS Año 2009
R-110	Reactor ATR	4	16				-107 883 kJ/s	Acero al Carbono recubierto con material refractario	16 353
E-111	Generador de Vapor @ 35 bar			597	Agua desmineralizada	57 000 kg/h		Inconcl/Acero al Carbono	334
E-112	Generador de Vapor @ 10 bar			30	Agua desmineralizada	2 500 kg/h		Inconcl/Acero al Carbono	67
E-113	Intercambiador de Calor de Proceso			443				Inconcl /Acero al Carbono	355
E-114	Intercambiador de Calor de Proceso			423				Acero Inoxidable / Acero al Carbono	246
E-115	Intercambiador de Calor de Proceso			371				Acero Inoxidable / Acero al Carbono	209
E-116	Intercambiador de Calor de Proceso			64				Acero al Carbono / Acero al Carbono	58
E-117	Intercambiador de Calor de Proceso			346				Acero al Carbono / Acero al Carbono	151
E-118	Intercambiador de Calor de Proceso			183				Acero al Carbono / Acero al Carbono	87
G-120	Expansor				Electricidad	-2 708 kW		Acero al Carbono	1 624
D-210	Columna de absorción	3,2	12,8					Acero al Carbono	414
E-211	Aeroenfriador	12	6	381	Aire	277,9 kg/s		Acero al Carbono	232
E-212	Condensador			702	Agua de enfriamiento	216,2 kg/s		Acero al Carbono	261
E-213	Condensador			702	Agua de enfriamiento	216,2 kg/s		Acero al Carbono	261
D-214	Separador bifásico	3,1	12,4					Acero al Carbono	795
L-215	Bomba				Electricidad	3,3 kW		Acero al Carbono	38
E-216	Aeroenfriador	13,14	9	1 249	Aire	331,4 kg/s		Acero al Carbono	464
L-217	Bomba				Electricidad	4,4 kW		Acero al Carbono	48
D-220	Columna de Regeneración	2,0	11,6					Acero al Carbono	233
E-221	Condensador			4	Agua de enfriamiento	3,4 kg/s		Acero al Carbono	5
E-222	Rehervidor			5	Dowthcrm A	2,7 kg/s		Acero al Carbono	6
E-223	Intercambiador de Calor de Proceso			274				Acero al Carbono	128
E-224	Intercambiador de Calor de Proceso			704				Acero al Carbono	261
R-310	Reactor SBCR	7	30	1 155	Agua desmineralizada	269 118 kg/s		Acero al Carbono	4 186
E-311	Intercambiador de Calor de Proceso			1 026,1				Acero al Carbono	302
E-312	Intercambiador de Calor de Proceso			854				Acero al Carbono	261
E-313	Condensador			631	Agua de enfriamiento	319,0 kg/s		Acero al Carbono	238
E-314	Condensador			631	Agua de enfriamiento	319,0 kg/s		Acero al Carbono	238
E-315	Condensador			631	Agua de enfriamiento	319,0 kg/s		Acero al Carbono	238
E-316	Condensador			631	Agua de enfriamiento	319,0 kg/s		Acero al Carbono	238

D-317	Separador Trifásico	3,00	12,00					Acero al Carbono	746
G-320	Compresor				Electricidad	1,0 kW		Acero al Carbono	769
D-330	Columna de Destilación	1,37	27,45					Acero al Carbono	485
D-331	Condensador			31,36	Agua de enfriamiento	22,9 kg/s		Acero al Carbono	38
D-332	Rehervidor			32,76	Dowtherm A	4,8 kg/s		Acero al Carbono	38
E-333	Intercambiador de Calor de Proceso			129				Acero al Carbono	87
E-334	Intercambiador de Calor de Proceso			3				Acero al Carbono	3
E-335	Intercambiador de Calor de Proceso			54				Acero al Carbono	551
E-336	Intercambiador de Calor de Proceso			63				Acero al Carbono	55
E-337	Condensador			81	Agua de enfriamiento	16,4 kg/s		Acero al Carbono	64
D-338	Separador Trifásico	1,10	2,20					Acero al Carbono	45
D-340	Columna de Destilación	1,98	14,64					Acero al Carbono	336
D-341	Condensador			24,75	Agua de enfriamiento	25,5 kg/s		Acero al Carbono	34
H-342	Horno				Gas combustible	337,0 kg/h	2 266 kJ/s	Acero al Carbono recubierto con material refractario	529
D-350	Columna de Destilación	1,22	21,96					Acero al Carbono	336
D-351	Condensador			9,50	Agua de enfriamiento	6,5 kg/s		Acero al Carbono	3
H-352	Horno				Gas combustible	342,25 kg/h	2 301 kJ/s	Acero al Carbono recubierto con material refractario	534
D-353	Separador Bifásico	1,80	3,60					Acero al Carbono	41
E-354	Intercambiador de Calor de Proceso			257				Acero al Carbono	128
E-355	Condensador			1	Agua de enfriamiento	0,3 kg/s		Acero al Carbono	3
D-359	Separador Trifásico	0,30	0,60					Acero al Carbono	15
D-360	Columna de Destilación	2,44	11,59					Acero al Carbono	373
D-361	Condensador			23,62	Agua de enfriamiento	31,3 kg/s		Acero al Carbono	32
H-362	Horno				Gas combustible	418,23 kg/h	2 811 kJ/s	Acero al Carbono recubierto con material refractario	602
E-363	Intercambiador de Calor de Proceso			127				Acero al Carbono	87
E-364	Aeroenfriador	2,33	4,5	116,9	Aire	29,4 kg/s		Acero al Carbono	166
H-410	Horno				Gas combustible	363,81 kg/h	2 446 kJ/s	Acero al Carbono recubierto con material refractario	3 827
T-510	Tanque de Butanos	13,9	10				1 500 m ³	Acero al Carbono	220
T-520	Tanque de Nafta	34,5	15				14 000 m ³	Acero al Carbono	787
T-530	Tanque de Diesel	47,5	15				26 500 m ³	Acero al Carbono	1 102
T-540	Tanque de Turbo Jet	42,3	15				21 000 m ³	Acero al Carbono	976
									41 525

5.11. PLANTA DE OXÍGENO

Según información del link: <http://people.clarkson.edu>, se calculó el costo actual de la Planta de Oxígeno y sus requerimientos anuales de electricidad.

TABLA 40.- DETALLE DE PLANTA DE OXÍGENO

Pureza O ₂	97%
Toneladas por día (TPD)	2 314
MMSCF por Año	20 107
factor de capacidad	0,95
CR (MUS\$ Año 2009)	53 355
Electricidad (kWh/año)	311 663 375

5.12. PLANTA DE HIDROCRAQUEO

De acuerdo a la información dada por Robert Maples [9] se obtuvo el costo de la Planta de Hidrocraqueo y sus requerimientos de servicios. El costo se refieren sólo al modulo simple.

TABLA 41.- DETALLE DE PLANTA DE HIDROCRAQUEO DE CERAS

Capacidad (bpd)	4 474
Factor de capacidad	0,9
Características de Ceras	
API	28,5
K _{UOP}	12,3
Productos	
Gases Ligeros (kg/h)	248
Butano (bpd)	254
Nafta (bpd)	898
Turbo Jet (bpd)	3 559
Servicios	
Hidrógeno (MMSCFD)	5,23
Electricidad (kWh/día)	39 498,37
Combustible (MMBTU/d)	520.61
Costo de Referencia	
CR (MUS\$ Año 2009)	39 833

CAPÍTULO VII: EVALUACIÓN ECONÓMICA

1. Costos de Inversión en Capital

La estimación del costo de inversión para la Planta GTL se realizó tomando en cuenta los factores de Lang para una planta química que procesa fluidos, explicado en la tabla 17 por Peters y Timmerhaus [11].

TABLA 42.- DETALLE DEL COSTO DE CAPITAL TOTAL (MUS\$)

COSTOS DIRECTOS		
Costo de Compra de Equipos CE (incluye HDK)		81 358
Envío, fracción de CE	0,10	8 136
Subtotal: Costo de Equipo en el Lugar CE'		89,494
Instalación	0,47	42 062
Instrumentación y control	0,18	16 109
Tubería y accesorios	0,66	59 066
Instalaciones eléctricas	0,11	9 844
Edificios	0,18	16 109
Delimitaciones	0,10	8 949
Facilidades y servicios	0,70	62 646
Total Costos Directos		304 280
COSTOS INDIRECTOS		
Ingeniería y supervisión	0,33	29 533
Costos de Construcción	0,41	36 693
Total Costos directos e indirectos de Planta		375 875
Utilidad de Contratista	0,05	18 525
Contingencias	0,10	37 051
Total de Inversión en Capital Fijo (sin planta de oxígeno)		426 082
Total de Inversión en Capital Fijo (con planta de oxígeno)		479 437

Costo de Equipo en Lugar (CE'), se considera como gastos de envío un 10% del costo de equipos. Los costos directos e indirectos se calculan como su fracción.

Total Costos directos e indirectos de Planta, se considera al total de costos directos, ingeniería y supervisión con costos de construcción. La utilidad de contratista y contingencias se calculan como fracción de éste ítem.

2. Costos de Manufactura

Costo de Materia Prima

TABLA 43.- DETALLE DE REQUERIMIENTOS DE MATERIA PRIMA

Materia Prima	Cantidad	PERIODO									
		2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
Gas Natural ⁽¹⁾	100 MMSCFD	198,8	198,8	202,2	205,5	205,5	208,9	212,3	215,6	219,0	225,7
Hidrógeno ⁽²⁾	5,23 MMSCFD	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7
Agua desmineralizada	19,2 Ton/h	1,8	1,9	1,9	1,9	2,0	2,0	2,1	2,1	2,1	2,2
Agua de proceso	3,4 Ton/h	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Dietanolamina	0,1785 kg/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL (MMUS\$/AÑO)		201,2	201,2	205,7	208,1	208,4	211,6	215,0	218,4	221,8	228,6

⁽¹⁾ Se asume un valor del Poder Calorífico Inferior (PCI) igual a 962,7 MMBTU/MMSCF (0,045 MMBTU/kg)

⁽²⁾ Se asume un valor del PCI igual a 289,6 MMBTU/MMSCF

Costo Mano de Obra

Según la metodología dada por Gael Ulrich [17] se calculó los requerimientos de mano de obra. El costo de mano de obra al mes en el Perú se estima de 800 US\$/mes sujetos al 60% de beneficios sociales.

$$\text{Costo (US$/h)} = \frac{800 \cdot 1.6}{30 \cdot 24} = 1.78$$

TABLA 44.- DETALLE DEL CÁLCULO DE MANO DE OBRA

EQUIPO	CANTIDAD (equipos)	Factor	Turnos	Hombres	MUS\$/año
Columnas	15	0,3	3	14	209,07
Intercambiadores	36	0,1	3	11	164,27
Compresor	4	0,1	3	2	29,87
Expansor	2	0,1	3	1	14,93
Recipientes	2	0,0	3	0	0,00
Evaporador	6	0,1	3	2	29,87
Reactor	4	0,5	3	6	89,60
Bombas	5	0,0	3	0	0,00
Horno	6	0,5	3	9	134,40
				TOTAL =	672,00

Costo de Servicios

En base a los balances por equipo, se calculan los requerimientos de electricidad (compresores y bombas), agua de enfriamiento (intercambiadores de calor y condensadores), agua desmineralizada (generación de vapor) y tratamiento de agua producto de reacción.

TABLA 45.- DETALLE DE REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS

Servicio	Cantidad	PERIODO									
		2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
Electricidad	36 197 kW	32,6	33,3	33,9	34,6	35,3	36,0	36,7	37,5	38,2	39,0
Agua de enfriamiento	6 546 m ³ /h	4,7	4,8	4,8	4,9	5,0	5,1	5,2	5,4	5,5	5,6
Agua desmineralizada	486 Ton/h	47,1	48,1	49,1	50,0	51,0	52,1	53,1	54,2	55,2	56,3
Tratamiento de agua	104 m ³ /h	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7
TOTAL (MMUSS/AÑO)		85,0	86,7	88,4	90,2	92,0	93,9	95,7	97,6	99,6	101,6

Ingreso por Ventas

De acuerdo a la producción y los precios de venta obtenidos convenientemente desde Osinergmin para combustibles se tienen los siguientes ingresos por ventas.

TABLA 46.- DETALLE DE INGRESOS

Producto	Cantidad	PERIODO									
		2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
Butano	254 bbl/d	8,0	8,2	8,7	9,1	9,5	9,9	10,3	10,6	10,9	11,2
Nafta	2 485 bbl/d	88,7	92,2	97,4	101,8	106,1	109,6	113,9	118,3	121,8	125,2
Diesel	4 542 bbl/d	193,4	201,9	215,6	224,2	234,4	243,0	251,5	260,1	272,1	282,3
Turbo Jet	3 559 bbl/d	147,6	155,6	166,2	174,2	182,1	190,1	196,8	202,1	212,7	220,7
Gas de Refinería	30,7 Ton/h	13,9	13,9	14,1	14,4	14,4	14,6	14,8	15,1	15,3	15,8
Vapor @ 10 bar	1 581 Ton/h	189,8	196,4	206,6	215,2	223,4	232,0	238,9	245,9	252,8	260,1
Vapor @ 35 bar	38 Ton/h	4,8	5,0	5,2	5,4	5,7	5,9	6,0	6,2	6,4	6,6
TOTAL (MMUSS/AÑO)		646,2	673,2	713,9	744,3	775,6	805,0	832,3	858,2	892,0	921,9

El resumen del costo de manufactura total con sus respectivos ítems, tanto para costos directos e indirectos, así como los gastos generales se muestran en la tabla 47. Se muestra solo para el año 2013 por ser variable, la tabla completa se muestra en el apéndice c.15.

TABLA 47.- DETALLE DE COSTO DE MANUFACTURA

DESCRIPCIÓN	MMUS\$/año
GASTOS DE FABRICACIÓN	
DIRECTOS	313,2
Materias Prima (tabla 43)	201,2
Mano de Obra de Operación (tabla 44)	0,7
Supervisión y Mano de Obra Oficina (20% M.O.O)	0,1
Servicios (tabla 45)	80,4
Mantenimiento y reparaciones (4% capital fijo)	19,2
Suministros de operación (13% mantenimiento reparaciones)	2,5
Cargos de laboratorio (13% mano obra de operación)	0,1
Patentes y derechos (2% del gasto total)	9,0
INDIRECTOS	19,6
Gastos generales: empacado almacén (50% de mano de obra, supervisión y mantenimiento)	10,0
Impuestos locales (1,5% del capital fijo)	7,2
Seguros (0,5% del capital fijo)	2,4
TOTAL COSTO DE MANUFACTURA (sin depreciación) =	332,7
Depreciación =	47,9
TOTAL COSTO DE MANUFACTURA (con depreciación) =	284,8
GASTOS GENERALES	
Gastos administrativos (25% de gastos generales)	2,5
Distribución y ventas (10% del gasto total)	45,1
Investigación y desarrollo (5% del gasto total)	22,5
COSTO TOTAL	450,8
Ingreso por ventas (tabla 46)	646,2
Ganancia anual neta	195,4
Impuesto a la renta (30%)	58,6
Ganancia anual neta después de impuestos	136,8

Depreciación

Se aplicó el método de depreciación lineal con un tiempo de vida del proyecto de 10 años y un valor de rescate igual al 10% del Costo de la Planta (sin incluir terreno).

$$D_K = \frac{V_o - VR}{N} \quad (89)$$

$$V_K = V_o - K \cdot D_K \quad (90)$$

V_o (MMUS\$) =	479,4	Costo de la Planta sin terreno
N =	10	Años de operación
VR (MMUS\$) =	48,0	Valor de Rescate
D_K (MMUS\$) =	43,1	Depreciación

3. Capital de trabajo

Se asumió un capital de trabajo constante a lo largo del horizonte de planeamiento y se calcula bajo las siguientes consideraciones de tal manera que se encuentre en un rango adecuado (10-20% del costo de inversión de la Planta).

Activo Circulante

El Activo circulante se encuentra conformado de la siguiente manera:

- Caja Banco, 5 días de costo operativo
- Inventario de Materia Prima, 10 días de uso
- Inventario de Productos Terminados, 30 días de ventas
- Cuentas por cobrar, 30 días de ventas
- Crédito de Materia Prima, 10 días de materia prima

Pasivo Circulante

El pasivo circulante se encuentra conformado de la siguiente manera:

- Cuentas por pagar, 15 días de materia prima
- Cobros adelantados, 5 días de ventas

TABLA 48.- DETALLE DEL CAPITAL DE TRABAJO

DESCRIPCIÓN	MMUS\$									
	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
ACTIVO CIRCULANTE	105,1	109,2	115,5	120,1	124,7	129,2	133,4	137,4	142,7	147,5
Caja Banco	6,4	6,5	6,5	6,6	6,6	6,7	6,8	6,9	6,9	7,1
Inv. M.P.	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Inv. P.T.	37,5	39,2	41,8	43,6	45,6	47,4	49,1	50,7	52,9	54,8
Cuentas por Cobrar	55,4	57,7	61,2	63,8	66,5	69,0	71,3	73,6	76,5	79,0
Crédito de Materia Prima	5,7	5,7	5,8	5,9	5,9	6,0	6,1	6,2	6,3	6,5
PASIVO CIRCULANTE	17,9	18,2	19,0	19,6	20,0	20,6	21,1	21,6	22,2	23,0
Cuentas por Pagar	8,6	8,6	8,8	8,9	8,9	9,1	9,2	9,4	9,5	9,8
Cobros Adelantados	9,2	9,6	10,2	10,6	11,1	11,5	11,9	12,3	12,7	13,2
CAPITAL DE TRABAJO	87,3	91,0	96,5	100,5	104,7	108,6	112,3	115,8	120,5	124,5
ΔCAPITAL DE TRABAJO	87,3	3,7	5,5	4,0	4,2	3,9	3,7	3,5	4,7	-120,5

4. Evaluación Económica

La inversión en terreno se efectúa el 2010, el 60% de capital fijo el 2011 y 40% el 2012. El tiempo de operación es de 10 años a partir del 2013 y operando 350 días al año. La tasa de descuento aplicada será de 15%.

ESTADO DE GANANCIAS Y PÉRDIDAS PROYECTADO

$$\text{Utilidad Bruta} = \text{Ingresos} - \text{Egresos} \quad (91)$$

$$\text{Utilidad de Operación} = \text{U.Bruta} - \text{G.Adm} - \text{G.Ventas} \quad (92)$$

$$\text{Renta Neta} = \text{U.Op} - \text{Depreciación} \quad (93)$$

$$\text{Utilidad Neta} = \text{Renta Neta} - \text{Imp.Renta} \quad (94)$$

$$\text{Dividendos} = \text{U.Neta} - \text{R.Legal} - \text{U.Retenido} \quad (95)$$

Se calcula bajo las siguientes consideraciones:

Gastos administrativos, 1% de los ingresos por ventas

Gastos de ventas, 0.5% de los ingresos por ventas

Impuesto a la renta, 30% de la renta neta

Reserva legal, 1,5% de la utilidad neta

Utilidad retenida, 10% de la utilidad neta

TABLA 50

FLUJO DE CAJA PROYECTADO (MMUS\$)													
PERIODO	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CAP.FIJO PROPIO	24	288	192	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-72
ΔCAP.TRABAJO	0	0	0	87	4	6	4	4	4	4	3	5	-120
TOTAL INVERSIONES	24	288	192	87	4	6	4	4	4	4	3	5	-192
UTILIDA NETA	0	0	0	133	151	175	193	213	230	245	259	279	293
DEPRECIACION	0	0	0	43	43	43	43	43	43	43	43	43	43
FLUJO NETO DE FONDOS	-24	-288	-192	89	190	213	232	252	269	284	299	317	529
APORTES	24	288	192	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DIVIDENDOS	0	0	0	0	118	133	155	171	189	203	217	229	247
SALDO DE CAJA	0	0	0	89	72	80	77	81	80	81	82	88	282
CAJA RESIDUAL	0	0	0	89	161	241	318	399	480	561	643	730	1,013

EVALUACIÓN DE INVERSIÓN

En base al flujo de caja proyectado y aplicando una tasa de descuento (TD) de 15% se calculó el valor presente (VP) y con ello el periodo de recupero cuando el valor presente neto (VPN) toma el valor de cero.

$$VP_k = \frac{FNF_k}{(1+TD)^k} \quad (96)$$

$$VPN_k = \sum_{i=0}^n \frac{FNF_i}{(1+TD)^i} \quad (97)$$

TABLA 52.- EVALUACIÓN DE INVERSIÓN

MMUSS													
Periodo	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FNF	-24,0	-287,7	-191,8	89,2	190,2	213,0	231,8	252,0	269,0	284,4	298,8	317,1	528,8
VP	-31,7	-330,8	-191,8	77,6	143,9	140,0	132,5	125,3	116,3	106,9	97,7	90,2	130,7
VP acum.	-31,7	-362,5	-554,3	-476,7	-332,9	-192,8	-60,3	65,0	181,3	288,2	385,9	476,1	606,8
VPN	385,9												

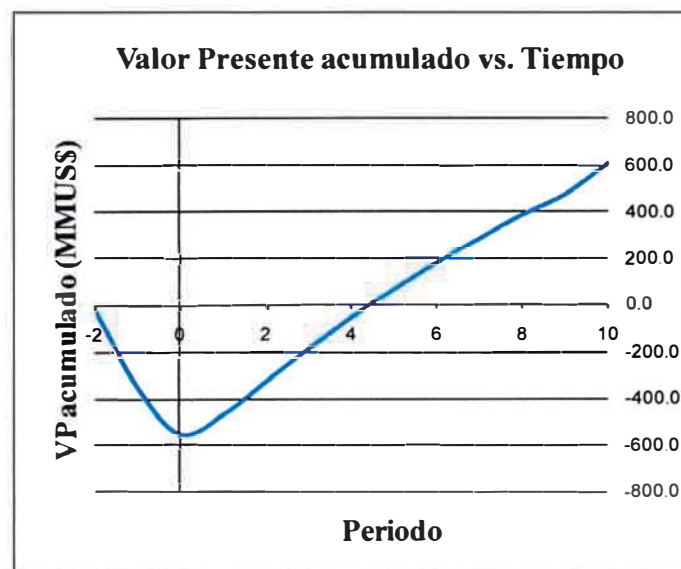


FIGURA 45.- PERIODO DE RECUPERO

Se calculó la tasa interna de retorno (TIR) como el valor de la tasa de descuento que hace un valor nulo al VPN. Resulta un valor de 31.1%.

Se concluye que el proyecto es económicamente rentable debido a que su VPN es mayor que cero y el TIR es mayor a la tasa de descuento aplicada.

5. Sensibilidad

Las principales variaciones a evaluar se enfocaron en dos escenarios relacionados con el precio del gas natural y el costo de la Planta:

5.1. Escenario 1: Variación en el precio del gas natural

Se analizará la variación del VPN cuando el precio del gas natural varíe por diversos factores como la disminución de reservas en $\pm 5\%$, 10% , 15% y 20% a los proyectados.

5.2. Escenario 2: Variación en el Costo de la Planta

Se analizará la variación del VPN cuando el Costo de la Planta varíe en $\pm 10\%$, 20% , 30% y 40% .

TABLA 53.- SENSIBILIDAD CON RESPECTO AL PRECIO DEL GAS NATURAL

Factor β	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00	1,10	1,20	1,30	1,40
PRECIO GAS NATURAL									
Año 2013 (US\$/MMBTU)	3,54	4,13	4,72	5,31	5,9	6,49	7,08	7,67	8,26
VPN (MMUS\$)	650,8	584,6	518,4	452,1	385,9	319,7	253,5	187,3	121,0
TIR (%)	38,2	36,5	34,7	32,9	31,1	29,2	27,4	25,4	23,5

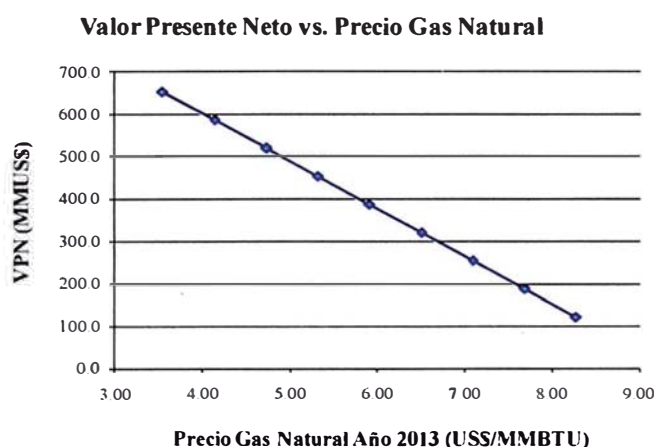


FIGURA 46.- SENSIBILIDAD CON RESPECTO AL PRECIO DEL GAS NATURAL

Cuando el precio del gas natural disminuye el valor presente neto se incrementa, mientras que al aumentar el precio hasta un valor de 8,26 US\$/MMBTU para el

año 2013 sigue teniendo un VPN positivo pero está cercano a cero y el proyecto no sería rentable caso siga aumentando dicho precio (figura 46).

TABLA 54.- SENSIBILIDAD CON RESPECTO AL COSTO DE LA PLANTA

Factor β	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00	1,05	1,10	1,15	1,20
COSTO DE LA PLANTA (MMUS\$)	288	336	384	431	479	527	575	623	671
VPN (MMUS\$)	584,4	534,8	485,2	435,5	385,9	336,3	286,7	237,1	187,4
TIR	45,0	40,0	36,6	33,6	31,0	29,0	27,0	25,0	24,0

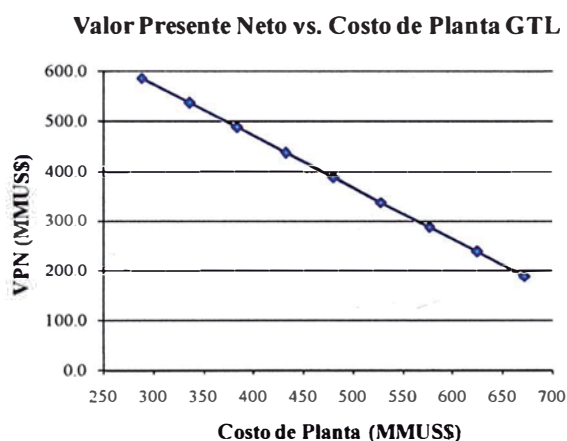


FIGURA 47.- SENSIBILIDAD CON RESPECTO AL COSTO DE LA PLANTA

Al igual que cuando disminuye el precio del gas natural, cuando disminuye el costo de la Planta, el valor presente neto se hace mayor y en consecuencia el proyecto se hace más rentable aún. Caso contrario cuando el Costo de la Planta aumenta hasta un valor de 671 MMUS\$ el VPN sigue siendo positivo pero se va acercando al valor de cero (figura 47).

Por tanto, el precio de gas natural y el costo de la planta no deben superar los límites analizados para asegurar la rentabilidad del proyecto.

CAPÍTULO VIII: ASPECTO AMBIENTAL

Los posibles impactos ambientales concernientes a la producción de combustibles sintéticos GTL incluyen principalmente los siguientes:

- ✓ Emisiones a la atmósfera
- ✓ Aguas residuales
- ✓ Materiales peligrosos
- ✓ Residuos
- ✓ Ruido

1. Emisiones a la atmósfera

1.1. Emisiones fugitivas

Relacionados con fugas en tuberías, válvulas, conexiones, bridas, juntas, conductos abiertos, pérdidas durante el almacenamiento y funcionamiento en los tanques de almacenamiento de techo flotante y en bombas de sellado, cierre de compresores, válvulas de seguridad, recintos abiertos y carga y descarga de hidrocarburos. Las fuentes más importantes de contaminación son los hidrocarburos volátiles (COV), por tanto las acciones para prevenir y controlar serán las siguientes:

- ✓ Supervisión periódica de tuberías, válvulas, accesorios y otros componentes de la infraestructura con sistemas de detección de vapor y manteniendo o sustituyendo los componentes necesarios en orden de prioridad
- ✓ Mantener una presión estable en los tanques de almacenamiento y en el espacio de vapor.
- ✓ Utilizar sistemas de insuflado y recuperación, mangueras de recuperación de vapor y depósitos estancos durante la carga y descargas. El sistema de llenado debe ser de carga inferior minimizando las emisiones de vapor.

1.2. Gases de Efecto Invernadero (GEI)

El dióxido de carbono es generado durante la etapa de regeneración de DEA, su importancia es mayor porque contribuye al 50% de emisiones de gas de efecto invernadero, se emiten 8,78 MMSCFD a una concentración molar de 77,99 % y el

resto esencialmente de vapor de agua. Luego se producen inevitablemente en los hornos e incineradores por ser la característica inherente de una combustión, y luego se emite al medio ambiente por la chimenea, se debe trabajar con la mayor eficiencia térmica (85%) y ello trae consigo un mínimo el requerimiento de combustible y por ende menor emisión de CO₂.

1.3. Gases de Escape

La combustión del gas de refinería en los hornos genera monóxido de carbono, óxidos de Nitrógeno y hollín (constituyentes del gas de escape), estos serán minimizados regulando la entrada de aire asegurando una combustión completa. Se utiliza como combustible el mismo gas de refinería (gas de síntesis con hidrocarburos ligeros) de poder calorífico aproximadamente igual a la mitad del poder calorífico del gas natural. La altura de la chimenea será de tal manera que no produzca exceso de neblina.

1.4. Venteo y combustión en antorcha

Una parte de gas no recuperable conteniendo gases ligeros no puede ventearse y se elimina mediante un sistema eficaz de combustión.

Las medidas para minimizar el venteo y combustión de antorcha son:

- ✓ Optimizar los controles aumentar la conversión en las reacciones (Reactor Autotérmico y Reactor Fischer Tropsch).
- ✓ Mantener el reciclo en el Proceso FT tan alto como sea posible.
- ✓ Ubicar el sistema de combustión de antorcha a una distancia segura de las zonas residenciales y de otros posibles receptores, además mantener los mismos para lograr una eficacia elevada.

2. Agua residual

2.1. Aguas residuales de procesos industriales

El agua producida (104 m³/h) en las principales etapas contiene principalmente gases disueltos (CO, CO₂, H₂, CH₄, etc.) e hidrocarburos líquidos (C₅₊), no se puede descartar directamente al medio ambiente. Existe una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales para eliminar los contaminantes y sea posible su descarte o reutilización.

Las disposiciones específicas para otras corrientes de éste tipo son:

- ✓ La recolección de la amina empleada en el sistema de absorción de CO₂ debe ser en un sistema de drenaje específico y cerrado y, luego de completada la filtración, se recicla al proceso.
- ✓ Los efluentes ácidos y cáusticos resultantes de la desmineralización del agua, se neutralizan antes de su vertido al tratamiento de aguas residuales.
- ✓ El agua de purga procedente de los sistemas de generación de vapor antes de proceder a su descarga se enfrían. El agua de refrigeración que contiene biocidas y otros aditivos podrían requerir tratamiento antes de su descarga.
- ✓ La planta de tratamiento de aguas residuales también debe tratar el agua contaminada por hidrocarburos procedentes de las actividades de limpieza programadas, efluentes oleaginosos originados en las fugas del proceso y los efluentes con metales pesados procedentes de lechos fijos y fluidizados.

2.2. Otras corrientes de aguas residuales y consumo de agua

Las aguas residuales no contaminadas procedentes de servicios públicos, aguas pluviales no contaminadas y aguas de alcantarillado se descartan al sistema de colección común. En caso hubieran corrientes contaminadas se desvían hacia la planta de tratamiento.

3. Materiales Peligrosos

Las instalaciones emplean y fabrican materiales o productos peligrosos, incluidos productos intermedios/finales y derivados. Su manipulación, almacenamiento y transporte deben ser adecuados y coherentes con sus hojas de seguridad respectivas para evitar o minimizar los impactos ambientales. En cuanto a los líquidos inflamables, habrá una adecuada señalización y distancia con fuentes de calor.

4. Residuos

4.1. Residuos no peligrosos

Los residuos industriales no peligrosos consisten principalmente en tamices moleculares usados en la unidad de separación de aire, así como residuos domésticos. Otros residuos pueden incluir residuos de oficina y de envases, escombros de las actividades de construcción y chatarra. Por lo que la medida a

emplear consiste básicamente de un almacenamiento temporal antes de su descarga.

4.2. Residuos peligrosos

En la Planta GTL, los residuos peligrosos pueden incluir biolodos, catalizadores gastados, aceites (dowtherm A) y filtros usados, contenedores usados y filtros aceitosos, aminos y residuos de laboratorio. Los principales residuos peligrosos son los catalizadores gastados y sus medidas a tomar son similares a los otros residuos.

Catalizadores gastados

Los catalizadores gastados se obtienen al sustituir los lechos del catalizador en el reformado autotérmico, la síntesis de Fischer Tropsch y el hidrocraqueo.

Las medidas específicas son las siguientes:

- ✓ Se debe realizar una adecuada gestión del catalizador, incluida su inmersión en agua para evitar reacciones exotérmicas no controladas.
- ✓ Devolución al fabricante para su regeneración.
- ✓ Gestión externa por parte de empresas especializadas para recuperar metales pesados o preciosos.

5. Ruido

Las principales fuentes de ruido incluyen máquinas giratorias (compresor, expansor, bombas, ventiladores y motores eléctricos). Durante una despresurización de emergencia puede generarse elevados niveles de ruido debido a la liberación de gases de combustión a alta presión y/o vapor a la atmósfera. En general los niveles de ruido no impactarán en mayor medida al ambiente externo de la Planta.

CONCLUSIONES

- ✓ El combustible de mayor impacto económico en el mercado nacional es el diesel debido a las importaciones. Tomando en cuenta que para producir los 4 542 bpd de diesel solamente aplicando la tecnología GTL para una operación de diez años se requiere 0,35 BSCF y el país cuenta con más de 10 BSCF no existirá problema en el abastecimiento.
- ✓ La tecnología GTL está totalmente demostrada su aplicación y, si bien es cierto no presenta una alta selectividad hacia un producto principal, está demostrada la obtención en cantidad económica del producto diesel.
- ✓ Existe una necesidad de reducción del impacto ambiental producido por la combustión de derivados de petróleo, es ahí donde el combustible diesel GTL tiene como herramienta de competitividad su baja o nula contaminación ambiental durante su combustión. A ello agregarle un alto número de cetano indicador de mayor eficiencia prolongando la vida útil del motor.
- ✓ En el Perú, la producción de diesel a partir del proceso Fischer-Tropsch permitirá cubrir una parte del déficit interno de diesel (1 590 MBls al año), sobre todo en el parque automotor, y con ello reducir la importación de dicho combustible.
- ✓ Según el Diseño de la Planta GTL realizado para los precios de compra de gas natural como precios de venta de los productos, el proyecto es económicamente rentable a pesar de tener un costo de inversión alto.
- ✓ La tecnología GTL se le considera como una tecnología en crecimiento, razón por la cual existen escasas plantas comerciales en el mundo. Actualmente se siguen evaluando nuevos proyectos y a futuro se espera la disminución del costo de inversión para una mayor competitividad y rentabilidad.

RECOMENDACIONES

- ✓ Es conveniente invertir en proyecto GTL cuando el precio internacional del petróleo, según las referencias, sea mayor a 50 US\$/bbl.
- ✓ El gas sin reaccionar a exportar puede ser empleado para generación de vapor en centrales termoeléctricas y agregarle rentabilidad al proyecto, ya que existe una demanda de electricidad principalmente en la Unidad de Separación de aire.
- ✓ Debe existir una reglamentación clara y precisa sobre el uso de las reservas de gas natural por parte del estado, con la finalidad de dar una estabilidad a los futuros inversionistas en proyectos GTL.
- ✓ Se puede maximizar aún más la producción de diesel en la etapa de hidrocraqueo de ceras, en el proyecto se estimó mediante la base de datos de Robert Maples [9] obteniendo turbo jet, otro destilado medio de muy buena calidad.

BIBLIOGRAFÍA

LIBROS

- [1] Cao, Eduardo; 2004; Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos, Argentina.
- [2] Cheremisinoff, Nicholas P.; 2000; Handbook of Chemical Processing Equipment, Editorial Butterworth-Heinemann.
- [3] Fogler, H. Scott; 2006; "Elements of Chemical Reaction Engineering" Editorial Prentice Hall International.
- [4] Geankopolis, C.J.; "Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias" Editorial CECSA 3ª Edición.
- [5] Jiménez Gutierrez, Alfredo; 2003; Diseño de Procesos en Ingeniería Química, España Editorial Reverté S.A.
- [6] Jones, D., Pujadó, P.; 2006; "Handbook of Petroleum Processing" Editorial Springer.
- [7] Kern, Donald; 1999; Procesos de Transferencia de Calor, Compañía Editorial Continental (CECSA).
- [8] Ludwig, Ernest E.; "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", volúmenes 1, 2 y 3 Editorial Butterworth-Heinemann 3rd Edition.
- [9] Maples, Robert, "Petroleum Refinery Process Economic".
- [10] Perry, R. y Green, D.; 1999; "Chemical Engineers Handbook" Editorial Mc Graw Hill.
- [11] Peters, M. y Timerhaus, K.; 1991; Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Editorial Mc Graw Hill International Editions.
- [12] Raseev, Serge; 2003; "Thermal and Catalytic Process in Petroleum Refining" Editorial Marcel Dekker.
- [13] Silla, Harry; 2003; "Chemical Process Engineering. Design and Economics" Editorial Marcel Dekker.
- [14] Smith, J., Van Ness, H. y Abbott, M.; 1997; Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, Editorial Mc Graw Hill

- [15] Treybal, Robert; 1980; “Operaciones de Transferencia de Masa”
2da Edición. Editorial Mc Graw Hill.
- [16] Turton, Richard; “Analysis , Synthesis , and Design of Chemical Processes”
Editorial Prentice Hall. 3rd edition
- [17] Ulrich, Gael D.; 1982; Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería
Química, Editorial Mc Graw Hill.

CONFERENCIAS Y PATENTES

- [18] Al-Shalchi, Wisam; 2006; “Gas to Liquids Technology (GTL)” Baghdad.
Brummelhuis M.; 2003; “Gas-to-Liquids: Una nueva fuente de combustibles
limpios de alta calidad y productos especiales” en Petrotecnia.
- [19] Davies, Pat.; 2003; “Gas to Liquids – Global Prospects” in Deutsche Bank
Oil & Gas Conference September 23.
- [20] CONOCOPHILLIPS COMPANY; 2005; Patente US 6,914,082: “Slurry
Bubble Reactor operated in well-mixed gas flow regime”.
- [21] CONOCOPHILLIPS COMPANY; 2006; Patente US 7,012,103:
“Commercial Fischer-Tropsch Reactor”
- [22] CONOCOPHILLIPS COMPANY; 2006; Patente WO 2006/016949:
“Optimization of Gas-to-Liquids Hydrocracker”.
- [23] Genovese, N., Gorlani, A. y Arroyo, A.; 2004; “GTL Technology and it’s
role in the world energy markets”.
- [24] Gholami, F., Torabi, M. y Gholami, Z.; 2009; “Modeling the Fischer-Tropsch
Reaction in a Slurry Bubble Column Reactor” en World Academy of Science,
Engineering and Technology N° 49.
- [25] Gomes, A. Abreu, A., Juliao, A. y Fiore, I.; 2006; “Estudo de viabilidade
técnica e económica da tecnologia Gas to Liquids (GTL) no Brasil” do Instituto
de Quimica da Universidade do Estado do Rio de Janeiro.
- [26] Hoek, Arend; 2006; “The Shell GTL Process: Towards a World Scale Project
in Qatar the Pearl Project” in DGMK Conference Synthesis Gas Chemistry.

- [27] Kinn, Luis C.; “The 10,000 BPD GTL plant in Bolivia: legal and regulatory changes achieved for an economic operation” in 5th World GTL Summit, Londres.
- [28] Pérez, J., Cabarcas, M., Archila, J. y Yubran, Y.; 2005; “Potencial de la Tecnología “Gas to Liquids – GTL” en Colombia” publicado en CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro.
- [29] Ramim, Iraj Isaac; 2003; “Gas to Liquids Technologies: Recent Advances, Economics, Prospects” in 26th IAEE Annual Internacional Conference.
- [30] Raytheon Engineers & Constructors; 1999; “Natural Gas to Liquids Conversion Project” Study for PDVSA Gas.
- [31] SASOL TECHNOLOGY LTD; 2001; Patente WO 01/90280: “A hydrocracking catalyst and a diesel production process”.
- [32] Sehabiague, L., Lemoine, R., Behkish, A., Heintz, Y., Sanoja, M., Oukaci, R., y Morsi, B.; 2008; “Modeling and optimization of a large-scale slurry bubble column reactor for producing 10 000 bbl/day of Fischer–Tropsch liquid hydrocarbons” in Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineers N° 39 páginas 169–179.
- [33] SHELL GAS & POWER, "GTL: Shell Middle Distillate Synthesis Process and Products".
- [34] Jakobson, D., Rentech Inc.; 2001; “Fischer-Tropsch (FT) Technology” in LNG-GTL Conference, Buenos Aires, Argentina.
- [35] Zennaro, R., Hugues y F., Caprani, E.; 2006; “The Eni - IFP/Axens GTL technology: From R&D to a Successful Scale-Up” in DGMK Conference Synthesis Gas Chemistry.

LINKS

www.anl.gov

www.bloomberg.com/markets/commodities/energyprices.html

www.people.clarkson.edu

www.conocophilips.com

www.contechs.org/mamani_proposal_in_spanish.htm

www.diquima.upm.es/Investigacion/

www.eia.gov

www.elsevier.com

www.fischer-tropsch.org

www.minem.gob.pe

www.osinergmin.gob.pe

www.petroperu.com.pe

www.ref.pemex.com

www.rentech.com

www.sasolchevron.com

www.shell.com

www.sriconsulting.com/OTHER/Public/Reports/fuels/gtl/Fuels_TOC.pdf

www.syntroleum.com

www.tdr.cesca.es/TESIS_UPC/AVAILABLE/TDX-0417102-130845

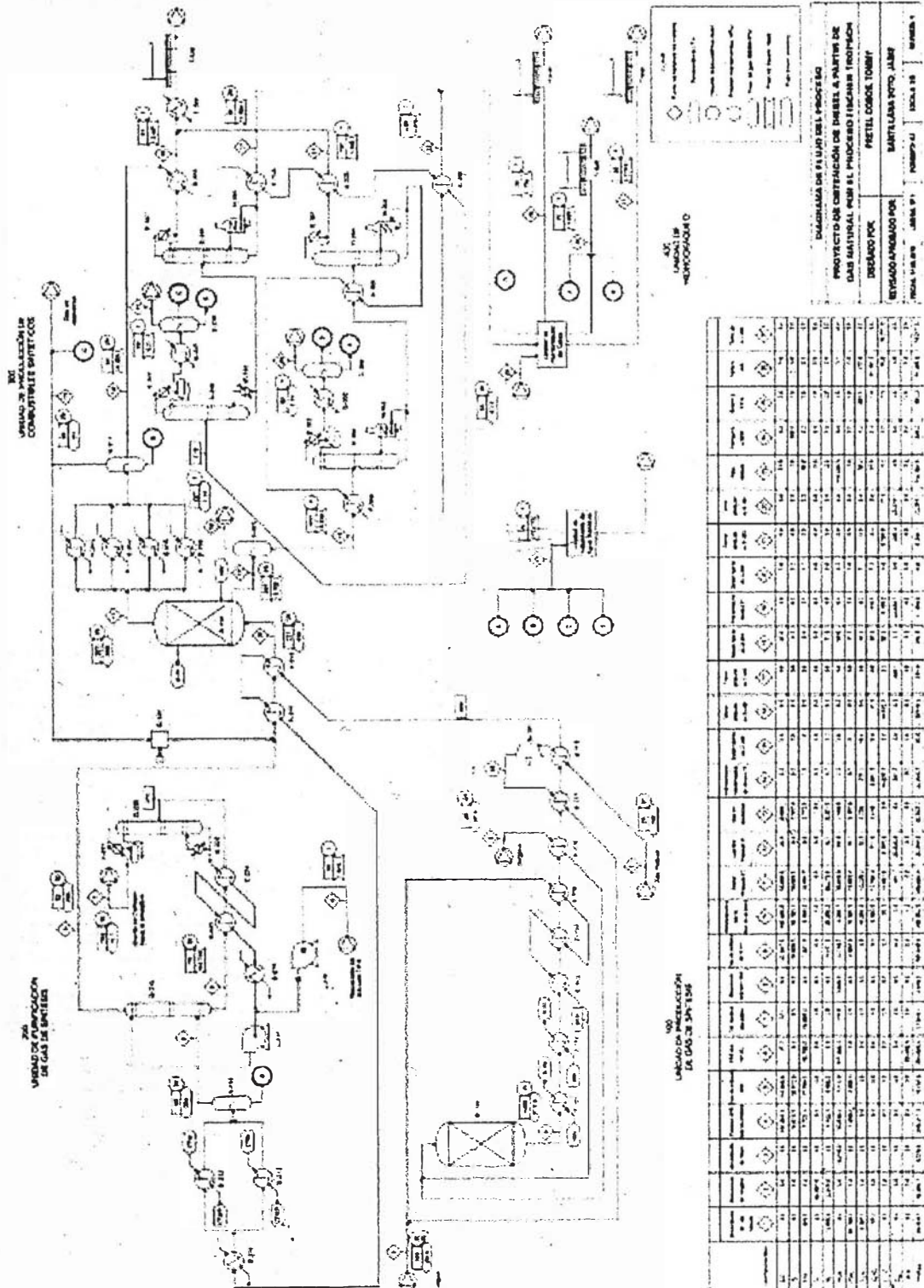
www.univalle.edu/publicaciones/journal/journal11/pagina02.htm

www.uspto.gov

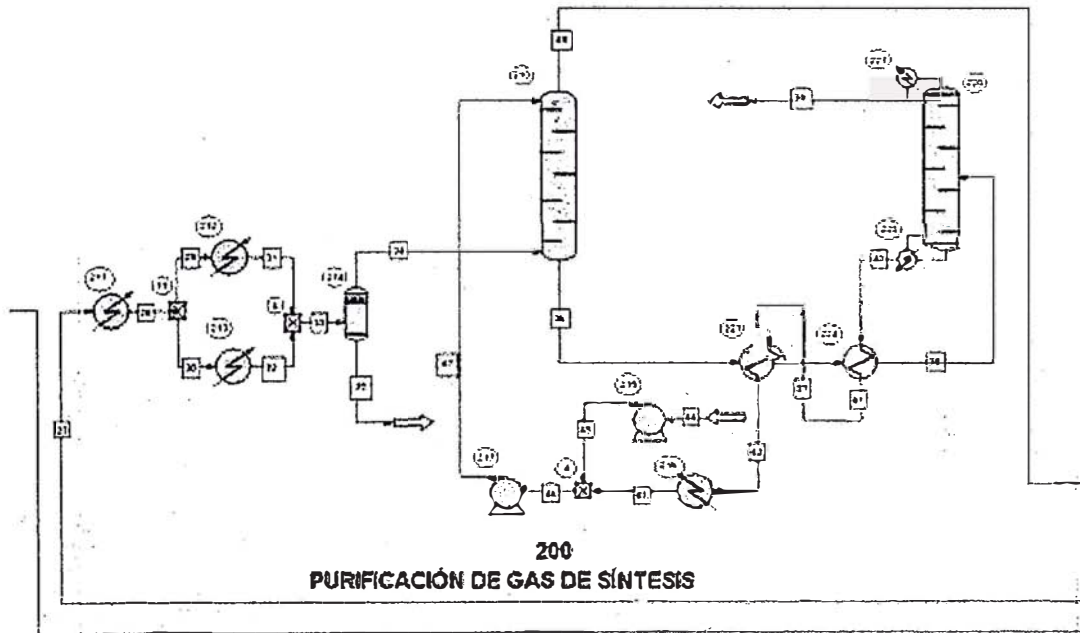
www.waset.org/journals/waset/v49/v49-43.pdf

APÉNDICES

A. Diagrama de Flujo – Balance de Materia



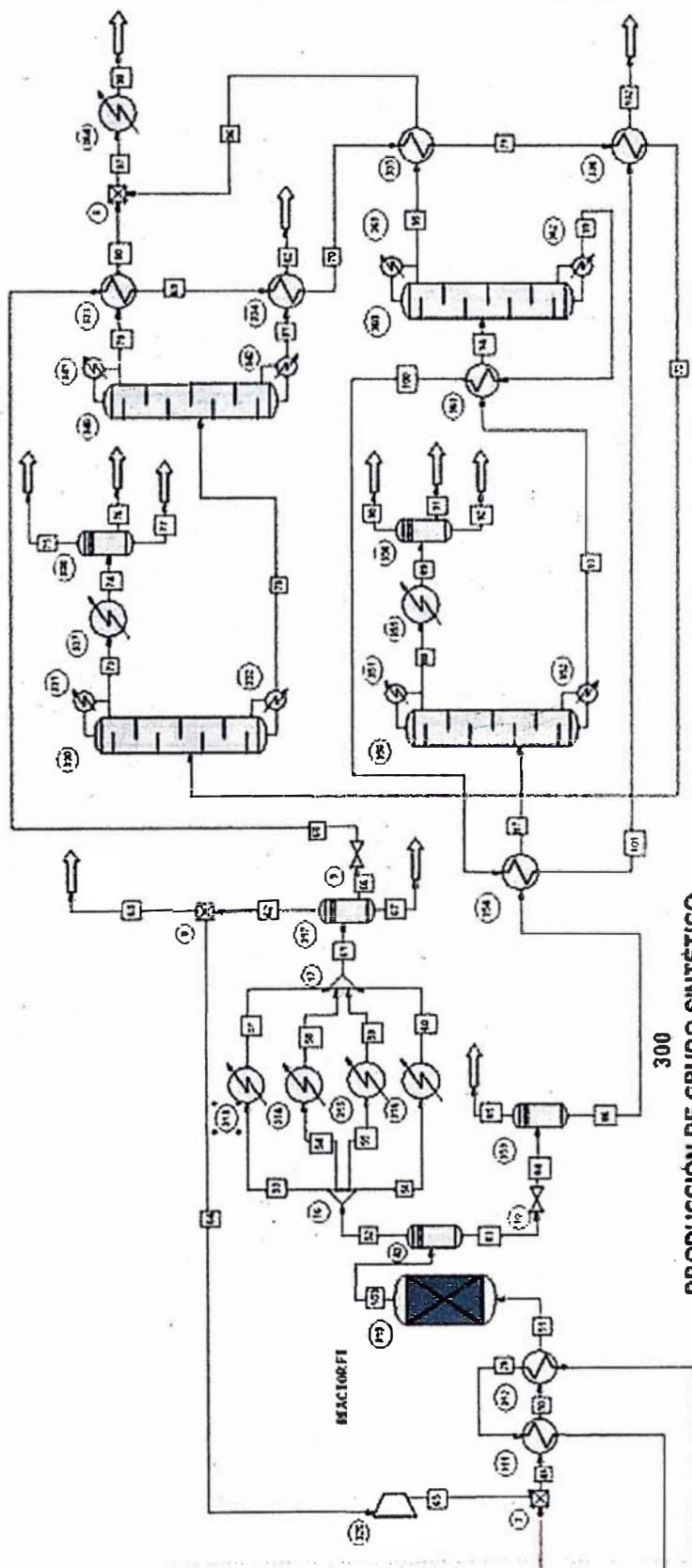
SEGUNDO LÍMITE DE BATERÍA



Corrientes	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
Temperatura (°C)	202	129	129	129	50	50	50	50	50	70	99	171	162
Presión (kPa)	3,140	3,105	3,105	3,105	3,070	3,070	3,070	3,070	3,070	3,070	3,060	3,050	3,050
Fracción de vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	0.92	0.92	0.92	1.00	0.00	0.00	0.00	0.02	1.00
Flujo molar (kmol/h)	16,679	16,679	8,340	8,340	8,340	8,340	16,679	15,318	1,362	11,091	11,091	11,091	462
Flujo másico (kg/h)	204,277	204,277	102,139	102,139	102,139	102,139	204,277	179,739	24,538	283,777	283,777	283,777	17,678
Composición másica													
CO	0.6509	0.6509	0.6509	0.6509	0.6509	0.6509	0.6509	0.7397	0.0002	0.0001	0.0001	0.0001	0.0015
H ₂	0.0960	0.0960	0.0960	0.0960	0.0960	0.0960	0.0960	0.1091	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002
CO ₂	0.0867	0.0867	0.0867	0.0867	0.0867	0.0867	0.0867	0.0985	0.0007	0.0589	0.0589	0.0589	0.8977
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N ₂	0.0264	0.0264	0.0264	0.0264	0.0264	0.0264	0.0264	0.0301	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.1255	0.1255	0.1255	0.1255	0.1255	0.1255	0.1255	0.0062	0.9991	0.6258	0.6258	0.6258	0.1005
CH ₄	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145	0.0164	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
C ₂ -C ₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₅ -C ₉	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₁₀ -C ₂₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₂₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3153	0.3153	0.3153	0.0000

Corrientes	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52
Temperatura (°C)	226	140	110	50	50	51	50	50	53	57	140	227	227
Presión (kPa)	3,050	3,040	3,030	3,020	150	3,035	3,020	3,070	3,070	3,070	3,035	3,000	3,000
Fracción de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Flujo molar (kmol/h)	10,628	10,627	10,625	10,625	189	189	10,814	10,814	15,043	23,483	23,483	23,479	15,153
Flujo másico (kg/h)	266,099	266,067	266,028	266,028	3,407	3,407	269,434	269,434	165,439	288,921	288,921	288,803	256,560
Composición másica													
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.8035	0.6678	0.6678	0.6681	0.2962
H ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1185	0.0979	0.0979	0.0980	0.0428
CO ₂	0.0031	0.0031	0.0031	0.0031	0.0000	0.0000	0.0031	0.0031	0.0111	0.0294	0.0294	0.0294	0.0331
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0327	0.0878	0.0878	0.0876	0.0985
H ₂ O	0.6607	0.6606	0.6606	0.6606	0.9999	0.9999	0.6649	0.6649	0.0164	0.0116	0.0116	0.0117	0.3061
CH ₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0178	0.0539	0.0539	0.0538	0.0623
C ₂ -C ₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0354	0.0354	0.0353	0.0516
C ₅ -C ₉	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0159	0.0159	0.0159	0.0499
C ₁₀ -C ₂₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0002	0.0002	0.0584
C ₂₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0011
DEA	0.3362	0.3362	0.3363	0.3363	0.0001	0.0001	0.3320	0.3320	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

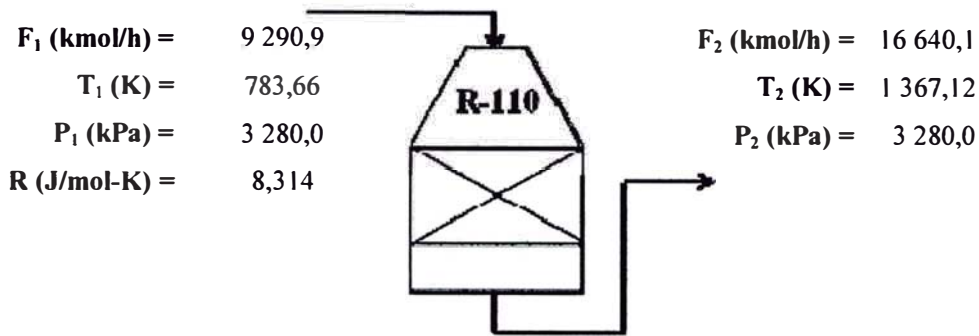
TERCER LÍMITE DE BATERÍA



300
PRODUCCIÓN DE CRUDO SINTÉTICO

C. CÁLCULOS

C.1. DISEÑO DE REACTOR AUTOTÉRMICO R-110



Se aplicó la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (los parámetros se detallan en el apéndice C.3 con respecto al compresor).

Cálculo a las condiciones de entrada

Componentes	$F_1^{(1)}$ (kmol/h)	%molar ⁽¹⁾	T_c (K)	P_c (kPa)	w_i
Monóxido de Carbono	0,0	0,0000	132,95	3 497,8	0,093
Hidrógeno	0,0	0,0000	33,27	1 295,6	-0,220
Dióxido de Carbono	20,5	0,0022	304,20	7 381,5	0,231
Oxígeno	2 933,5	0,3136	154,58	5 076,4	0,019
Nitrógeno	192,8	0,0206	126,20	3 393,9	0,045
Agua	1 066,7	0,1140	647,35	22 112,1	0,348
Metano	5 005,1	0,5350	190,63	4 600,2	0,010
Etileno	0,0	0,0000	282,41	5 030,4	0,087
Etano	112,7	0,0120	305,43	4 883,9	0,099
Propano	15,3	0,0016	369,82	4 249,6	0,153
n-Butano	5,8	0,0006	425,16	3 799,7	0,201
n-Pentano	2,1	0,0002	469,66	3 369,1	0,251
n-Hexano	0,5	0,0001	507,30	2 968,8	0,294

b_i	m_i	$\alpha_i^{(1)}$	a_{c1}	$a_1^{(1)}$
2,7E-05	0,625	0,012	0,149	0,002
1,8E-05	0,125	0,268	0,025	0,007
3,0E-05	0,834	0,246	0,370	0,091
2,2E-05	0,510	0,131	0,139	0,018
2,7E-05	0,550	0,032	0,139	0,004
2,1E-05	1,006	0,809	0,560	0,453
3,0E-05	0,496	0,241	0,233	0,056
4,0E-05	0,616	0,349	0,468	0,163
4,5E-05	0,634	0,383	0,564	0,216
6,3E-05	0,717	0,454	0,951	0,432
8,1E-05	0,789	0,516	1,406	0,725
1,0E-04	0,864	0,560	1,935	1,084
1,2E-04	0,928	0,601	2,561	1,539

Coeficientes de capacidad calorífica ideal (cal/mol-K)						ΔH_f (J/mol)	ΔG_f (J/mol)
A _i	B _i	C _i	D _i	E _i	F _i		
6,992	0,000	-3,7E-07	5,8E-09	-5,8E-12	1,6E-15	-110 530	-137 160
6,090	-0,004	3,9E-05	-7,7E-08	5,9E-11	-1,6E-14	0	0
6,262	0,011	-6,2E-06	1,7E-09	-2,3E-13	1,3E-17	-393 520	-394 410
6,995	-0,001	6,2E-06	-3,4E-09	-8,1E-13	7,1E-16	0	0
7,440	-0,003	6,4E-06	2,8E-09	0,0E+00	0,0E+00	0	0
7,976	-0,001	2,8E-06	1,9E-09	-3,0E-12	9,2E-16	-241 820	-228 590
8,621	-0,014	6,2E-05	-6,4E-08	2,9E-11	-4,9E-15	-74 850	-50 820
8,792	-0,021	1,3E-04	-1,8E-07	1,1E-10	-2,3E-14	52 283	68 124
7,760	-0,004	1,0E-04	-1,4E-07	7,6E-11	-1,6E-14	-83 850	-31 950
8,331	0,006	1,4E-04	-2,0E-07	1,2E-10	-2,5E-14	-104 680	-24 400
8,395	0,033	1,1E-04	-1,8E-07	1,1E-10	-2,4E-14	-125 650	-16 560
12,008	0,024	1,8E-04	-2,8E-07	1,7E-10	-3,7E-14	-146 710	-8 770
13,852	0,028	2,3E-04	-3,7E-07	2,2E-10	-5,0E-14	-166 940	-66
A	B	C	D	E	F		
7,998	-0,008	3,7E-05	-3,7E-08	1,6E-11	-2,6E-15	INICIAL	
6,555	-0,003	2,4E-05	-4,4E-08	3,3E-11	-8,6E-15	FINAL	

$b_1 =$	2,7E-05	m ³ /mol	$(Tda/dT)_1 =$	-0,069	Pa-(m ³ /mol) ²
$a_1 =$	0,065	Pa-(m ³ /mol) ²	$A_1 =$	0,0054	
$V_{SRK\ 1} =$	0,00188	m ³ /mol	$B_1 =$	0,0143	
$V_{ideal\ 1} =$	0,00187	m ³ /mol	$Z_1 =$	1,0091	
$(H_1 - H^*_1)/RT =$	-0,0018	J/mol			
$H_1 - H^*_1 =$	-12,034	J/mol			
$H^*_1 =$	-49 314	J/mol			
$H_1 =$	-49 326	J/mol			
$H_1 =$	-4,6E+08	kJ/h			

Cálculo a las condiciones de salida, resolviendo ecuaciones 19,20 y 21

$F_1^{(2)}$ (kmol/h)	% molar ⁽²⁾	$\alpha_1^{(2)}$	$\beta_1^{(2)}$
4 744,8	0,2845	0,144	0,022
9 726,8	0,5833	0,104	0,003
403,2	0,0242	0,004	0,002
0,0	0,0000	0,000	0,000
192,8	0,0116	0,069	0,010
1 423,4	0,0854	0,295	0,165
185,5	0,0111	0,028	0,007
0,0	0,0000	0,068	0,032
0,0	0,0000	0,085	0,048
0,0	0,0000	0,114	0,109
0,0	0,0000	0,139	0,196
0,0	0,0000	0,151	0,293
0,0	0,0000	0,163	0,418

C.2. DISEÑO DE REACTOR SBCR R-310

Para el proceso Fischer-Tropsch que cumple con el modelo dado por Anderson-Schulz-Flory de acuerdo a [32] se asumió los siguientes puntos:

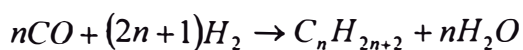
1. Se producen alcanos y α -olefinas por tratarse de catalizador cobalto soportado en alúmina, también el uso de dicho catalizador permite desprestigiar la producción de CO_2 que es un componente indeseable porque desactiva el catalizador.
2. La temperatura de reacción es relativamente baja para no producir exceso de la reacción de metanación y buscando la maximización de los componentes en el rango de ebullición del diesel y ceras (para ser posteriormente hidrocraqueadas).
3. Los productos Nafta, Diesel y Wax serán reducidos a rangos de hidrocarburos saturados lineales y α -olefinas, con la finalidad de simplificar los cálculos, esto sobre la base del trabajo de varias patentes relacionadas como [22] y [31] donde se asume lo siguiente:

Producto	Rango de Hidrocarburos	Hidrocarburos
Nafta	$\text{C}_5\text{-C}_9$	$\text{C}_5, \text{C}_5^-, \text{C}_6, \text{C}_6^-, \text{C}_7, \text{C}_7^-, \text{C}_8, \text{C}_8^-, \text{C}_9, \text{C}_9^-$
Diesel	$\text{C}_{10}\text{-C}_{22}$	$\text{C}_{10}, \text{C}_{10}^-, \text{C}_{11}, \text{C}_{11}^-, \text{C}_{12}, \text{C}_{12}^-, \text{C}_{13}, \text{C}_{13}^-, \text{C}_{14}, \text{C}_{14}^-, \text{C}_{15}, \text{C}_{15}^-, \text{C}_{16}, \text{C}_{16}^-, \text{C}_{17}, \text{C}_{17}^-, \text{C}_{18}, \text{C}_{18}^-, \text{C}_{19}, \text{C}_{19}^-, \text{C}_{20}, \text{C}_{20}^-, \text{C}_{21}, \text{C}_{22}^-$
Ceras	C_{22+}	Estimado con C_{30}

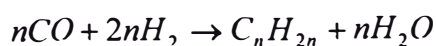
Donde el superíndice “-” significa que se trata de una α -olefina, de no presentar se trata de un alcano lineal y la numeración de los subíndices indica el número de carbonos que presenta el hidrocarburo.

4. Las reacciones dadas serán desde C_1 hasta C_{22} y C_2^- hasta C_{20}^- , siendo un total de 42 reacciones que se detallaran luego, pero cuyas reacciones generales son las siguientes:

Formación de alcanos



Formación de olefinas



5. El valor de probabilidad de crecimiento de cadena α es 0,92.
6. También existe una relación entre α -olefina y alcanos para cada número de componente que es figura 35.
7. Las condiciones de operación serán las dadas por el Modelamiento del reactor SBCR, es decir $T=227\text{ }^\circ\text{C}$, $P=3\text{MPa}$ y una conversión de 60,6%.

Distribución de los productos

Cálculo por ASF

$$y_{N_c, n} = (1 - \alpha) \cdot \alpha^{N_c - 1}$$

Para $\alpha = 0.92$, se reemplaza desde $N_c = 1$ hasta $N_c = 22$ y la fracción molar del componente 30 se calculará por diferencia.

$$y_{1, n} = (1 - 0,92) \cdot 0,92^{1-1} = 0,08$$

$$y_{2, n} = 0,0736$$

Del mismo modo

$$y_{22, n} = 0,0139$$

$$\sum_{i=1}^{22} y_{i, n} = 0,8403$$

$$y_{30, n} = 1 - \sum_{i=1}^{22} y_{i, n} = 0,1597$$

Relación α -olefina y alcanos lineales [34]

Según las reacciones especificadas en la referencia se obtuvieron los datos mostrados en las tablas para las relaciones molares con catalizador de cobalto soportado.

$$R_{O_i/P_i} = \frac{y_{\alpha\text{-olefina}_i}}{y_{n\text{-parafina}_i}}$$

Se cumple:

$$y_{\alpha\text{-olefina}_i} + y_{n\text{-parafina}_i} = y_{i, n}$$

$$y_{\alpha\text{-olefina}_i} = y_{n\text{-parafina}_i} \cdot R_{O_i/P_i}$$

Reemplazando y despejando se tiene:

$$y_{n\text{-parafina}_i} = \frac{y_{i,n}}{R_{O_i/P_i} + 1}$$

Con estas dos últimas ecuaciones se completa las distribuciones de los componentes tanto como para n-parafinas y α -olefinas.

Esto permitirá el cálculo de las conversiones individuales de CO para cada componente con la finalidad de modelar según un reactor de equilibrio.

Conversiones individuales

Se asume N_T como las moles totales de los hidrocarburos formados por CO, para el componente con número de carbonos igual a “ i ” (parafina u olefina según sea el caso) por cada mol formada han reaccionado i moles de CO.

$$\text{Moles de } C_i = y_i \cdot N_T$$

$$\text{Moles de CO para formar } C_i = y_i \cdot N_T \cdot i$$

$$\text{Moles totales de CO convertidas} = \sum y_i \cdot N_T \cdot i$$

Se obtiene:

$$\%Conv_i = \frac{i \cdot y_i}{\sum (i \cdot y_i)} \cdot \%Conv_{TOTAL}$$

Para $i=1$

$$1 \cdot y_1 = 0,0800$$

$$\sum i \cdot S_i = 11,7813$$

Cálculo de la conversión

$$\%Conv_1 = \frac{0,0800}{11,7813} \cdot 60,6\% = 0,0041$$

De la misma manera se calcula para las demás reacciones que forman el resto de componentes. En el software CHEMCAD se ingresan las 42 reacciones con sus respectivas conversiones en base al CO.

Tabla de las 42 reacciones involucradas con sus respectivas conversiones:

Nº	Reacciones	%Conv	Nº	Reacciones	%Conv
1	$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	0,0041	22	$12CO + 24H_2 \rightarrow C_{12}H_{24} + 12H_2O$	0,0093
2	$2CO + 4H_2 \rightarrow C_2H_4 + 2H_2O$	0,0035	23	$12CO + 25H_2 \rightarrow C_{12}H_{26} + 12H_2O$	0,0104
3	$2CO + 5H_2 \rightarrow C_2H_6 + 2H_2O$	0,0041	24	$13CO + 26H_2 \rightarrow C_{13}H_{26} + 13H_2O$	0,0087
4	$3CO + 6H_2 \rightarrow C_3H_6 + 3H_2O$	0,0057	25	$13CO + 27H_2 \rightarrow C_{13}H_{28} + 13H_2O$	0,0109
5	$3CO + 7H_2 \rightarrow C_3H_8 + 3H_2O$	0,0048	26	$14CO + 28H_2 \rightarrow C_{14}H_{28} + 14H_2O$	0,0083
6	$4CO + 8H_2 \rightarrow C_4H_8 + 4H_2O$	0,0067	27	$14CO + 29H_2 \rightarrow C_{14}H_{30} + 14H_2O$	0,0111
7	$4CO + 9H_2 \rightarrow C_4H_{10} + 4H_2O$	0,0061	28	$15CO + 30H_2 \rightarrow C_{15}H_{30} + 15H_2O$	0,0079
8	$5CO + 10H_2 \rightarrow C_5H_{10} + 5H_2O$	0,0072	29	$15CO + 31H_2 \rightarrow C_{15}H_{32} + 15H_2O$	0,0113
9	$5CO + 11H_2 \rightarrow C_5H_{12} + 5H_2O$	0,0076	30	$16CO + 32H_2 \rightarrow C_{16}H_{32} + 16H_2O$	0,0074
10	$6CO + 12H_2 \rightarrow C_6H_{12} + 6H_2O$	0,0081	31	$16CO + 33H_2 \rightarrow C_{16}H_{34} + 16H_2O$	0,0114
11	$6CO + 13H_2 \rightarrow C_6H_{14} + 6H_2O$	0,0082	32	$17CO + 34H_2 \rightarrow C_{17}H_{34} + 17H_2O$	0,0070
12	$7CO + 14H_2 \rightarrow C_7H_{14} + 7H_2O$	0,0087	33	$17CO + 35H_2 \rightarrow C_{17}H_{36} + 17H_2O$	0,0114
13	$7CO + 15H_2 \rightarrow C_7H_{16} + 7H_2O$	0,0087	34	$18CO + 36H_2 \rightarrow C_{18}H_{36} + 18H_2O$	0,0065
14	$8CO + 16H_2 \rightarrow C_8H_{16} + 8H_2O$	0,0092	35	$18CO + 37H_2 \rightarrow C_{18}H_{38} + 18H_2O$	0,0115
15	$8CO + 17H_2 \rightarrow C_8H_{18} + 8H_2O$	0,0091	36	$19CO + 38H_2 \rightarrow C_{19}H_{38} + 19H_2O$	0,0061
16	$9CO + 18H_2 \rightarrow C_9H_{18} + 9H_2O$	0,0096	37	$19CO + 39H_2 \rightarrow C_{19}H_{40} + 19H_2O$	0,0114
17	$9CO + 19H_2 \rightarrow C_9H_{20} + 9H_2O$	0,0094	38	$20CO + 40H_2 \rightarrow C_{20}H_{40} + 20H_2O$	0,0055
18	$10CO + 20H_2 \rightarrow C_{10}H_{20} + 10H_2O$	0,0098	39	$20CO + 41H_2 \rightarrow C_{20}H_{42} + 20H_2O$	0,0114
19	$10CO + 21H_2 \rightarrow C_{10}H_{22} + 10H_2O$	0,0096	40	$21CO + 43H_2 \rightarrow C_{21}H_{44} + 21H_2O$	0,0163
20	$11CO + 22H_2 \rightarrow C_{11}H_{22} + 11H_2O$	0,0096	41	$22CO + 45H_2 \rightarrow C_{22}H_{46} + 22H_2O$	0,0157
21	$11CO + 23H_2 \rightarrow C_{11}H_{24} + 11H_2O$	0,0101	42	$30CO + 61H_2 \rightarrow C_{30}H_{62} + 30H_2O$	0,2465

Para mantener controlada la temperatura se usa agua a presión por la cual se convertirá en vapor. La temperatura de vaporización debe ser menor a 227 °C y típicamente se usa agua a 10 bar de presión. Para el cálculo del flujo de agua necesario se realizó un balance de energía en el reactor, se asumió una temperatura de ingreso de 70 °C y empleando las tablas de vapor para la obtención de la entalpía másica.

$$Q_{rxn} = \dot{m}(h_o - h_i)$$

Donde

Q_{rxn} : Calor de reacción F-T (185 638,9 kJ/s)

\dot{m} : Flujo másico de agua (kg/h)

h_o : Entalpía específica del agua a la salida P=10 bar a condiciones de vapor saturado (2 776,3 kJ/kg)

h_i : Entalpía específica del agua a la entrada T = 70 °C en estado de líquido comprimido, se asume entalpía igual a líquido saturado (293 kJ/kg)

$$\dot{m} = \frac{Q_{rxn}}{(h_o - h_i)} = \frac{185,638.89}{2,776.3 - 296} = 74,75 \frac{kg}{s}$$

De acuerdo a la bibliografía, se tienen las siguientes características para el reactor:

Parámetro	Unidades	Valor
Diámetro interno de la columna (D_C)	m	7
Longitud de la columna (L)	m	30
Velocidad superficial del gas (U_G)	m/s	0.255
Carga del catalizador (C_W)	%peso	37,5
Conversión CO	%	60,6%
Producción	BPD	10 808
Tiempo espacial de producción (STY)	$kg_{HC} / m^3_{reactor} h$	55,04
Productividad del catalizador	$kg_{HC} / kg_{catalizador} h$	0,225
Líneas de enfriamiento		375
Diámetro externo líneas de enfriamiento	m	0,144
Porcentaje ocupado por las líneas de enfriamiento con respecto al reactor	%	10%

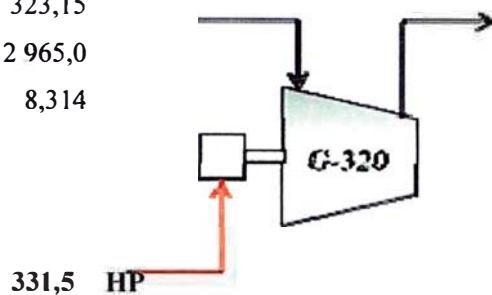
C.3. DISEÑO DEL COMPRESOR G-320

$$F_1 \text{ (kmol/h)} = 8\,002,5 \text{ kmol/h}$$

$$T_1 \text{ (K)} = 323,15$$

$$P_1 \text{ (kPa)} = 2\,965,0$$

$$R \text{ (J/mol-K)} = 8,314$$



$$T_2 \text{ (K)} = 326,67$$

$$P_2 \text{ (kPa)} = 3\,070,0$$

$$\eta = 0,85$$

Composición y Propiedades Termodinámicas

Componentes	F_i (kmol/h)	%molar	T_c (K)	P_c (kPa)	w_i
Monóxido de Carbono	2 105,4	0,2631	132,95	3 498,7	0,093
Hidrógeno	4 227,4	0,5283	33,27	1 295,9	-0,220
Dióxido de Carbono	142,7	0,0178	304,20	7 381,5	0,231
Nitrógeno	465,8	0,0582	126,20	3 393,9	0,045
Agua	33,4	0,0042	647,35	22 118,1	0,348
Metano	739,8	0,0924	190,63	4 600,1	0,010
Etileno	41,9	0,0052	282,41	5 031,8	0,087
Etano	49,2	0,0061	305,43	4 883,8	0,099
Propeno	39,7	0,0050	364,76	4 612,3	0,143
Propano	37,8	0,0047	369,82	4 249,6	0,153
1-Buteno	29,1	0,0036	419,60	4 019,5	0,191
n-Butano	35,5	0,0044	425,16	3 799,7	0,201
1-Penteno	16,6	0,0021	464,78	3 526,1	0,294
n-Pentano	14,9	0,0019	469,66	3 369,0	0,251
1-Hexeno	8,0	0,0010	503,99	3 110,7	0,296
n-Hexano	6,6	0,0008	507,30	2 968,8	0,294
1-Hepteno	3,1	0,0004	537,29	2 830,0	0,331
n-Heptano	2,5	0,0003	540,14	2 740,8	0,350
1-Octeno	1,1	0,0001	566,60	2 550,0	0,375
n-Octano	0,9	0,0001	568,69	2 486,9	0,398
1-Noneno	0,4	0,0000	593,25	2 330,0	0,417
n-Nonano	0,3	0,0000	594,56	2 287,9	0,449
1-Deceno	0,1	0,0000	617,05	2 168,4	0,465
n-Decano	0,1	0,0000	617,55	2 096,9	0,489

Ecuación de Estado de Soave Redlich Kwong (SRK)

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a}{V(V + b)}$$

Parámetros

$$b_i = 0,08664 \frac{R \cdot T_{C_i}}{P_{C_i}}; \quad m_i = 0,48 + 1,574 \cdot \omega_i - 0,176 \cdot \omega_i^2;$$

$$\alpha_i^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_r^{0,5}); \quad a_{C_i} = 0,42748 \frac{(R \cdot T_{C_i})^2}{P_{C_i}};$$

$$a_i = a_{C_i} \cdot \alpha_i$$

b_i	m_i	$\alpha_i^{(1)}$	a_{C_i}	$a_i^{(1)}$	$\alpha_i^{(2)}$	$a_i^{(2)}$
2,7E-05	0,625	0,423	0,149	0,063	0,418	0,062
1,8E-05	0,125	0,540	0,025	0,014	0,538	0,014
3,0E-05	0,834	0,949	0,370	0,352	0,942	0,349
2,7E-05	0,550	0,448	0,139	0,062	0,443	0,061
2,1E-05	1,006	1,678	0,560	0,939	1,669	0,935
3,0E-05	0,496	0,723	0,233	0,169	0,718	0,168
4,0E-05	0,616	0,916	0,468	0,429	0,910	0,426
4,5E-05	0,634	0,964	0,564	0,544	0,958	0,541
5,7E-05	0,701	1,084	0,852	0,924	1,078	0,919
6,3E-05	0,717	1,096	0,951	1,042	1,089	1,036
7,5E-05	0,774	1,199	1,294	1,551	1,192	1,542
8,1E-05	0,789	1,213	1,406	1,705	1,206	1,695
9,5E-05	0,928	1,332	1,810	2,411	1,324	2,396
1,0E-04	0,864	1,316	1,935	2,547	1,309	2,532
1,2E-04	0,930	1,405	2,413	3,390	1,397	3,371
1,2E-04	0,928	1,410	2,561	3,611	1,401	3,590
1,4E-04	0,982	1,489	3,014	4,489	1,481	4,463
1,4E-04	1,009	1,510	3,145	4,748	1,501	4,720
1,6E-04	1,045	1,577	3,720	5,867	1,568	5,833
1,6E-04	1,079	1,602	3,843	6,154	1,592	6,118
1,8E-04	1,106	1,663	4,463	7,424	1,654	7,381
1,9E-04	1,151	1,697	4,566	7,746	1,686	7,699
2,0E-04	1,173	1,753	5,188	9,098	1,743	9,044
2,1E-04	1,208	1,780	5,374	9,564	1,769	9,506

Desarrollo de la Regla de mezcla

$$b = \sum_i x_i \cdot b_i; \quad a = \sum_i \sum_j x_i \cdot x_j \cdot (a_i \cdot a_j)^{0,5} \cdot (1 - k_{ij})$$

Cálculo de las propiedades residuales

$$\frac{H - H^*}{R \cdot T} = Z - 1 - \frac{A}{B} \cdot \left[1 - \frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \cdot \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right)$$

$$\frac{S - S^*}{R} + \ln \frac{P}{P^o} = \ln(Z - B) + \frac{A}{B} \cdot \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \cdot \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right)$$

Parámetros

$$A = \frac{a \cdot P}{(R \cdot T)^2} \quad B = \frac{b \cdot P}{R \cdot T}$$

$$T \left(\frac{da}{dT} \right) = - \sum_i^N \sum_j^N x_i \cdot x_j \cdot m_i \cdot (a_{C_i} \cdot a_{C_j} \cdot T_r)^{0,5} \cdot (1 - k_{ij})$$

Además se tiene que:

$$H^* = \int C_p \cdot dT + \sum x_i \cdot \Delta H_{f_i}^o$$

$$S^* = \int \frac{C_p}{T} \cdot dT$$

$$C_p = A_i + B_i \cdot T + C_i \cdot T^2 + D_i \cdot T^3 + E_i \cdot T^4 + F_i \cdot T^5 \quad (\text{cal/molK})$$

Coeficientes de capacidad calorífica ideal (cal/mol-K)						ΔH_f
A _i	B _i	C _i	D _i	E _i	F _i	(J/mol)
6,992	0,000	-3,7E-07	5,8E-09	-5,8E-12	1,6E-15	-110 530
6,090	-0,004	3,9E-05	-7,7E-08	5,9E-11	-1,6E-14	0
6,262	0,011	-6,2E-06	1,7E-09	-2,3E-13	1,3E-17	-393 520
7,440	-0,003	6,4E-06	2,8E-09	0,0E+00	0,0E+00	0
7,976	-0,001	2,8E-06	1,9E-09	-3,0E-12	9,2E-16	-241 820
8,621	-0,014	6,2E-05	-6,4E-08	2,9E-11	-4,9E-15	-74 850
8,792	-0,021	1,3E-04	-1,8E-07	1,1E-10	2,3E-14	52 283
7,760	-0,004	1,0E-04	-1,4E-07	7,6E-11	-1,6E-14	-83 850
8,730	-0,001	1,2E-04	-1,7E-07	1,0E-10	-2,2E-14	19 710
8,331	0,006	1,4E-04	-2,0E-07	1,2E-10	-2,5E-14	-104 680
11,548	-0,003	1,8E-04	-2,7E-07	1,6E-10	-3,6E-14	-540
8,395	0,033	1,1E-04	-1,8E-07	1,1E-10	-2,4E-14	-125 650
16,419	-0,014	2,5E-04	-3,7E-07	2,2E-10	-4,8E-14	-20 920
12,008	0,024	1,8E-04	-2,8E-07	1,7E-10	-3,7E-14	-146 710
14,902	0,017	2,2E-04	-3,4E-07	2,1E-10	-4,6E-14	-41 673
13,852	0,028	2,3E-04	-3,7E-07	2,2E-10	-5,0E-14	-166 940
18,544	0,013	2,8E-04	-4,2E-07	2,6E-10	-5,7E-14	-62 300
15,344	0,037	2,6E-04	-4,2E-07	2,6E-10	-5,8E-14	-187 650
25,597	-0,016	4,0E-04	-5,9E-07	3,5E-10	-7,7E-14	-82 927
17,011	0,044	2,9E-04	-4,8E-07	2,9E-10	-6,5E-14	-208 750
26,132	-0,001	4,1E-04	-6,2E-07	3,7E-10	-8,2E-14	-103 510
18,804	0,049	3,3E-04	-5,5E-07	3,4E-10	-7,6E-14	-228 740
45,093	-0,122	7,8E-04	-1,1E-06	6,5E-10	-1,4E-13	-124 690
20,491	0,057	3,6E-04	-6,0E-07	3,7E-10	-8,3E-14	-249 460
A	B	C	D	E	F	
6,790	-0,004	3,2E-05	-5,3E-08	3,7E-11	-9,0E-15	

Cálculo a las condiciones iniciales (1)

$b_1 =$	2,4E-05	m ³ /mol	$(Tda/dT)_1 =$	-0,039	Pa-(m ³ /mol) ²
$a_1 =$	0,055	Pa-(m ³ /mol) ²	$A_1 =$	0,0227	
$V_{SRK\ 1} =$	0,00091	m ³ /mol	$B_1 =$	0,0269	
$V_{ideal\ 1} =$	0,00091	m ³ /mol	$Z_1 =$	1,0055	
$(H_1-H^*_1)/RT =$	-0,0324	J/mol	$(S_1-S^*_1)/R =$	-3,414	J/mol-K
$H_1-H^*_1 =$	-87	J/mol	$S_1-S^*_1 =$	-28,380	J/mol-K
$H^*_1 =$	-45 074	J/mol	$S^*_1 =$	2,520	J/mol-K
$H_1 =$	-45 161	J/mol	$S_1 =$	-25,860	J/mol-K

Cálculo a las condiciones iséntropicas (2')

$b_2 =$	2,4E-05	m ³ /mol	$(Tda/dT)_2 =$	-0,039	Pa-(m ³ /mol) ²
$a_2 =$	0,055	Pa-(m ³ /mol) ²	$A_2 =$	0,0228	
$V_{SRK\ 2} =$	0,00089	m ³ /mol	$B_2 =$	0,0276	
$V_{ideal\ 2} =$	0,00088	m ³ /mol	$Z_2 =$	1,0061	
$(H_2-H^*_2)/RT =$	-0,0321	J/mol	$(S_2-S^*_2)/R =$	-3,449	J/mol-K
$H_2-H^*_2 =$	-87	J/mol	$S_2-S^*_2 =$	-28,672	J/mol-K
$H^*_2 =$	-44 980	J/mol	$S^*_2 =$	2,811	J/mol-K
$H_2 =$	-45 067	J/mol	$S_2 =$	-25,860	J/mol-K

Por lo tanto se asumió una temperatura 326,14 K de tal manera que el cambio de la entropía sea nulo, luego se calcula la entalpía y potencia del compresor (ecuación 27).

$\Delta S =$	0,000	J/mol-K
$\Delta H_s =$	95	J/mol
$\Delta H =$	111	J/mol
Potencia =	247	kW

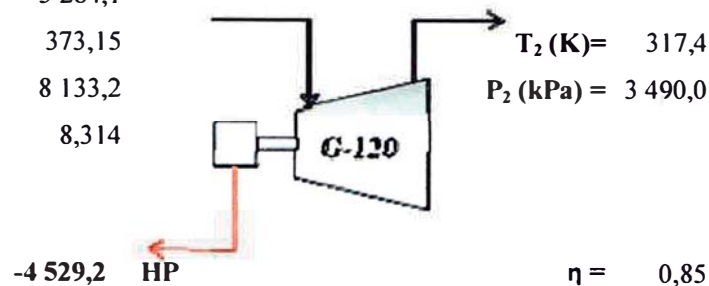
C.4. DISEÑO DEL EXPANSOR G-120

$$F_1 \text{ (kmol/h)} = 5\,264,1$$

$$T_1 \text{ (K)} = 373,15$$

$$P_1 \text{ (kPa)} = 8\,133,2$$

$$R \text{ (J/mol-K)} = 8,314$$



Composición y Propiedades Termodinámicas

Componentes	F_i (kmol/h)	%molar	T_c (K)	P_c (kPa)	w_i
Dióxido de Carbono	20,5	0,0039	304,20	7 381,5	0,231
Nitrógeno	102,1	0,0194	126,20	3 393,9	0,045
Metano	5 005,1	0,9508	190,63	4 600,2	0,010
Etano	112,7	0,0214	305,43	4 883,9	0,099
Propano	15,3	0,0029	369,82	4 249,6	0,153
n-Butano	5,8	0,0011	425,16	3 799,7	0,201
n-Pentano	2,1	0,0004	469,66	3 369,1	0,251
n-Hexano	0,5	0,0001	507,30	2 968,8	0,294

b_i	m_i	$\alpha_i^{(1)}$	α_{ci}	$\alpha_i^{(2)}$	$\alpha_i^{(2')}$	$\alpha_i^{(2'')}$
3,0E-05	0,834	0,829	0,370	0,307	0,952	0,353
2,7E-05	0,550	0,365	0,139	0,051	0,450	0,062
3,0E-05	0,496	0,643	0,233	0,150	0,725	0,169
4,5E-05	0,634	0,871	0,564	0,492	0,966	0,545
6,3E-05	0,717	0,994	0,951	0,945	1,098	1,044
8,1E-05	0,789	1,102	1,406	1,549	1,215	1,708
1,0E-04	0,864	1,197	1,935	2,315	1,319	2,552
1,2E-04	0,928	1,282	2,561	3,282	1,413	3,618

Desarrollo de la Regla de mezcla

Coeficientes de capacidad calorífica ideal (cal/mol-K)						ΔH_f (J/mol)
A_i	B_i	C_i	D_i	E_i	F_i	
6,262	0,011	-6,2E-06	1,7E-09	-2,3E-13	1,3E-17	-393 520
7,440	-0,003	6,4E-06	2,8E-09	0,0E+00	0,0E+00	0
8,621	-0,014	6,2E-05	-6,4E-08	2,9E-11	-4,9E-15	-74 850
7,760	-0,004	1,0E-04	-1,4E-07	7,6E-11	-1,6E-14	-83 850
8,331	0,006	1,4E-04	-2,0E-07	1,2E-10	-2,5E-14	-104 680
8,395	0,033	1,1E-04	-1,8E-07	1,1E-10	-2,4E-14	-125 650
12,008	0,024	1,8E-04	-2,8E-07	1,7E-10	-3,7E-14	-146 710
13,852	0,028	2,3E-04	-3,7E-07	2,2E-10	-5,0E-14	-166 940
A	B	C	D	E	F	
8,571	-0,013	6,2E-05	-6,4E-08	2,9E-11	-5,1E-15	

Cálculo a las condiciones iniciales (1)

$b_1 =$	3,0E-05	m^3/mol	$(Tda/dT)_1 =$	-0,109	$Pa-(m^3/mol)^2$
$a_1 =$	0,156	$Pa-(m^3/mol)^2$	$A_1 =$	0,1318	
$V_{SRK\ 1} =$	0,00037	m^3/mol	$B_1 =$	0,0794	
$V_{ideal\ 1} =$	0,00038	m^3/mol	$Z_1 =$	0,9635	
$(H_1-H^*_1)/RT =$	-0,2599	J/mol	$(S_1-S^*_1)/R =$	-4,601	$J/mol-K$
$H_1-H^*_1 =$	-806,243	J/mol	$S_1-S^*_1 =$	-38,249	$J/mol-K$
$H^*_1 =$	-72 142	J/mol	$S^*_1 =$	8,576	$J/mol-K$
$H_1 =$	-72 949	J/mol	$S_1 =$	-29,673	$J/mol-K$

Cálculo a las condiciones isentrópicas (2')

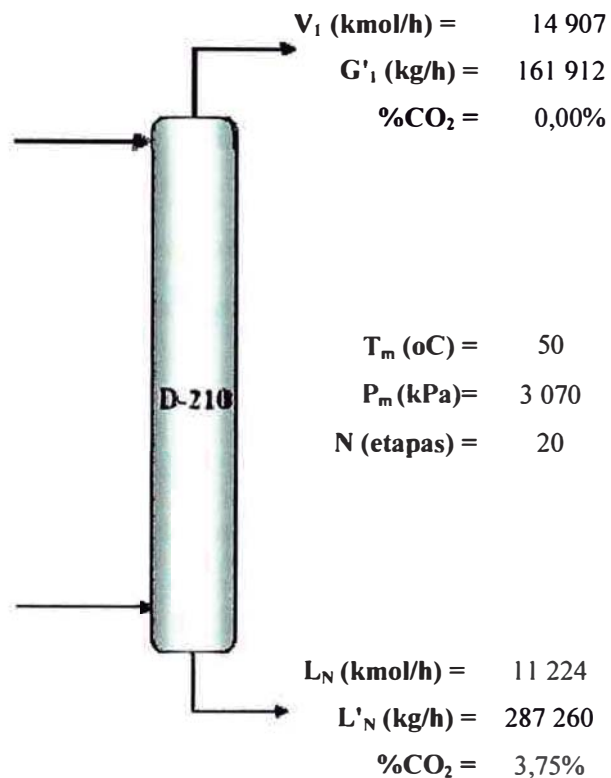
$b_2 =$	3,0E-05	m^3/mol	$(Tda/dT)_2 =$	-0,114	$Pa-(m^3/mol)^2$
$a_2 =$	0,464	$Pa-(m^3/mol)^2$	$A_2 =$	0,2257	
$V_{SRK\ 2} =$	0,00060	m^3/mol	$B_2 =$	0,0395	
$V_{ideal\ 2} =$	0,00077	m^3/mol	$Z_2 =$	0,7772	
$(H_2-H^*_2)/RT =$	-0,5757	J/mol	$(S_2-S^*_2)/R =$	-3,913	$J/mol-K$
$H_2-H^*_2 =$	-1 541,508	J/mol	$S_2-S^*_2 =$	-32,534	$J/mol-K$
$H^*_2 =$	-74 127	J/mol	$S^*_2 =$	2,862	$J/mol-K$
$H_2 =$	-75 668	J/mol	$S_2 =$	-29,673	$J/mol-K$

Por lo tanto se asumió una temperatura 322,06 K de tal manera que el cambio de la entropía sea nulo, luego se calcula la entalpía y potencia recuperada del expansor (ecuación 25).

$\Delta S =$	0,000	$J/mol-K$
$\Delta H_s =$	-2 719	J/mol
$\Delta H =$	-2 312	J/mol
Potencia =	-3 380	Kw

C.5. DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN D-210

P (kPa) = 3 070
 T (°C) = 50,0
 L_0 (kmol/h) = 10 814
 L'_0 (kg/h) = 269 434
 $\%CO_2$ = 0,18%



Flujos en la entrada y constante de equilibrio

Componentes	P.M.	L_{0i}	V_{N+1i}	K_i
Monóxido de Carbono	28,01	0,00	4 746,69	3 000,2
Hidrógeno	2,02	0,00	9 730,02	3 038,5
Dióxido de Carbono	44,01	18,95	402,20	0,0
Nitrógeno	28,01	0,00	192,84	4 435,6
Agua	18,02	9 943,77	61,78	0,0
Metano	16,04	0,00	184,10	1 886,0
DEA	105,14	850,92	0,00	0,0

Se utiliza el método de grupos, el cual aplica las ecuaciones 28 al 33:

A_i	S_i	ϕ_{A_i}	ϕ_{S_i}	V_{1i}	L_{Ni}
2,4E-04	4,2E+03	1,000	0,000	4 745,6	1,1
2,3E-04	4,3E+03	1,000	0,000	9 727,8	2,3
9,6E+02	1,0E-03	0,000	0,999	0,020	421,1
1,6E-04	6,3E+03	1,000	0,000	192,8	0,0
1,7E+02	5,7E-03	0,000	0,994	56,9	9 948,7
3,7E-04	2,7E+03	1,000	0,000	184,0	0,1
2,2E+06	4,6E-07	0,000	1,000	0,0	850,9

Cálculo del Diámetro de la Columna

El diseño se realizó en el lugar donde hay mayor flujo de gas, es decir el fondo de la columna. Se tomó como eficiencia por plato un valor conservativo de 0,2 de acuerdo al capítulo 14 de Perry y Green [10]. De acuerdo al Proyecto de desarrollo de Gas Natural dado PETROPERÚ en el 1989 se menciona que un gas tratado con aminas tiene de 4 a 5 platos teóricos equivalentes a 16 a 20 platos reales, con ello se toma como número de platos teóricos el valor de 4.

$$N_{\text{Platos Reales}} = \frac{4}{0,2} = 20$$

Se aplican las ecuaciones 34 y 35, además de la siguiente ecuación que es la relación entre el área del orificio de plato y el área activa:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \cdot \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2$$

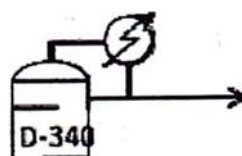
Se eligen convenientemente la separación entre platos, porcentaje de vertedero otras características que se requieran de las tablas 6.1 y 6.2 del libro de Transferencia de Masa” de Robert Treybal.

σ (N/m) =	0,0344	V_F (m/s) =	0,696
L' (kg/h) =	287 260	%Inundación =	80%
V' (kg/h) =	179 738	V (m/s) =	0,557
ρ_C (kg/m ³) =	13,2	q_C (m ³ /s) =	3,77
ρ_L (kg/m ³) =	939,4	A_o (m ²) =	6,76
$(L'/V')(\rho_C/\rho_L)^{0,5}$ =	0,190	W/T =	0,8
Arreglo	Triangulo	%Vertedero =	14,15%
d_o (mm) =	4,5	A_t (m ²) =	7,88
p' (mm) =	12	D calc (m) =	3,17
A_o/A_a =	0,1275	D (m) =	3,20
t (m) =	0,610	W (m) =	2,56
α =	0,057	q_L (m ³ /s) =	0,085
β =	0,034	q_L/W (m ³ /s-m) =	0,0332
C_F (m/s) =	0,083		

Resultados

Nº Platos Reales =	20
D (m) =	3,20
H (m) =	12,80

C.6. DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN D-340



P (kPa) = 200
T (°C) = 251,8

Composición	%Peso
C ₅ -C ₉	0,001
C ₁₀ -C ₂₂	0,980
C ₃₀	0,019

T (°C) = 303,5

Composición	%Peso
C ₅ -C ₉	0,001
C ₁₀ -C ₂₂	0,999
C ₃₀	0,000

T (°C) = 475,9

Composición	%Peso
C ₅ -C ₉	0,000
C ₁₀ -C ₂₂	0,011
C ₃₀	0,989

Condiciones de la Alimentación

P (kPa) = 200
T (°C) = 251,8

$$\sum_i \frac{(K_i - 1) \cdot z_i}{(1 - q)(K_i - 1) + 1} = 0$$

1-q = 0,000

Componentes	F _i (kmol/h)	z _i	K _i	$\frac{(K_i - 1) \cdot z_i}{(1 - q)(K_i - 1) + 1}$
1-Noneno	0,020	0,000	3,59	0,00
n-Nonano	0,069	0,001	3,43	0,00
1-Deceno	6,393	0,081	2,46	0,12
n-Decano	6,264	0,080	2,34	0,11
1-Undeceno	5,612	0,072	1,70	0,05
n-Undecano	5,899	0,075	1,62	0,05
1-Dodeceno	4,882	0,062	1,18	0,01
N-Dodecano	5,399	0,069	1,10	0,01
1-Trideceno	4,036	0,051	0,81	-0,01
N-Tridecano	5,022	0,064	0,77	-0,01
1-Tetradeceno	3,376	0,043	0,56	-0,02
N-Tetradecano	4,462	0,057	0,53	-0,03
1-Pentadeceno	2,755	0,035	0,39	-0,02
N-Pentadecano	3,875	0,049	0,37	-0,03
1-Hexadeceno	2,174	0,028	0,27	-0,02
N-Hexadecano	3,193	0,041	0,24	-0,03
1-Heptadeceno	1,688	0,022	0,19	-0,02
N-Heptadecano	2,666	0,034	0,18	-0,03
1-Octadeceno	1,247	0,016	0,13	-0,01
N-Octadecano	2,175	0,028	0,13	-0,02
1-Nonadeceno	0,883	0,011	0,09	-0,01
n-Nonadecano	1,706	0,022	0,09	-0,02
1-Eicoseno	0,593	0,008	0,07	-0,01
n-Eicosano	1,233	0,016	0,06	-0,01
n-Uneicosano	1,249	0,016	0,04	-0,02
n-Docosano	0,882	0,011	0,03	-0,01
n-Tricontano	0,688	0,009	0,00	-0,01
	78,44			0,00

Condiciones de Tope y Fondos

Punto de Burbuja: $\sum K_i \cdot x_i = 1$

Punto de Rocío: $\sum \frac{y_i}{K_i} = 1$

Punto de Burbuja	Punto de Rocío
P (kPa) = 200	P (kPa) = 200
T (°C) = 251,2	T (°C) = 303,5

Punto de Rocío
P (kPa) = 200
T (°C) = 475,9

D_i (kmol/h)	d_i	K_i	$K_i x_i$	K_i	$y_i K_i$
0,020	0,000	3,57	0,001	6,27	0,00
0,069	0,001	3,41	0,003	6,09	0,00
6,393	0,082	2,45	0,201	4,65	0,02
6,264	0,081	2,32	0,187	4,48	0,02
5,612	0,072	1,69	0,122	3,47	0,02
5,899	0,076	1,60	0,122	3,34	0,02
4,882	0,063	1,17	0,073	2,61	0,02
5,399	0,069	1,09	0,076	2,45	0,03
4,036	0,052	0,80	0,042	1,92	0,03
5,022	0,065	0,76	0,049	1,84	0,04
3,376	0,043	0,55	0,024	1,43	0,03
4,462	0,057	0,53	0,030	1,38	0,04
2,755	0,035	0,38	0,014	1,06	0,03
3,875	0,050	0,36	0,018	1,03	0,05
2,174	0,028	0,27	0,007	0,80	0,04
3,193	0,041	0,23	0,010	0,72	0,06
1,688	0,022	0,19	0,004	0,60	0,04
2,666	0,034	0,17	0,006	0,56	0,06
1,247	0,016	0,13	0,002	0,46	0,04
2,175	0,028	0,13	0,004	0,44	0,06
0,883	0,011	0,09	0,001	0,34	0,03
1,706	0,022	0,09	0,002	0,33	0,07
0,593	0,008	0,06	0,000	0,26	0,03
1,233	0,016	0,06	0,001	0,24	0,07
1,248	0,016	0,04	0,001	0,19	0,09
0,873	0,011	0,03	0,000	0,15	0,08
0,007	0,000	0,00	0,000	0,02	0,00
77,747			1,00		1,00

W_i (kmol/h)	w_i	K_i	$K_i x_i$
0,000	0,000	13,64	0,00
0,000	0,000	13,63	0,00
0,000	0,000	11,89	0,00
0,000	0,000	11,78	0,00
0,000	0,000	10,45	0,00
0,000	0,000	10,29	0,00
0,000	0,000	9,23	0,00
0,000	0,000	8,90	0,00
0,000	0,000	7,98	0,00
0,000	0,000	7,85	0,00
0,000	0,000	6,94	0,00
0,000	0,000	6,88	0,00
0,000	0,000	6,05	0,00
0,000	0,000	6,01	0,00
0,000	0,000	5,30	0,00
0,000	0,000	5,06	0,00
0,000	0,000	4,64	0,00
0,000	0,000	4,48	0,00
0,000	0,000	4,09	0,00
0,000	0,000	3,92	0,00
0,000	0,000	3,59	0,00
0,000	0,000	3,40	0,00
0,000	0,000	3,15	0,00
0,000	0,000	2,94	0,00
0,001	0,002	2,76	0,01
0,009	0,013	2,44	0,03
0,682	0,985	0,98	0,96
0,692			1,00

De acuerdo a las ecuaciones 36 y 37 se determinan los valores de ϕ y R_{min} , utilizando la tabla a continuación mostrada:

$$\phi = 1,0084$$

$$R_{min} = 0,0441$$

α_i ALIM	α_i TOPE	α_i FONDO	α_{prom}	$\frac{\alpha_j \cdot z_j}{\alpha_j - \phi}$	$\frac{\alpha_j \cdot d_j}{\alpha_j - \phi}$
1 622,97	348,44	13,98	69,78	0,000	0,000

1 549,73	338,44	13,96	68,74	0,001	0,001
1 113,92	258,22	12,18	56,09	0,083	0,084
1 058,77	249,06	12,07	54,84	0,081	0,082
769,89	192,94	10,71	45,45	0,073	0,074
731,46	185,50	10,54	44,22	0,077	0,078
533,45	144,78	9,45	36,99	0,064	0,065
498,64	136,28	9,12	35,25	0,071	0,071
366,64	106,89	8,17	29,56	0,053	0,054
346,29	102,33	8,04	28,69	0,066	0,067
252,71	79,33	7,11	23,75	0,045	0,045
240,05	76,50	7,05	23,22	0,059	0,060
174,95	59,06	6,20	19,14	0,037	0,037
166,82	57,11	6,15	18,75	0,052	0,053
121,61	44,28	5,43	15,51	0,030	0,030
107,14	39,89	5,18	14,38	0,044	0,044
86,35	33,44	4,75	12,60	0,023	0,024
79,57	31,28	4,59	11,98	0,037	0,037
60,58	25,28	4,19	10,29	0,018	0,018
58,32	24,17	4,02	9,85	0,031	0,031
41,59	18,83	3,68	8,32	0,013	0,013
42,50	18,39	3,48	8,00	0,025	0,025
29,39	14,17	3,23	6,77	0,009	0,009
28,03	13,28	3,01	6,32	0,019	0,019
19,89	10,44	2,82	5,43	0,020	0,020
14,47	8,11	2,50	4,50	0,014	0,014
1,00	1,00	1,00	1,00	-1,045	-0,011
				0,000	1,044

Se utiliza la ecuación 38 de Fenske para determinar el número de etapas mínimo:

$$S_{\min} = 6,1$$

Se utiliza la ecuación 39 para determinar la distribución de componentes a reflujo total, similarmente para los demás componentes.

$$\frac{D_1}{W_1} = \alpha_1^{S_{\min}} \cdot \frac{D_{HK}}{W_{HK}} = 69,78^{6,1} \cdot \frac{0,007}{0,682} = 1,8 \cdot 10^9$$

Luego se asume un reflujo de operación igual 1,5 veces el valor de reflujo mínimo y se interpola entre $R/(R+1)$ de ambos para determinar la distribución final.

$$\begin{array}{ll} R_{\min} = 0,044 & R_{\min}/(R_{\min}+1) = 0,042 \\ R_{\text{total}} = \text{infinito} & R_{\text{total}}/(R_{\text{total}}+1) = 1,000 \\ R_{\text{op}} = 0,066 & R_{\text{op}}/(R_{\text{op}}+1) = 0,062 \end{array}$$

REFLUJO TOTAL

D_j/W_j	W_j	D_j
1.8E+09	0,000	0,020

REFLUJO OPERACIÓN

W_j	D_j
0,000	0,020

1,7E+09	0,000	0,069	0,000	0,069
4,8E+08	0,000	6,393	0,000	6,393
4,2E+08	0,000	6,264	0,000	6,264
1,3E+08	0,000	5,612	0,000	5,612
1,1E+08	0,000	5,899	0,000	5,899
3,8E+07	0,000	4,882	0,000	4,882
2,8E+07	0,000	5,398	0,000	5,398
9,7E+06	0,000	4,036	0,000	4,036
8,1E+06	0,000	5,022	0,000	5,022
2,5E+06	0,000	3,376	0,000	3,376
2,2E+06	0,000	4,462	0,000	4,462
6,8E+05	0,000	2,755	0,000	2,755
6,0E+05	0,000	3,875	0,000	3,875
1,9E+05	0,000	2,173	0,000	2,173
1,2E+05	0,000	3,193	0,000	3,193
5,3E+04	0,000	1,688	0,000	1,688
3,9E+04	0,000	2,666	0,000	2,666
1,5E+04	0,000	1,247	0,000	1,247
1,2E+04	0,000	2,175	0,000	2,175
4,2E+03	0,000	0,883	0,000	0,883
3,3E+03	0,001	1,706	0,000	1,706
1,2E+03	0,000	0,593	0,000	0,593
7,8E+02	0,002	1,231	0,000	1,233
3,1E+02	0,004	1,245	0,001	1,247
9,9E+01	0,009	0,873	0,009	0,873
1,0E-02	0,682	0,007	0,682	0,007
			0,692	77,747

Utilizando la ecuación 40 se determina el número de etapas:

$$S = 20$$

Utilizando las ecuaciones 41, 42 y 43 se determina el plato de alimentación:

Método Kirkbride

$$\begin{aligned} \text{Log}(SA/SB) &= 0,488 & SA &= 15,34 \\ SA/SB &= 3,077 & SB &= 4,99 \end{aligned}$$

Método Fenske

$$\begin{aligned} SB_{\min} &= 3,054 \\ SB &= 10,2 \\ SA &= 10,2 \end{aligned}$$

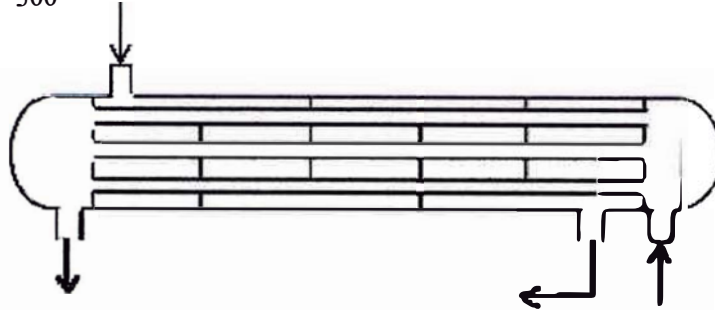
El cálculo del diámetro de la columna se realizó similarmente a la columna de absorción.

C.7. DISEÑO DE INTERCAMBIADOR DE CALOR E-113

$$\begin{aligned} F_1 \text{ (kmol/h)} &= 6\,331 \\ m_1 \text{ (kg/h)} &= 107\,872 \end{aligned}$$

$$P_1 \text{ (kPa)} = 3\,595$$

$$T_{1,i} \text{ (}^\circ\text{C)} = 500$$



$$T_{1,o} \text{ (}^\circ\text{C)} = 600$$

$$t_{2,o} \text{ (}^\circ\text{C)} = 752$$

$$F_2 \text{ (kmol/h)} = 16\,626$$

$$m_2 \text{ (kg/h)} = 202\,566$$

$$P_2 \text{ (kPa)} = 3\,420$$

$$t_{2,i} \text{ (}^\circ\text{C)} = 821$$

Ecuación de balance de energía:

$$Q = (m \cdot c_p)_1 \cdot (T_{1,i} - T_{1,o}) = (m \cdot c_p)_2 \cdot (t_{2,o} - t_{2,i})$$

Diferencia de temperatura media logarítmica:

$$LMTD = \frac{(t_{2,i} - T_{1,o}) - (t_{2,o} - T_{1,i})}{\ln \frac{t_{2,i} - T_{1,o}}{t_{2,o} - T_{1,i}}}$$

En base a la ecuación 44 se calculó el área de diseño del intercambiador A_D

$Q \text{ (kJ/s)} = 10\,783$	$LMTD_{corr} \text{ (}^\circ\text{C)} = 235,9$
$LMTD \text{ (}^\circ\text{C)} = 235,9$	$U_D \text{ (W/m}^2\text{C)} = 108$
$F = 1,0$	$A_D \text{ (m}^2\text{)} = 441$

Parámetros Geométricos

$D_o \text{ (plg)} = 0,75$	$D_i \text{ (plg)} = 0,62$
Un paso en tubos	Arreglo en triángulo equilátero
$CTP = 0,93$	$CL = 0,87$
$P_T \text{ (m)} = 0,029$	$A_1 \text{ (m}^2\text{)} = 0,0007$
$D_s \text{ (m)} = 1,5$	$N_t = 2\,314$
$L \text{ (m)} = 3,18$	

Las ecuaciones 45 al 49 sirvieron para calcular los parámetros geométricos.

Coraza

Tubos

D_e (m) =	0,1700		
C (m) =	0,0095		
B (m) =	0,6369		
$N+1$ =	5 baffles	a'_t (m ₂) =	0,0002
a_s (m ²) =	0,3184	a_t (m ²) =	0,4507
m_1 (kg/s) =	29,96	m_2 (kg/s) =	56,27
G_s (kg/sm ²) =	94,10	G_t (kg/sm ²) =	124,84
μ_s (Pa.s) =	2,5E-05	μ_t (Pa.s) =	3,9E-05
Re =	632 025	Re =	50 723
Cp_s (J/kg) =	3,598	Cp_t (J/kg) =	2,761
k_s (W/mK) =	0,12	k_t (W/mK) =	0,23
Pr_s =	0,76	Pr_t =	0,46
j_H =	460	j_H =	180
h_o/ϕ (W/m ² K) =	297	h_i/ϕ (W/m ² K) =	2 050
		h_{io}/ϕ (W/m ² K) =	1 695
		t_c (°C) =	786,2
		T_c (°C) =	550,0
		t_w (°C) =	585,2
μ_w (Pa.s) =	2,6E-05	μ_w (Pa.s) =	3,5E-05
ϕ_s =	1,00	ϕ_t =	1,02
h_o (W/m ² K) =	295	h_{io} (W/m ² K) =	1 721

Con las ecuaciones 50 al 53 se evaluó su consistencia

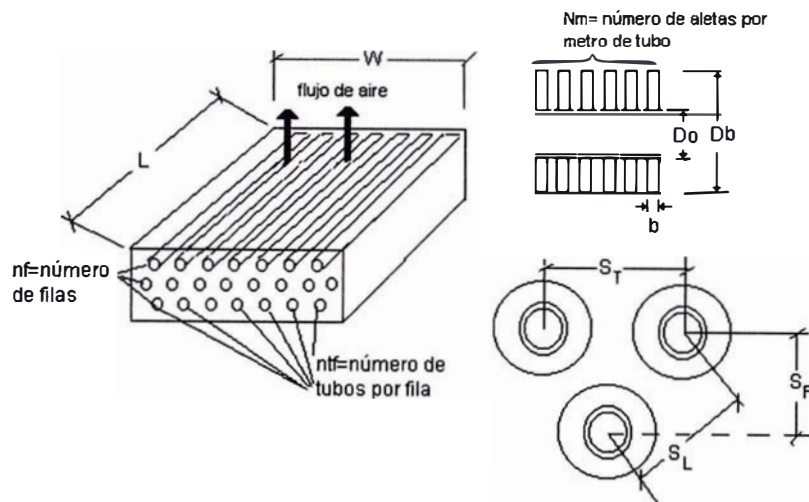
$$U_c \text{ (W/m}^2\text{K)} = 252$$

$$R_d \text{ (m}^2\text{K/W)} = 0,005$$

f =	0,137	f =	0,022
ΔP_s (Pa) =	3,026	v (m/s) =	26,7
		ΔP_t (Pa) =	7 170
		ΔP_r (Pa) =	144
		ΔP_T (Pa) =	7 314

Como el coeficiente global calculado es mayor al de diseño y las caídas de presión son menores a los permitidos, entonces el diseño es correcto,

C.8. DISEÑO DE AEROENFRIADOR E-211



Inicialmente se definen las condiciones de proceso y especificaciones de geometría de acuerdo a Eduardo Cao [1].

Diseño Preliminar

Paso (1)

Fluido caliente

W_h (kg/s) =	56,74
T_1 (°C) =	201,8
T_2 (°C) =	129,4

Paso (2)

t_1 (°C) =	30
--------------	----

Fluido caliente

ρ (kg/m ³) =	10,5
μ_t (Pa.s) =	2,0E-05
C_p (J/kg) =	2 507
k_t (W/mK) =	0,11775

Fluido Frío

μ_A (Pa.s) =	2,1E-05
c_c (J/kg) =	1 011
k_A (W/mK) =	0,0267

Paso (3)

Sin restricción del área

Paso (4)

D_i (mm) =	19,304	diámetro interno del tubo
b (mm)	0,3812	espesor de aleta
D_b (mm) =	57,15	diámetro externo de la aleta
D_o (mm) =	25,4	diámetro externo del tubo
N_m (aletas/m) =	394	número de aletas por metro

Distancia entre filas

S_F (mm) =	52,23
S_L (mm) =	60,32
S_T (mm) =	60,32

Paso (5)

Sin restricción de número de ventiladores

Se calculó el número de tubos, filas de tubos y el ancho de la bahía de acuerdo a las ecuaciones 57 al 60.

ESTIMACIÓN INICIAL		(8)	L (m) =	6,00	
(1)	Q (J/s) =	10 286 111	W (m) =	29,34	
(2)	U (W/m²K) =	230	(9)	R =	4,83
(3)	Z =	0,4		S =	0,09
(4)	ntf (filas) =	4	Tabla 9-2	Ft =	0,97
	V_F (m/s) =	3,3	Tabla 9-2		Apéndice 7 del libro
(5)	t₂ (°C) =	45,00		LMTD	122,14
(6)	Wc (kg/s) =	678,28	(10)	A (m²) =	381,42
(7)	P entrada (Pa) =	101 325	(11)	N (tubos) =	797
	ρ_A (kg/m³) =	1,168	(12)	ntf (tubos/fila) =	199,25
	a_F (m²) =	176	(13)	W (m) =	12,02
					(9-3-7)

Se corrige el flujo de aire y temperatura de salida para el ancho de bahía, longitud de tubos y número de tubos hallado anteriormente.

DISEÑO DETALLADO

(1)	N (tubos) =	956	(6)	n (pasos) =	1
(2)	ntf (tubos/fila) =	239	(7)	R =	1,978
(3)	W (m) =	14,42		S =	0,213
(4)	Wc (kg/s) =	277,80		Ft =	0,97
(5)	t₂ (°C) =	66,62		DMLT_{corr} (°C) =	112,9

CÁLCULOS PARA EL FLUIDO CALIENTE

(8)	a_t (m²) =	0,280	(10)	Pr_t =	0,44
	V_t (m/s) =	19,396		h_i (W/m²K) =	34 541
(9)	Re =	191 018		h_{io} (W/m²K) =	26 251
	f =	0,040		Rf_i (m²K/W) =	0,0001
	ΔPt (Pa) =	20 540		Rf_{io} (m²K/W) =	0,00013
	ΔPr (Pa) =	7 867		h'_{io} (W/m²K) =	5 894
	ΔPT (Pa) =	28 407			

CÁLCULOS DEL LADO DEL AIRE

ρ_A entrada (kg/m³) =	1,168
ρ_A salida (kg/m³) =	1,042
ρ_A media (kg/m³) =	1,105

Área de transferencia

A_i (m²/m) =	0,0606	
A_o (m²/m) =	0,0798	Superficie de tubo liso por metro de tubo
A_D (m²/m) =	0,0678	Superficie de tubo desnudo por metro
A_f (m²/m) =	1,6221	Superficie de aletas por metro de tubo

Perímetro proyectado (m) =	26,72	(9-2-15)		
D_e (m) =	0,0403	(9-2-14)	Pr_s =	0,791
a_s (m²) =	36,0485	(9-2-17)	h_f (W/m²K) =	58,18 (9-2-16)
G_s (kg/sm²) =	7,71		Rfo (m²K/W) =	0
Re_s =	14,847	(9-2-13)	h'_f (W/m²K) =	58,18 (9-2-9)

Cálculo de la eficiencia de la aleta

k_f (W/mK) =	200		Y (m) =	0,021
m =	39,07		Ω =	0,83
H (m) =	0,016		h'_{f_o} (W/m²K) =	1029 (9-2-10)

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor

$$U_C \text{ (W/m}^2\text{K)} = 876 \quad \text{Área}_C \text{ (m}^2\text{)} = 104,04$$

Como el Área_C (ecuación 62) es menor al Área de diseño se considera bien asumido las dimensiones y se procede a los siguientes cálculos.

Cálculo de la caída de presión lado del aire

Vol libre neto (m³) =	2,791	(9-2-20)		
D'e (m) =	0,0055	(9-2-19)	f =	0,44 (9-2-22)
Re's =	2 038	(9-2-21)	Lp (m) =	0,209
Δp (Pa) =	17 150	(9-2-18)		

Cálculo de la potencia de ventiladores

Ventilador De Tiro Forzado

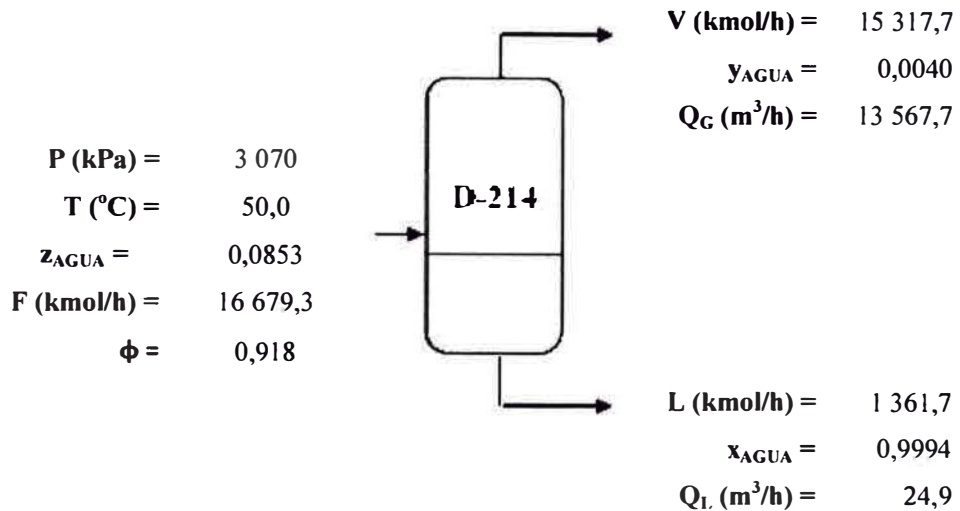
ρ_{fan} ventilador (kg/m³) =	1,168		v_{fan} (m/s) =	3,03
diámetro (m) =	5		η ventilador =	75%
Nro, ventiladores =	4		η motor =	95%

Presión desarrollada del aire	P (Pa) =	176,86	$P = \rho_{fan} \cdot \frac{v_{fan}^2}{2} + \Delta p$
--------------------------------------	-----------------	--------	---

Caudal volumétrico del aire	q_{fan} (m³/s) =	59,483	(9-2-24)
------------------------------------	--	--------	----------

Potencia por ventilador =	14,765	kW	(9-2-23)
a_{proyectada fan}/a_F =	1,089	> 0,4	

C.9. DISEÑO DEL SEPARADOR BIFÁSICO D-214



Los valores de las constantes de equilibrio K_i se determinó por el método de Soave-Redlich-Kwong utilizando el software Chemcad. Resolviendo la ecuación (68) de Rachford Rice se obtuvo la fracción vaporizada.

Componentes	F_i (kmol/h)	z_i	K_i	$\frac{(K_i - 1) \cdot z_i}{\phi \cdot (K_i - 1) + 1}$
Monóxido de Carbono	4 746,8	0,2846	3 000,2	0,3098
Hidrógeno	9 730,3	0,5834	3 038,5	0,6350
Dióxido de Carbono	402,6	0,0241	86,2	0,0260
Oxígeno	0,0	0,0000	2 283,7	0,0000
Nitrógeno	192,8	0,0116	4 435,6	0,0126
Agua	1 422,6	0,0853	0,0	-0,9953
Metano	184,1	0,0110	1 886,0	0,0120
	16 679,3			0,0000

Resolviendo las ecuaciones (63) al (67) se determinan las composiciones en el equilibrio.

$$y_i = \frac{z_i \cdot K_i}{1 + \phi \cdot (K_i - 1)}$$

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} = \frac{z_i}{1 + \phi \cdot (K_i - 1)}$$

x_i	y_i	L_i (kmol/h)	V_i (kmol/h)
0,0001	0,3099	0,1	4 746,7
0,0002	0,6352	0,3	9 730,0
0,0003	0,0263	0,4	402,2
0,0000	0,0000	0,0	0,0
0,0000	0,0126	0,0	192,8
0,9994	0,0040	1 360,8	61,8
0,0000	0,0120	0,0	184,1
1,0000	1,0000	1 361,7	15 317,7

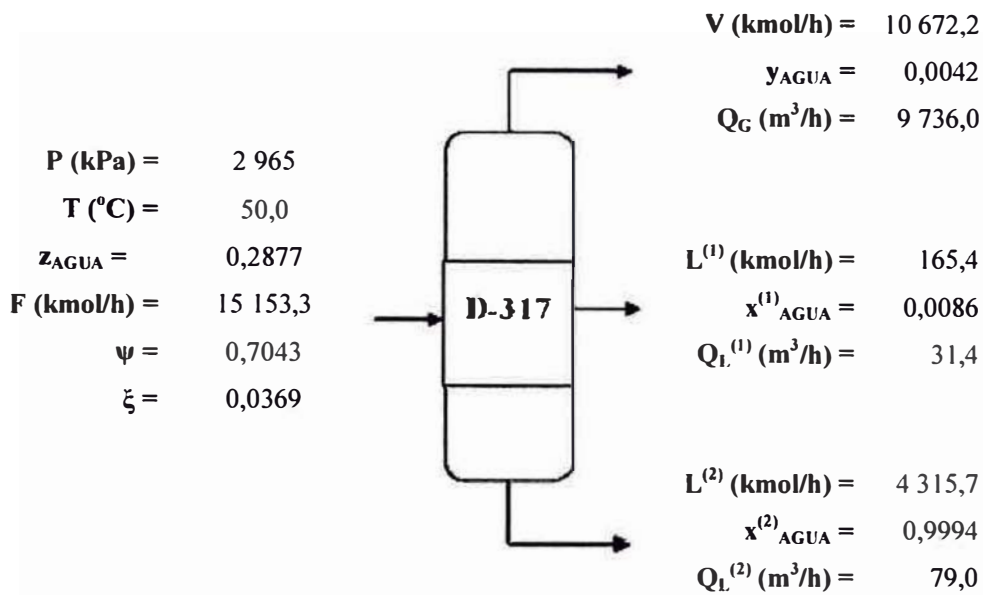
Resolviendo las ecuaciones (69) al (72) se obtuvo las dimensiones del separador

$$\begin{array}{ll}
 \rho_G \text{ (kg/m}^3\text{)} = & 13,25 & A \text{ (m}^2\text{)} = & 7,33 \\
 \rho_L \text{ (kg/m}^3\text{)} = & 985,86 & D \text{ (m)} = & 3,10 \\
 u_G \text{ (m/s)} = & 0,51 & LL \text{ (m)} = & 0,28 \\
 & & L \text{ (m)} = & 12,40
 \end{array}$$

Tabla 14

No es necesario corregir el diámetro porque $L=12,4 > LL=0,28$.

C.10. DISEÑO DEL SEPARADOR TRIFÁSICO D-317



Los valores de las constantes de equilibrio K_i se determinó por el método UNIFAC utilizando el software Chemcad. Resolviendo las ecuaciones (80) y (81) obtuvo los parámetros.

Resolviendo las ecuaciones (73) al (79) se determinan las composiciones en el equilibrio, además de las ecuaciones señaladas a continuación.

$$V = \psi \cdot F$$

$$L^{(1)} = \xi \cdot (F - V)$$

$$L^{(2)} = F - V - L^{(1)}$$

$$y_i = \frac{z_i}{\xi \cdot \frac{1-\psi}{K_i^{(1)}} + (1-\psi) \cdot \frac{1-\xi}{K_i^{(2)}} + \psi}$$

$$x_i^{(1)} = \frac{z_i}{\xi \cdot (1-\psi) + (1-\psi) \cdot (1-\xi) \cdot \frac{K_i^{(1)}}{K_i^{(2)}} + \psi \cdot K_i^{(1)}}$$

$$x_i^{(2)} = \frac{z_i}{\xi \cdot (1-\psi) \cdot \frac{K_i^{(2)}}{K_i^{(1)}} + (1-\psi) \cdot (1-\xi) + \psi \cdot K_i^{(2)}}$$

Componentes	F _i (kmol/h)	z _i	K _i ⁽¹⁾	K _i ⁽²⁾	Eq (80)	Eq (81)
-------------	----------------------------	----------------	-------------------------------	-------------------------------	---------	---------

Monóxido de Carbono	2 712,8	0,1790	3 106,5	3 106,5	-0,2541	0,0000
Hidrógeno	5 451,5	0,3598	3 146,2	3 146,2	-0,5106	0,0000
Dióxido de Carbono	192,8	0,0127	134,3	134,3	-0,0179	0,0000
Nitrógeno	902,2	0,0595	4 592,7	4 592,7	-0,0845	0,0000
Agua	4 358,9	0,2877	0,5	0,0	0,0044	-0,9908
Metano	996,9	0,0658	1 952,8	1 952,8	-0,0933	0,0000
Etileno	56,1	0,0037	626,0	626,0	-0,0052	0,0000
Etano	65,8	0,0043	1 037,6	113 500,0	-0,0062	0,0000
Propeno	54,7	0,0036	0,5	118,3	0,0056	0,0105
Propano	50,7	0,0033	0,4	126,8	0,0071	0,0116
1-Buteno	42,1	0,0028	0,2	117,8	0,0191	0,0227
n-Butano	47,7	0,0031	0,1	124,5	0,0266	0,0306
1-Penteno	27,3	0,0018	0,1	122,5	0,0336	0,0356
n-Pentano	25,9	0,0017	0,0	130,6	0,0376	0,0394
1-Hexeno	17,6	0,0012	0,0	129,4	0,0454	0,0463
n-Hexano	16,2	0,0011	0,0	139,2	0,0457	0,0465
1-Hepteno	11,8	0,0008	0,0	139,6	0,0479	0,0483
n-Heptano	11,1	0,0007	0,0	150,0	0,0478	0,0481
1-Octeno	8,9	0,0006	0,0	151,7	0,0460	0,0461
n-Octano	8,6	0,0006	0,0	162,6	0,0455	0,0456
1-Noneno	7,5	0,0005	0,0	163,8	0,0428	0,0429
n-Nonano	7,3	0,0005	0,0	175,4	0,0418	0,0418
1-Deceno	6,6	0,0004	0,0	175,4	0,0392	0,0392
n-Decano	6,4	0,0004	0,0	189,9	0,0380	0,0380
1-Undeceno	5,7	0,0004	0,0	184,4	0,0340	0,0340
n-Undecano	5,9	0,0004	0,0	202,3	0,0357	0,0357
1-Dodeceno	4,9	0,0003	0,0	225,9	0,0295	0,0295
N-Dodecano	5,4	0,0004	0,0	219,9	0,0327	0,0327
1-Trideceno	4,0	0,0003	0,0	224,3	0,0244	0,0244
N-Tridecano	5,0	0,0003	0,0	285,0	0,0304	0,0304
1-Tetradeceno	3,4	0,0002	0,0	242,6	0,0204	0,0204
N-Tetradecano	4,5	0,0003	0,0	234,7	0,0270	0,0270
1-Pentadeceno	2,8	0,0002	0,0	234,8	0,0167	0,0167
N-Pentadecano	3,9	0,0003	0,0	241,6	0,0235	0,0235
1-Hexadeceno	2,2	0,0001	0,0	296,8	0,0132	0,0132
N-Hexadecano	3,2	0,0002	0,0	306,2	0,0193	0,0193
1-Heptadeceno	1,7	0,0001	0,0	266,2	0,0102	0,0102
N-Heptadecano	2,7	0,0002	0,0	219,3	0,0161	0,0161
1-Octadeceno	1,2	0,0001	0,0	303,4	0,0076	0,0076
N-Octadecano	2,2	0,0001	0,0	384,1	0,0132	0,0132
1-Nonadeceno	0,9	0,0001	0,0	259,2	0,0053	0,0053
n-Nonadecano	1,7	0,0001	0,0	453,5	0,0103	0,0103
1-Eicoseno	0,6	0,0000	0,0	305,3	0,0036	0,0036
n-Eicosano	1,2	0,0001	0,0	475,3	0,0075	0,0075
n-Uneicosano	1,3	0,0001	0,0	490,3	0,0076	0,0076
n-Docosano	0,9	0,0001	0,0	525,1	0,0053	0,0053
n-Tricontano	0,7	0,0000	0,0	384,5	0,0042	0,0042
	15 153,3				0,0000	0,0000

y_i	$x_i^{(1)}$	$x_i^{(2)}$	V_i (kmol/h)	$L_i^{(1)}$ (kmol/h)	$L_i^{(2)}$ (kmol/h)
0,2542	0,0001	0,0001	2 712,5	0,0	0,4
0,5107	0,0002	0,0002	5 450,7	0,0	0,7

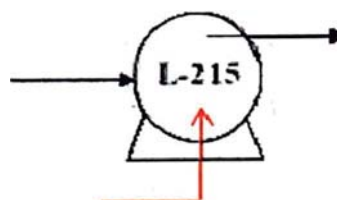
0,0180	0,0001	0,0001	192,2	0,0	0,6
0,0845	0,0000	0,0000	902,1	0,0	0,1
0,0042	0,0086	0,9994	44,5	1,4	4 313,0
0,0934	0,0000	0,0000	996,7	0,0	0,2
0,0053	0,0000	0,0000	56,1	0,0	0,0
0,0062	0,0000	0,0000	65,8	0,0	0,0
0,0049	0,0105	0,0000	52,8	1,7	0,2
0,0046	0,0116	0,0000	48,7	1,9	0,2
0,0036	0,0227	0,0000	38,3	3,8	0,1
0,0040	0,0306	0,0000	42,5	5,1	0,1
0,0020	0,0356	0,0000	21,3	5,9	0,1
0,0018	0,0394	0,0000	19,3	6,5	0,1
0,0009	0,0463	0,0000	9,9	7,7	0,0
0,0008	0,0465	0,0000	8,4	7,7	0,0
0,0004	0,0483	0,0000	3,8	8,0	0,0
0,0003	0,0481	0,0000	3,1	8,0	0,0
0,0001	0,0461	0,0000	1,3	7,6	0,0
0,0001	0,0456	0,0000	1,1	7,5	0,0
0,0000	0,0429	0,0000	0,4	7,1	0,0
0,0000	0,0418	0,0000	0,4	6,9	0,0
0,0000	0,0392	0,0000	0,1	6,5	0,0
0,0000	0,0380	0,0000	0,1	6,3	0,0
0,0000	0,0340	0,0000	0,0	5,6	0,0
0,0000	0,0357	0,0000	0,0	5,9	0,0
0,0000	0,0295	0,0000	0,0	4,9	0,0
0,0000	0,0327	0,0000	0,0	5,4	0,0
0,0000	0,0244	0,0000	0,0	4,0	0,0
0,0000	0,0304	0,0000	0,0	5,0	0,0
0,0000	0,0204	0,0000	0,0	3,4	0,0
0,0000	0,0270	0,0000	0,0	4,5	0,0
0,0000	0,0167	0,0000	0,0	2,8	0,0
0,0000	0,0235	0,0000	0,0	3,9	0,0
0,0000	0,0132	0,0000	0,0	2,2	0,0
0,0000	0,0193	0,0000	0,0	3,2	0,0
0,0000	0,0102	0,0000	0,0	1,7	0,0
0,0000	0,0161	0,0000	0,0	2,7	0,0
0,0000	0,0076	0,0000	0,0	1,2	0,0
0,0000	0,0132	0,0000	0,0	2,2	0,0
0,0000	0,0053	0,0000	0,0	0,9	0,0
0,0000	0,0103	0,0000	0,0	1,7	0,0
0,0000	0,0036	0,0000	0,0	0,6	0,0
0,0000	0,0075	0,0000	0,0	1,2	0,0
0,0000	0,0076	0,0000	0,0	1,3	0,0
0,0000	0,0053	0,0000	0,0	0,9	0,0
0,0000	0,0042	0,0000	0,0	0,7	0,0
1,0000	1,0000	1,0000	10 672,2	165,4	4 315,7

Resolviendo las ecuaciones (69), (70) y (71), además de la ecuación (82) se obtuvo las dimensiones del separador.

$$\begin{array}{ll}
 \rho_G \text{ (kg/m}^3\text{)} = & 16,05 & A \text{ (m}^2\text{)} = & 6,84 \\
 \rho_L^{(1)} \text{ (kg/m}^3\text{)} = & 714,1 & D \text{ (m)} = & 3,00 \\
 \rho_L^{(2)} \text{ (kg/m}^3\text{)} = & 985,4 & LL \text{ (m)} = & 1,35 \\
 u_G \text{ (m/s)} = & 0,40 & L \text{ (m)} = & 12,00
 \end{array}$$

No es necesario corregir el diámetro porque $L=12,00 > LL=1,35$.

C.11. DISEÑO DE BOMBA L-215



$$\begin{aligned}
 m \text{ (kg/h)} &= 3\,406,7 \\
 P_1 \text{ (kPa)} &= 150,0 \\
 \rho \text{ (kg/m}^3\text{)} &= 987,6 \\
 g \text{ (m/s}^2\text{)} &= 9,8
 \end{aligned}$$

$$P_2 \text{ (kPa)} = 3\,035,0$$

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 0,85 \\
 &4,36 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Resolviendo la ecuación (83) se tiene:

$$\begin{aligned}
 \Delta P \text{ (kPa)} &= 2\,885,0 \\
 Q' \text{ (gpm)} &= 15,2 \\
 \text{Head (m)} &= 0,298 \\
 \text{Potencia (kW)} &= 3,25
 \end{aligned}$$

C.12. DISEÑO DE HORNO H-342

Se asumió la temperatura de salida de humos igual a 500 °C y empleo de exceso de oxígeno de 20%. Con ello se obtuvo de la figura 13-2 un valor para el término siguiente:

$$\frac{W_H \cdot c_H (T_H - T_o)}{W_F \cdot PCI} = 0,25$$

De acuerdo a la ecuación 86 se tiene $\eta = 0,73$

El calor aprovechado en H-342 es 1 654 kJ/s

Con ello se cálculo el calor liberado por el combustible:

$$\text{Calor Liberado} = \frac{1\,654}{0,73} = 2\,266 \text{ kJ/s}$$

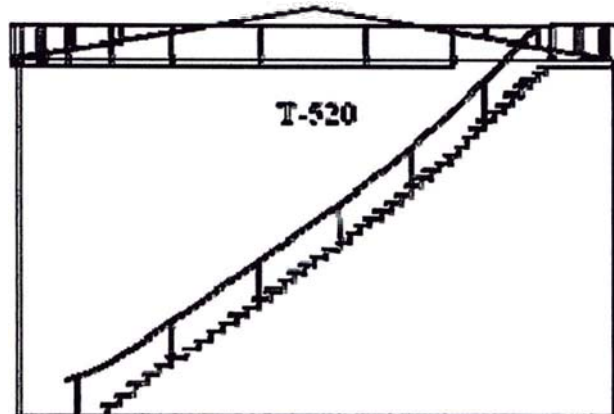
Se determinó el poder calorífico inferior del combustible a emplear, en éste caso es el gas sin reaccionar que no se puede reciclar. Con ello se calcula el flujo másico de combustible:

$$W_F = \frac{2266}{24\,126,8} = 0,094 \text{ kg/s} = 338,04 \text{ kg/h}$$

El gas para exportar tiene la siguiente composición y en base a su poder calorífico por componente puro se estima el poder calorífico de la mezcla.

Componentes	Flujo (kg/h)	%Peso	PCI (kJ/kg) puro	PCI (kJ/kg) parcial
Monóxido de Carbono	15 955,1	0,4825	10 103,1	4 874,4
Hidrógeno	2 307,4	0,0698	119 961,8	8 370,0
Dióxido de Carbono	1 773,5	0,0536	0,0	0,0
Nitrógeno	5 307,0	0,1605	0,0	0,0
Agua	168,8	0,0051	-2 454,1	-12,5
Metano	3 393,2	0,1026	50 009,8	5 131,3
Etileno	330,2	0,0100	47 157,6	470,9
Etano	462,2	0,0140	47 510,6	664,0
Propeno	469,1	0,0142	45 762,3	649,1
Propano	633,4	0,0192	46 334,2	887,4
1-Buteno	459,0	0,0139	45 285,1	628,6
n-Butano	578,5	0,0175	45 722,4	799,8
1-Penteno	326,9	0,0099	44 616,8	441,0
n-Pentano	300,5	0,0091	44 969,2	408,6
1-Hexeno	188,5	0,0057	44 424,1	253,2
n-Hexano	158,4	0,0048	44 726,1	214,3
1-Hepteno	86,3	0,0026	44 285,2	115,6
n-Heptano	70,6	0,0021	44 554,2	95,1
1-Octeno	35,2	0,0011	44 184,1	47,0
n-Octano	28,5	0,0009	44 416,5	38,2
1-Noneno	13,4	0,0004	44 104,4	17,9
n-Nonano	10,8	0,0003	44 322,2	14,5
1-Deceno	4,9	0,0001	44 042,4	6,6
n-Decano	4,0	0,0001	44 238,4	5,4
1-Undeceno	1,7	0,0001	43 985,2	2,2
n-Undecano	1,5	0,0000	44 160,9	2,0
1-Dodeceno	0,7	0,0000	43 950,5	0,9
N-Dodecano	0,5	0,0000	44 112,1	0,7
1-Trideceno	0,2	0,0000	43 915,5	0,3
N-Tridecano	0,2	0,0000	44 067,6	0,3
1-Tetradeceno	0,1	0,0000	43 885,1	0,1
N-Tetradecano	0,1	0,0000	44 030,3	0,1
	33 070			24 126,8

C.13. DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO T-520



En primer lugar se tiene el volumen de nafta producida: 2 484,6 bpd (41,8 m³/h)

$$\text{Volumen de diseño} = 41,8 \cdot 30 \cdot (1 + 0,2) = 1\,503,2 \text{ m}^3 = 1\,500 \text{ m}^3$$

Se asume $H = 10 \text{ m}$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,500}{\pi \cdot 10}} = 13,9 \text{ m}$$

Solo el tanque de almacenamiento de butano requiere de un circuito de refrigeración para mantener la temperatura cercana a 30 °F. El tipo de tanque será de techo flotante con circuito de trampa de vapores.

C.14. ESTIMACIÓN DE PRECIOS

Hacia el año 2009 se tienen los siguientes precios:

MATERIA PRIMA	
Gas Natural	3,3 US\$/MMBTU
Hidrógeno	1,0 US\$/MMBTU
Agua Desmineralizada	0,010 US\$/kg
Agua de Proceso	0,0002 US\$/kg
Dietanolamina	0,062 US\$/kg
SERVICIOS	
Electricidad	0,1 US\$/kWh
Agua de enfriamiento	0,078 US\$/m ³
Agua desmineralizada	0,010 US\$/kg
Tratamiento de agua	0,608 US\$/m ³
PRODUCTOS	
Butano	52,1 US\$/bbl
Nafta	62,0 US\$/bbl
Diesel	75,2 US\$/bbl
Turbo Jet	74,7 US\$/bbl
Gas de Refinería	1,3 US\$/MMBTU
Vapor @ 10 bar	0,0085 US\$/kg
Vapor @ 35 bar	0,0090 US\$/kg

Donde los costos de los servicios se realizaron de acuerdo a los coeficientes de costos especificados en la tabla 6-3 de Gael Ulrich [20].

$$\text{CEPCI año 2009} = 521,9$$

$$\text{Precio de combustible} = 3,1 \text{ US$/GJ (Referencia Gas Natural)}$$

Se mostrará el cálculo para el costo de electricidad (US\$/kWh)

$$\text{US$/kWh} = 1,3 \cdot 10^{-4} \cdot 521,9 + 0,010 \cdot 3,1 = 0,1$$

De la misma manera se calculó para los demás servicios.

Los costos de los combustibles en el Perú se determinaron de acuerdo a las proyecciones de precios internacionales divididos entre los factores de precios de referencia, exceptuándose al gas natural (se trabajó con el precio internacional) y a la nafta que se aplicó una reducción de 4 US\$.

Se tiene para el precio internacional de diesel para el año 2009 fue 69,9 US\$/bbl y el factor aplicado es de 92.9 % (según composición de precios de combustibles dado por Osinergmin).

$$\text{Precio de Diesel en Perú} = \frac{69,9}{0,929} = 75,2 \text{ US$/bbl}$$

De la misma manera se calculan para los siguientes años y para los demás combustibles.

Con respecto a los precios de componentes de materia prima como hidrógeno, agua desmineralizada, agua de proceso y dietanolamina se asumió un crecimiento anual de 2%.

Con respecto a los precios de servicios se asumió un crecimiento de 2% anual.

$$PRECIO_{N+1} = 1,02 \cdot PRECIO_N$$

El precio de venta del gas de refinería es un 40% del precio de gas natural por poseer un poder calorífico equivalente a la mitad de éste.

Los precios del vapor tanto de media y alta presión dependerán de un 90% del crecimiento del precio de petróleo y un 10% del crecimiento del precio de gas natural, de la siguiente manera:

$$P.VAPOR_{N+1} = P.VAPOR_N \cdot \left(0,9 \cdot \frac{WTI_{N+1}}{WTI_N} + 0,1 \cdot \frac{HHub_{N+1}}{HHub_N} \right)$$

Como el periodo de operación del proyecto se encontrará entre los años 2013 y 2022 y bajo las consideraciones dadas se obtienen los siguientes costos de materia prima y servicios como precios de venta.

PERIODOS	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
COSTOS DE MATERIA PRIMA										
Gas Natural (US\$/MMBTU)	8.3	8.3	8.4	8.5	8.5	8.7	8.8	9.0	9.1	9.4
Hidrógeno (US\$/MMBTU)	1.1	1.1	1.1	1.1	1.2	1.2	1.2	1.2	1.3	1.3
Agua Desmineralizada (US\$/kg)	0.011	0.012	0.012	0.012	0.012	0.013	0.013	0.013	0.013	0.014
Agua de Proceso (US\$/kg)	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	0.0003
Dietanolamina (US\$/kg)	0.067	0.063	0.064	0.066	0.067	0.068	0.070	0.071	0.072	0.074
COSTOS DE SERVICIOS										
Electricidad (US\$/kWh)	0.11	0.11	0.11	0.11	0.12	0.12	0.12	0.12	0.13	0.13
Agua de enfriamiento (US\$/m ³)	0.085	0.086	0.088	0.090	0.092	0.094	0.095	0.097	0.099	0.101
Agua desmineralizada (US\$/kg)	0.011	0.012	0.012	0.012	0.012	0.013	0.013	0.013	0.013	0.014
Tratamiento de agua (US\$/m ³)	0.658	0.671	0.684	0.698	0.712	0.726	0.741	0.756	0.771	0.786
PRECIOS DE VENTA										
Butano (US\$/bbl)	90.3	92.6	98.4	103.0	106.5	111.1	115.7	119.2	122.7	126.2
Nafta (US\$/bbl)	102.0	106.0	112.0	117.0	122.0	126.0	131.0	136.0	140.0	144.0
Diesel (US\$/bbl)	121.6	127.0	135.6	141.0	147.5	152.9	158.2	163.6	171.2	177.6
Turbo Jet (US\$/bbl)	118.5	124.9	133.4	139.8	146.2	152.6	158.0	162.2	170.8	177.2
Gas de Refinería (US\$/MMBTU)	3.3	3.3	3.4	3.4	3.4	3.5	3.5	3.6	3.6	3.8
Vapor @ 10 bar (US\$/kg)	0.015	0.015	0.016	0.017	0.017	0.018	0.019	0.019	0.020	0.020
Vapor @ 35 bar (US\$/kg)	0.016	0.016	0.017	0.018	0.018	0.019	0.020	0.020	0.021	0.021

C.15. COSTO DE MANUFACTURA

DESCRIPCIÓN	MMUS\$/año									
	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
GASTOS DE FABRICACIÓN										
DIRECTOS	394.6	396.3	402.7	409.1	410.9	417.4	423.9	430.5	437.1	448.5
Materias Prima	280.7	280.8	285.5	290.3	290.4	295.1	299.9	304.7	309.4	318.9
Mano de Obra de Operación	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
Supervisión y Mano de Obra Oficina	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Servicios	80.4	82.0	83.7	85.4	87.1	88.8	90.6	92.4	94.2	96.1
Mantenimiento y reparaciones	19.2	19.2	19.2	19.2	19.2	19.2	19.2	19.2	19.2	19.2
Suministros de operación	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
Cargos de laboratorio	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Patentes y derechos	10.9	10.9	10.9	10.9	10.9	10.9	10.9	10.9	10.9	10.9
INDIRECTOS	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6
Gastos generales: empaçado almacén	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0
Impuestos locales	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2
Seguros	2.4	2.4	2.4	2.4	2.4	2.4	2.4	2.4	2.4	2.4
TOTAL COSTO DE MANUFACTURA (sin depreciación) =	414.2	415.8	422.2	428.7	430.4	436.9	443.5	450.1	456.7	468.1
Depreciación =	47.9	47.9	47.9	47.9	47.9	47.9	47.9	47.9	47.9	47.9
TOTAL COSTO DE MANUFACTURA (con depreciación) =	366.2	367.9	374.3	380.7	382.5	389.0	395.5	402.1	408.8	420.1
GASTOS GENERALES										
Gastos administrativos	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
Distribución y ventas	54.7	54.7	54.7	54.7	54.7	54.7	54.7	54.7	54.7	54.7
Investigación y desarrollo	27.3	27.3	27.3	27.3	27.3	27.3	27.3	27.3	27.3	27.3
COSTO TOTAL	546.6	548.3	554.7	561.1	562.9	569.4	575.9	582.5	589.1	600.5
Ingreso por ventas	660.0	687.0	728.0	758.6	789.9	819.6	847.1	873.2	907.2	937.6
Ganancia anual neta	113.4	138.7	173.3	197.5	227.0	250.2	271.2	290.7	318.1	337.1
Impuesto a la renta	34.0	41.6	52.0	59.2	68.1	75.1	81.4	87.2	95.4	101.1
Ganancia anual neta después de impuestos	79.4	97.1	121.3	138.2	158.9	175.1	189.8	203.5	222.7	236.0

D. TABLAS – NOMOGRAMAS

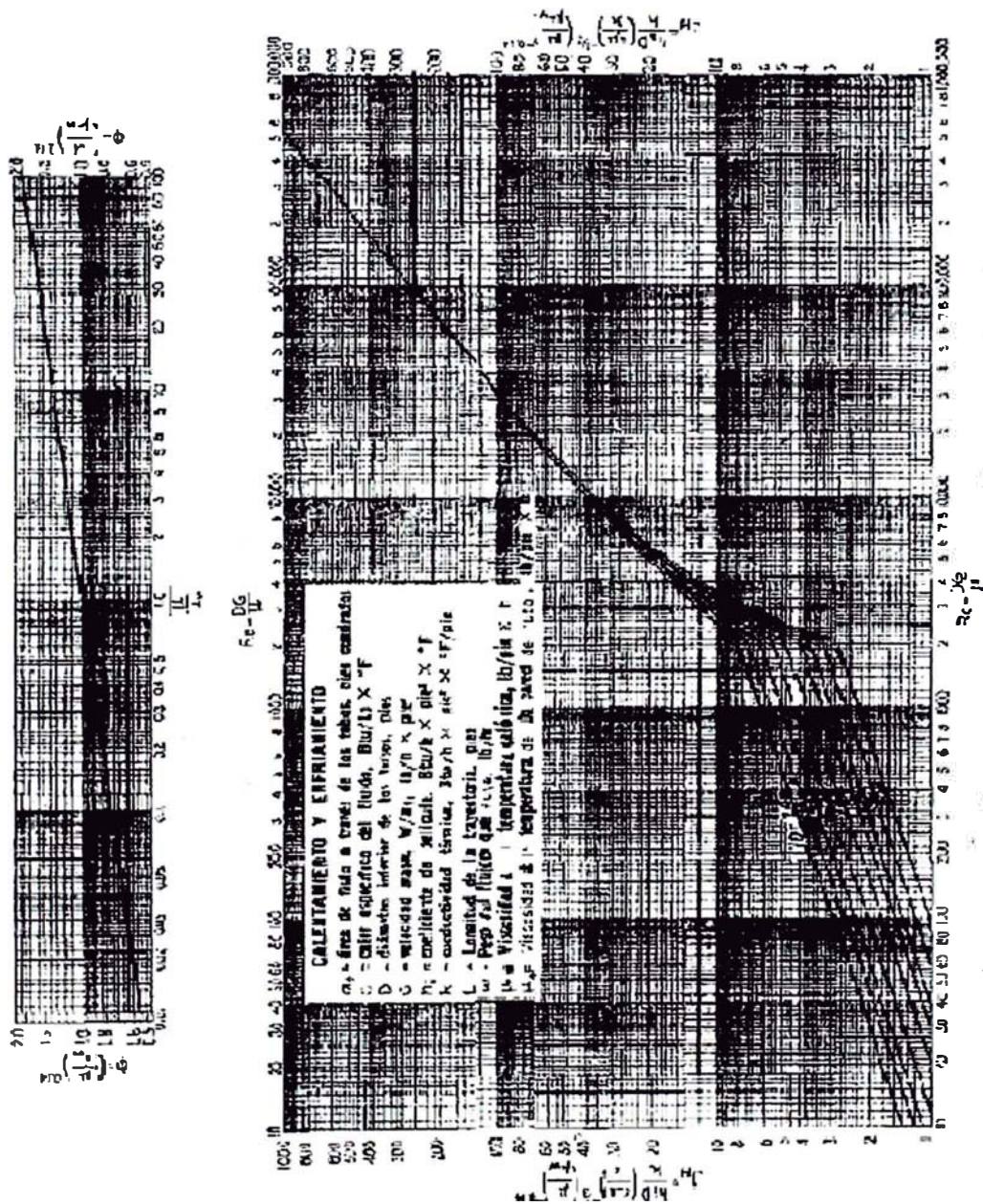
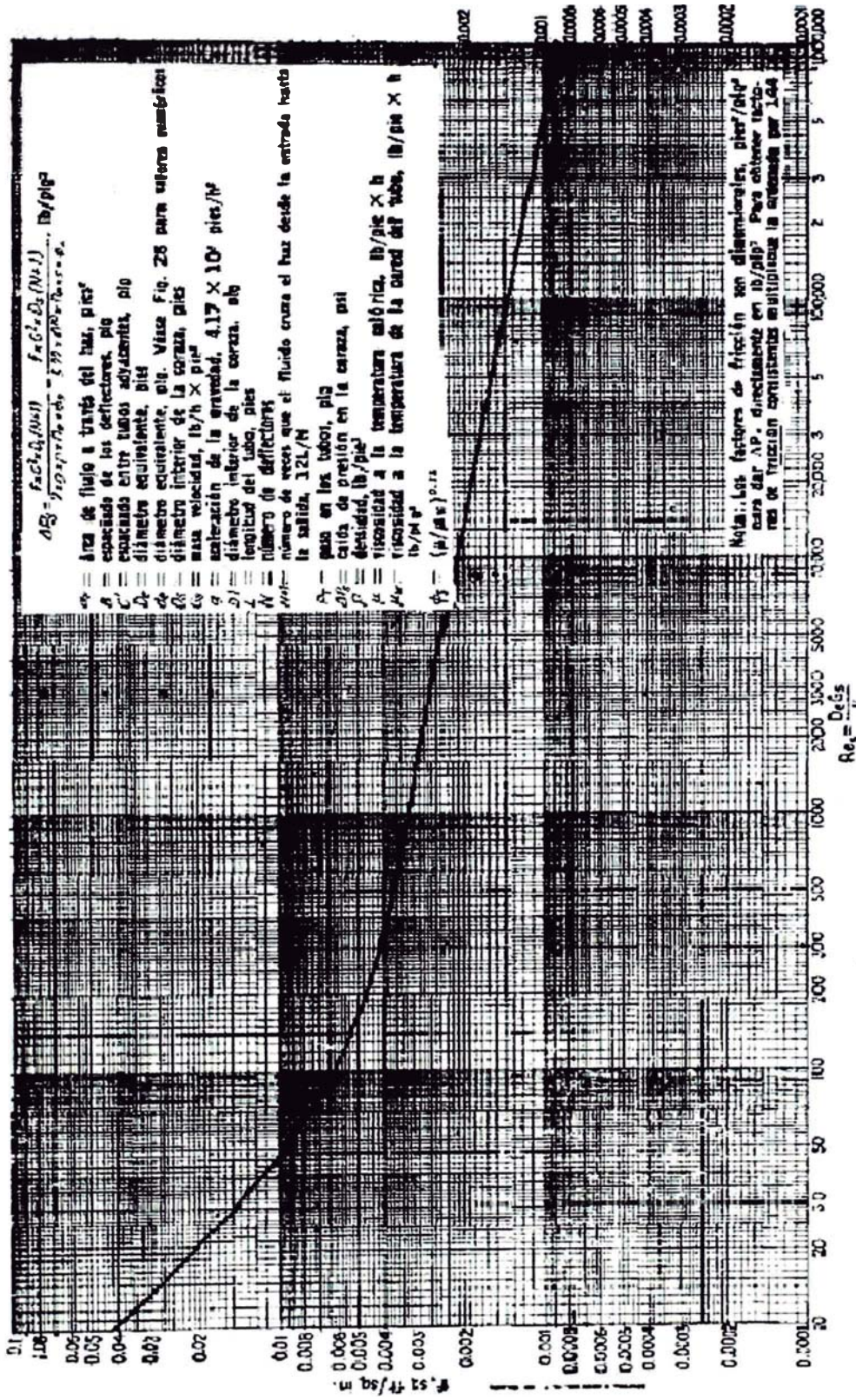


FIG. 24. Curva de transferencia de calor: tubo de acero (según Le Steeder y Tate)

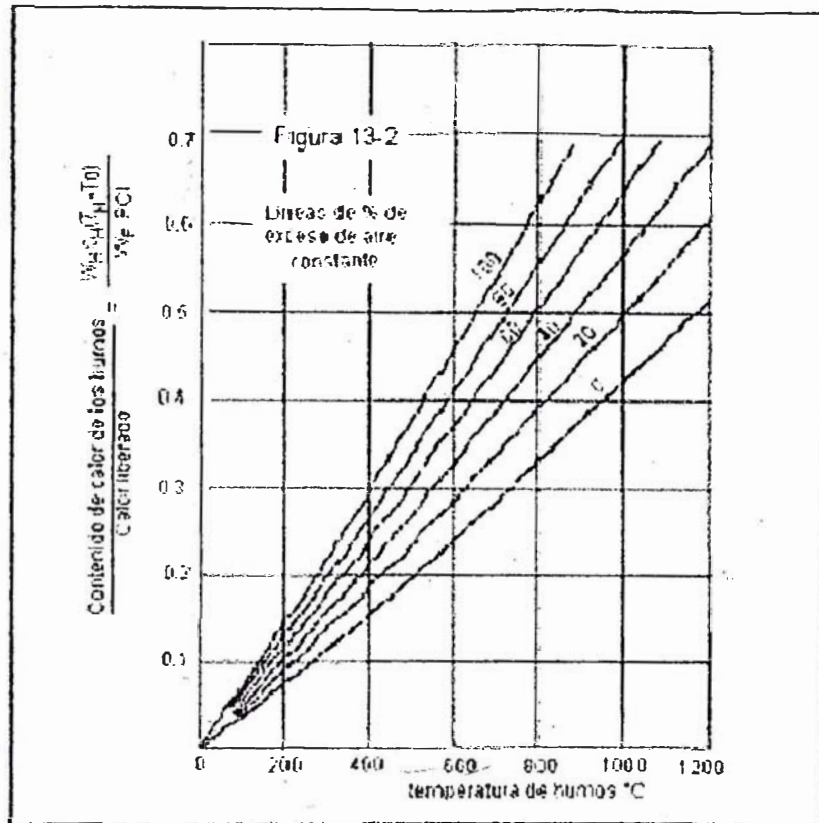


$$f = \frac{f_0 C_1 C_2 C_3 (N+1)}{1.25 \times 10^{-5} \rho v^2} = \frac{f_0 C_1 C_2 C_3 (N+1)}{1.25 \times 10^{-5} \rho v^2} \dots \text{lb/ft}^2$$

- f_0 = área de flujo a través del haz, pies²
- C_1 = espaciamiento de los deflectores, pie
- C_2 = espaciamiento entre tubos adyacentes, pie
- C_3 = diámetro equivalente, pies
- C_4 = diámetro equivalente, pie. Véase Fig. 28 para valores numéricos
- C_5 = diámetro inferior de la coraza, pies
- C_6 = masa velocidad, lb/h x pie²
- g = aceleración de la gravedad, 4.17 x 10⁸ pies/h²
- D = diámetro interior de la coraza, pies
- L = longitud del tubo, pies
- N = número de deflectores
- ρ = número de veces que el fluido cruza el haz desde la entrada hasta la salida, 3.21/N
- ρ_0 = peso en los tubos, pie
- p_0 = caída de presión en la coraza, psi
- ρ = densidad, lb/pie³
- μ = viscosidad a la temperatura calórica, lb/pie x h
- μ_w = viscosidad a la temperatura de la pared del tubo, lb/pie x h
- ν = $(\mu/\rho) \times 10^{-5}$

Nota: Los factores de fricción son dimensionales, pie²/pie⁵ para dar AP, directamente en lb/ft². Para obtener factores de fricción consistentes multiplíquese la expresión por 1.44.

Fig. 29. Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%.



E. PROPIEDADES DE COMPONENTES

Product Information



DOWTHERM A

Synthetic Organic Heat Transfer Fluid — Liquid and Vapor Phase Data

DOWTHERM A heat transfer fluid is a eutectic mixture of two very stable compounds, biphenyl (C₁₂H₁₀) and diphenyl oxide (C₁₂H₁₀O). These compounds have practically the same vapor pressures, so the mixture can be handled as if it were a single compound. DOWTHERM A fluid may be used in systems employing either liquid phase or vapor phase heating.

Recommended use temperature range:

Liquid phase: 15 °C (60 °F) to 400 °C (750 °F)

Vapor phase: 267 °C (495 °F) to 400 °C (750 °F)

Suitable applications: Indirect heat transfer.

For health and safety information for this product, contact your Dow sales representative or call the number for your area on the second page of this sheet for a Material Safety Data Sheet (MSDS).

Typical Properties of DOWTHERM A Fluid¹

Property	SI Units	English Units
Composition: Diphenyl Oxide/Biphenyl Blend		
Color: Clear to Light Yellow		
Freeze Point	12.0 °C	53.6 °F
Atmospheric Boiling Point	297 °C	494 °F
Flash Point	113 °C	236 °F
Fire Point	118 °C	245 °F
Auto-ignition Temperature	506 °C	1110 °F
Density @ 25 °C (75 °F)	1096 kg/m ³	68.6 lb/ft ³
Surface Tension in Air @		
20 °C (69 °F)	40.1 Dynes/cm	40.1 Dynes/cm
40 °C (104 °F)	37.0 Dynes/cm	37.6 Dynes/cm
60 °C (140 °F)	35.7 Dynes/cm	35.7 Dynes/cm
Estimated Critical Temperature	497 °C	927 °F
Estimated Critical Pressure	31.34 bar	30.93 atm
Estimated Critical Volume	3.17 l/kg	0.0508 ft ³ /lb
Average Molecular Weight	160.0	
Heat of Combustion	30,053 kJ/kg	15,500 Btu/lb

¹Not to be confused with Dowtherm A.
 © 2011
 DOWTHERM A

Saturated Liquid Properties of DOWTHERM A Fluid (SI units)

Temp. °C	Vapor Pressure bar	Viscosity mPa sec	Specific Heat kJ/kg K	Thermal Cond. W/mK	Density kg/m ³
15	0.00	5.00	1.558	0.1395	1063.5
65	0.20	1.68	1.701	0.1315	1023.7
105	0.31	0.91	1.813	0.1251	990.7
155	0.46	0.56	1.954	0.1171	947.6
205	0.78	0.38	2.093	0.1091	902.5
255	0.97	0.27	2.231	0.1011	854.0
305	2.60	0.20	2.370	0.0931	801.3
355	5.90	0.16	2.527	0.0851	742.3
405	11.32	0.12	2.725	0.0771	672.5

Saturated Liquid Properties of DOWTHERM A Fluid (English units)

Temp. °F	Vapor Pressure psia	Viscosity cP	Specific Heat Btu/lb °F	Thermal Cond. Btu/hr ft(°F/ft)	Density lb/ft ³
60	0.003	4.91	0.373	0.0305	66.37
120	0.003	2.12	0.395	0.0275	64.72
180	0.029	1.22	0.419	0.0244	63.03
240	0.15	0.81	0.441	0.0218	61.30
300	0.64	0.52	0.463	0.0192	59.51
360	2.03	0.40	0.485	0.0167	57.65
420	5.35	0.25	0.507	0.0120	55.72
480	12.25	0.28	0.529	0.0100	53.70
540	24.72	0.23	0.552	0.0085	51.57
600	45.31	0.19	0.575	0.0065	49.23
660	78.99	0.15	0.598	0.0049	46.62
720	122.7	0.14	0.627	0.0036	44.05
780	195.4	0.10	0.665	0.0036	40.93

F. COSTOS

PROYECCIONES DE PRECIOS DE COMBUSTIBLES

Según el departamento de Energía de los Estados Unidos (EIA) y un consultor privado en industria petrolera se tienen las siguientes proyecciones de precios internacionales de combustibles:

PERIODO	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
GAS NATURAL (US\$/MMBTU)	4.1	5.2	5.8	5.9	5.9	6.0	6.1	6.1
PETROLEO WTI (US\$/BBL.)	86.1	88.0	95.0	103.0	107.0	113.0	118.0	123.0
BUTANO (US\$/BBL)	64.0	67.0	72.0	78.0	80.0	85.0	89.0	92.0
NAFTA (US\$/BBL)	90.0	91.0	98.0	106.0	110.0	116.0	121.0	126.0
DIESEL (US\$/BBL)	95.3	97.0	105.0	113.0	118.0	126.0	131.0	137.0
TURBO JET (US\$/BBL)	96.0	97.0	104.0	111.0	117.0	125.0	131.0	137.0

PERIODO	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025
GAS NATURAL (US\$/MMBTU)	6.2	6.3	6.4	6.5	6.7	6.8	6.7	6.8
PETROLEO WTI (US\$/BBL)	128.0	132.0	136.0	140.0	144.0	148.0	152.0	156.0
BUTANO (US\$/BBL)	96.0	100.0	103.0	106.0	109.0	112.0	114.0	117.0
NAFTA (US\$/BBL)	130.0	135.0	140.0	144.0	148.0	152.0	156.0	160.0
DIESEL (US\$/BBL)	142.0	147.0	152.0	159.0	165.0	170.0	175.0	182.0
TURBO JET (US\$/BBL)	143.0	148.0	152.0	160.0	166.0	171.0	177.0	180.0

COMPOSICIÓN DE PRECIOS DE REFERENCIA

Según publicación dada por Osinermin al 13 de Setiembre del 2010 se tiene la siguiente composición:

US\$/BBL al 13/09/2010	GLP	Gasolina 97	Gasolina 95	Gasolina 90	Gasolina 84	Kerosene	Turbo	Diesel 2 2500-5000 ppm	Petroleo Industrial 90 (1%)	Petroleo Industrial 506 (1%)
103.1	60.71	92.06	91.17	87.45	84.82	93.14	52.94	52.42	72.55	71.14
Petro + Memos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Seguro	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Arbitraje	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Demer	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	60.71	92.06	91.17	87.45	84.82	93.14	52.94	52.42	72.55	71.14

El CIF con respecto al PRI corresponde a:

95.8%	94.8%	94.8%	96.5%	95.5%	96.7%	96.5%	98.7%	96.0%	96.1%
-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------

% sobre el Total	GLP	Gasolina 97	Gasolina 95	Gasolina 90	Gasolina 84	Kerosene	Turbo	Diesel 2 2010 ppm	Petroleo Industrial 90 (1%)	Petroleo Industrial 506 (1%)
Diferencia	48.4%	41.8%	47.8%	53.0%	53.0%	53.8%	53.7%	60.4%	61.4%	61.4%
Petro + Memos	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%
Seguro	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%
Arbitraje	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%
Costos de intermediación	1.9%	0.0%	1.9%	1.9%	1.9%	1.9%	1.9%	1.9%	1.9%	1.9%
Arbitraje y Desplazo Ley 27332	2.1%	0.0%	2.1%	2.1%	2.1%	2.1%	2.1%	2.1%	2.1%	2.1%
Demer	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%
Total	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%

El precio de referencia es el precio de referencia.

El precio de referencia es el precio de referencia.

TABLA N°3: Composición de los Precios de Referencia de Combustibles

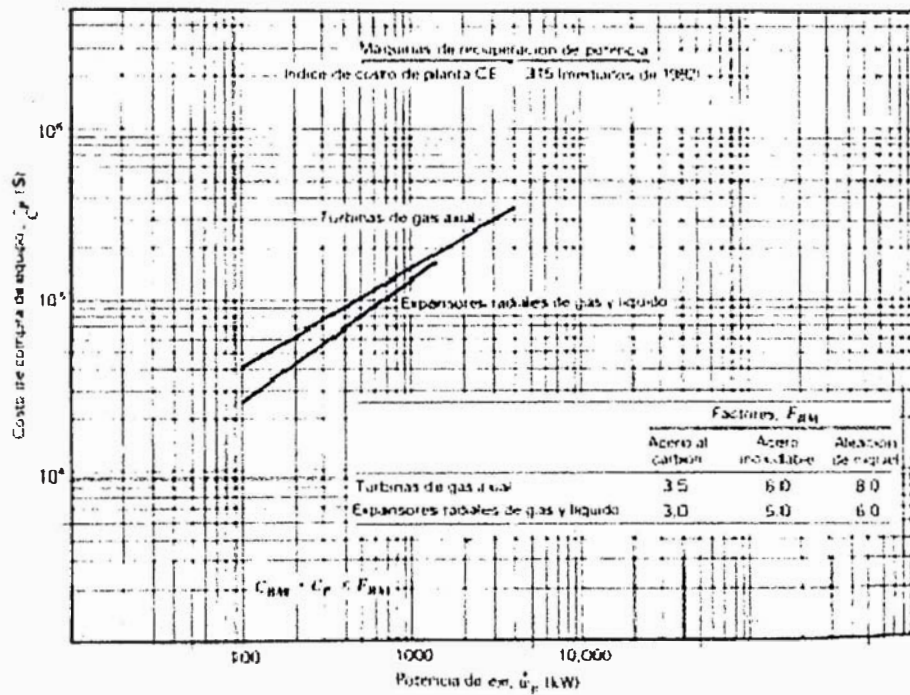


Fig. 5-22. Costos de compra de maquinas de recuperacion de potencia.

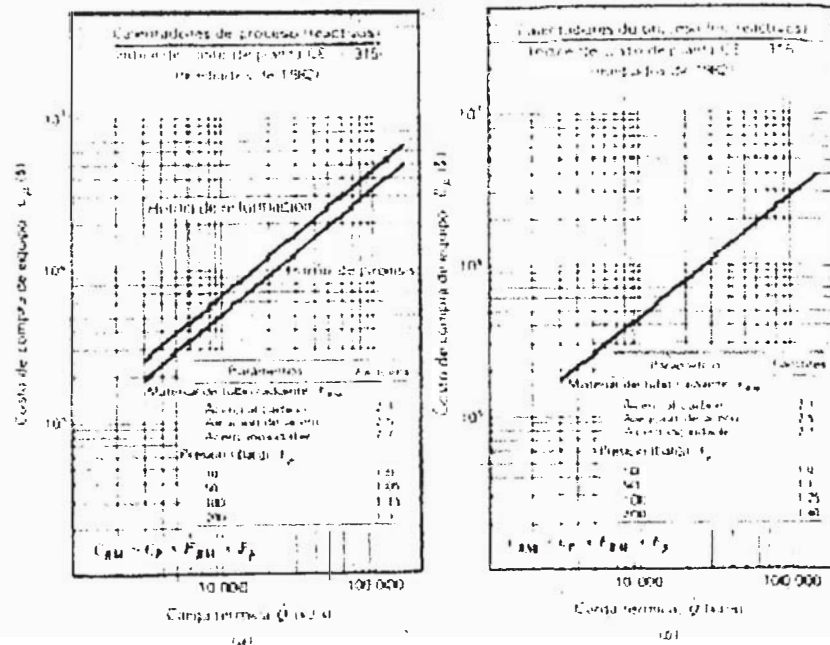


Fig. 5-27. Costos de compra de calentadores de proceso. En calentadores reactivos (a) tienen lugar reacciones de pirólisis o reformacion. En aplicaciones no reactivas (b) hay calentamiento directo de un fluido de proceso, como sucede en el horno que sirve como rehervidor en una torre de destilacion de petroleo crudo.

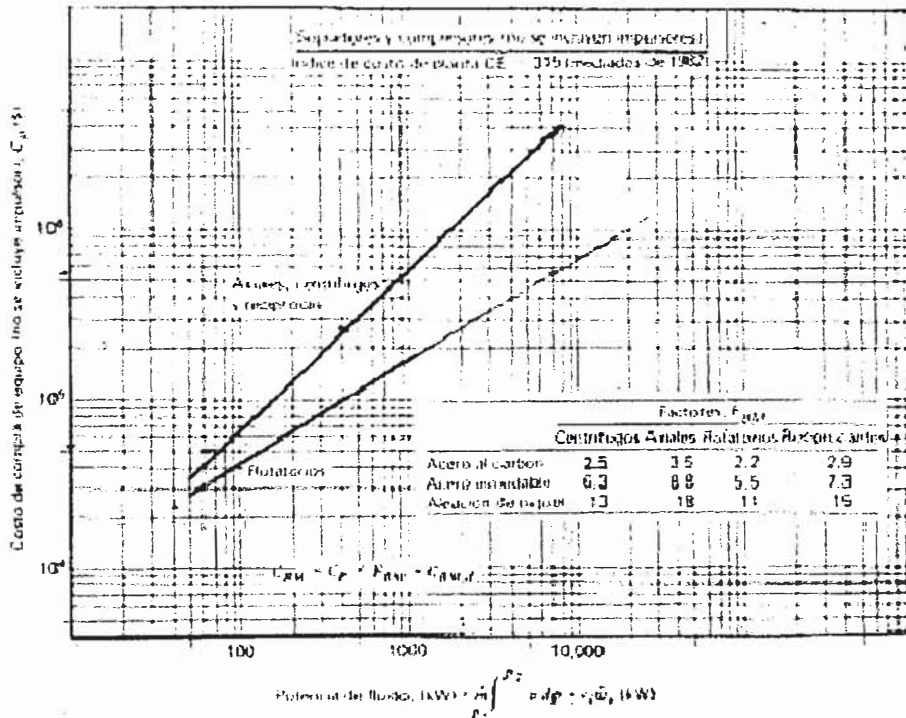


Fig. 5-30. Costos de compra de sopladores y compresores. No se incluyen los costos de los impulsores. Para determinar el costo de módulo simple de los impulsores consultar las figuras 5-20 y 5-21.

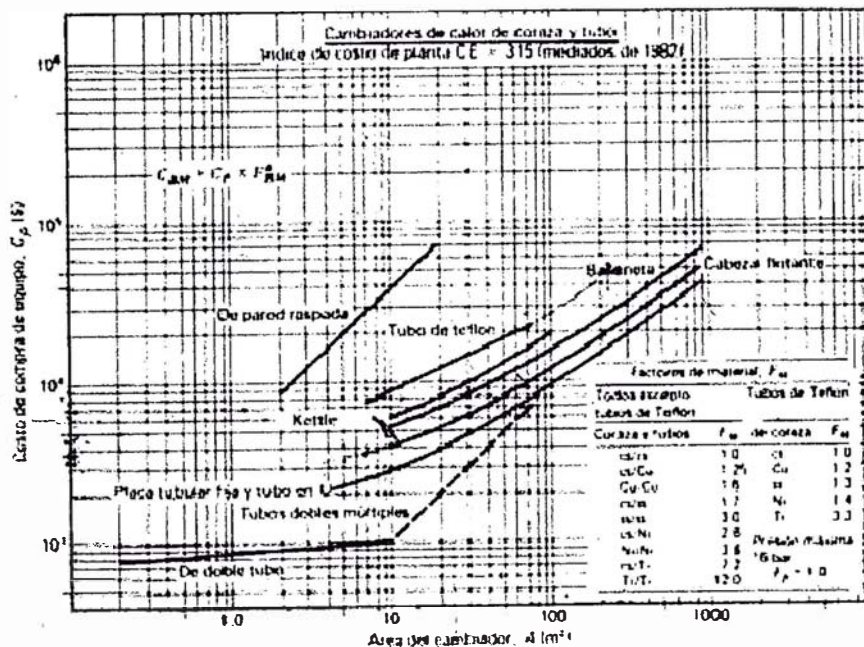


Fig. 5-36. Costos de compra de cambiadores de calor de coraza y tubos de doble tubo. Los factores de módulo simple se obtienen de la figura 5-28 empleando los factores de material expresados aquí y el factor de presión F_p de la figura 5-37.

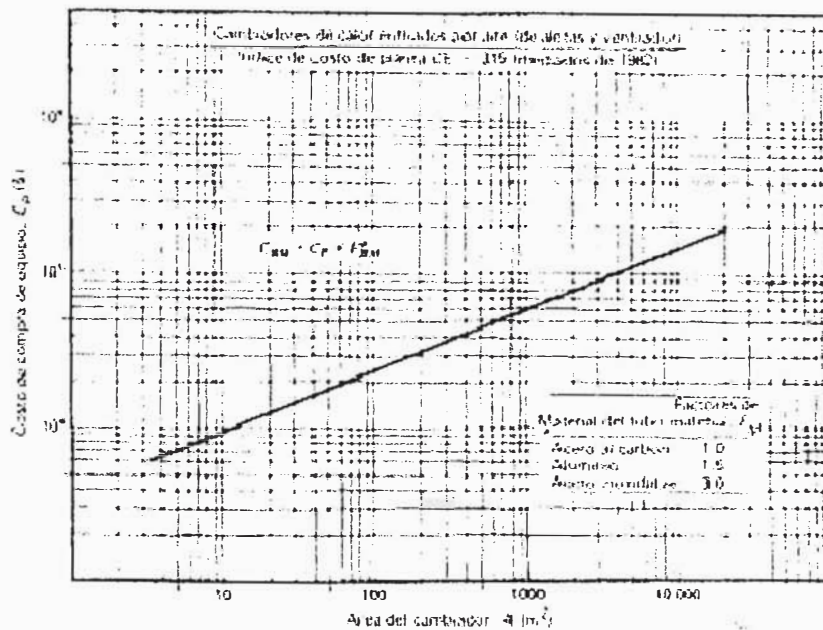


Fig. 5-40. Costos de compra de cambiadores de calor enfriados por aire. El área es la externa de los tubos simples equivalentes excluyendo las alitas. Este es el parámetro que se emplea para diseñar cambiadores de calor y en la ecuación básica de transferencia de calor. Los coeficientes de transferencia de calor representados en la tabla 4-15 se ajustan a esta base. Las áreas externas totales reales que incluyen las alitas son aproximadamente de 15 a 20 veces mayores que los valores de tubo simple. Obtener F_{RM} de la figura 5-38, empleando el valor de F_u dada aquí y F_p de la figura 5-37.

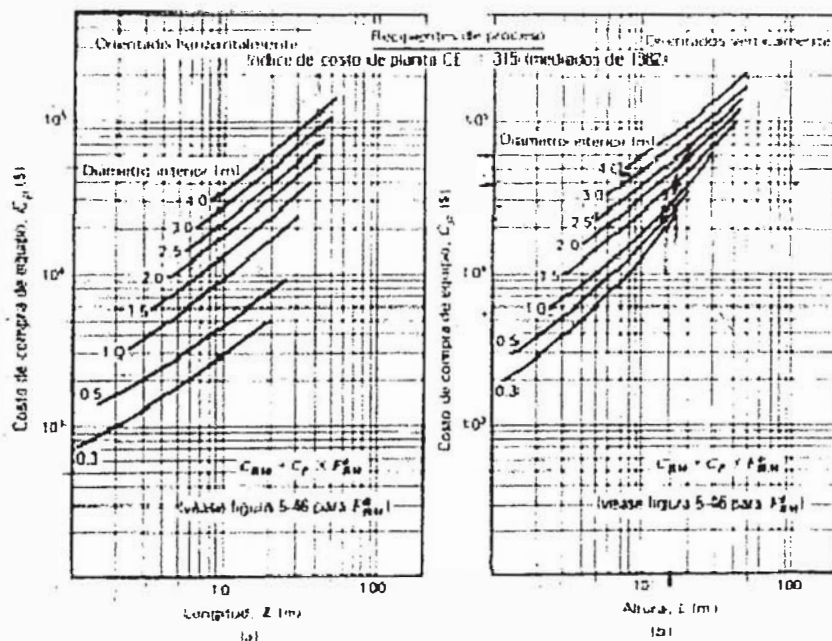


Fig. 5-44. Costos de compra de recipientes de proceso orientados horizontalmente (a) y orientados verticalmente (b). Las bases de costos son construcción de acero de carbón y presiones internas menores de 4 barg. En la figura 5-46 se proporcionan los factores de instalación F_{RU} para presiones superiores y construcciones diferentes. Para recipientes o autoclaves con chaquetas o calentamiento interno, ver la figura 5-23. Para torres empacadas o de platos, añadir los costos de módulo simple de empaques o platos de la figura 5-47 o la 5-48.

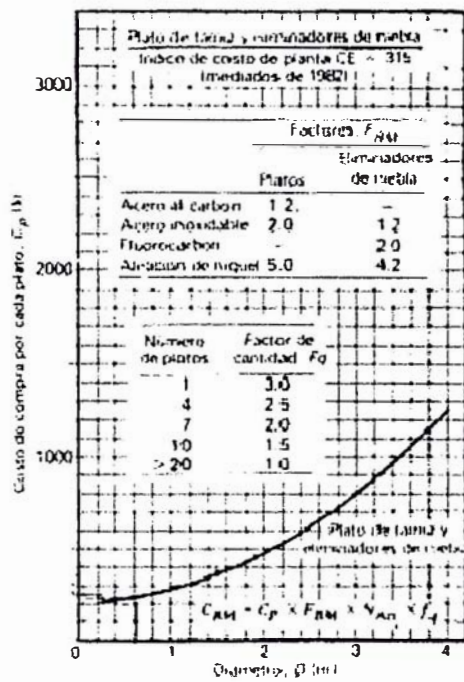


Fig. 5-48. Costos de compra de equipa para platos de tamiz y eliminadores de niebla. (Observar que los costos representados son por plato.) En cantidades menores de 20, los precios de los platos deben multiplicarse por el factor F_Q como se ve en la figura.

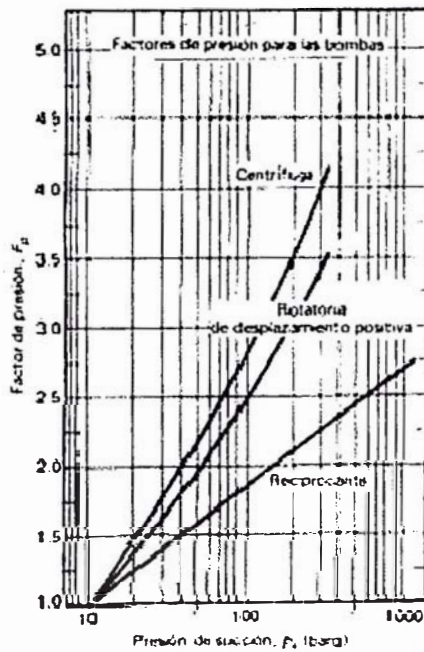


Fig. 5-50. Factor de presión de la bomba (relación de precio de compra de bomba de alta presión con la de otra diseñada para una presión de 10 barg).

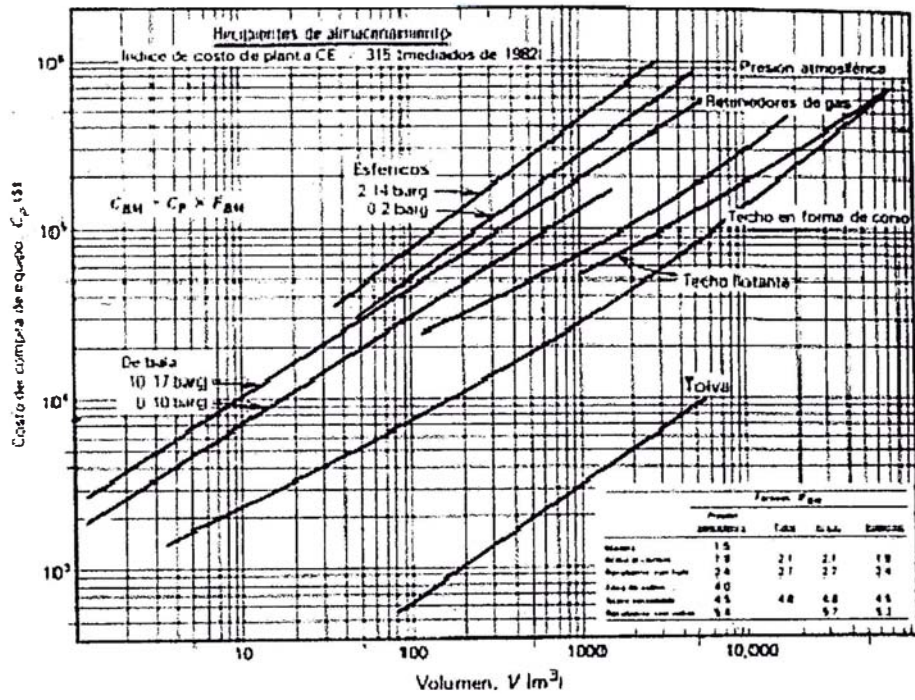


Fig. S-61. Costos de compra de recipientes de almacenamiento.

TABLE 17

Ratio factors for estimating capital-investment items based on delivered-equipment cost

Values presented are applicable for major process plant additions to an existing site where the necessary land is available through purchase or present ownership.† The values are based on fixed-capital investments ranging from under \$1 million to over \$20 million.

Item	Percent of delivered-equipment cost for		
	Solid-processing plant‡	Solid-fluid-processing plant‡	Fluid-processing plant‡
	Direct costs		
Purchased equipment-delivered (including fabricated equipment and process machinery) §	100	100	100
Purchased-equipment installation	45	39	47
Instrumentation and controls (installed)	9	13	18
Piping (installed)	16	31	66
Electrical (installed)	10	10	11
Buildings (including services)	25	29	13
Yard improvements	13	10	10
Service facilities (installed)	40	55	70
Land (if purchase is required)	6	6	6
Total direct plant cost	264	293	346
	Indirect costs		
Engineering and supervision	33	32	33
Construction expenses	39	34	41
Total direct and indirect plant costs	336	359	420
Contractor's fee (about 5% of direct and indirect plant costs)	17	18	21
Contingency (about 10% of direct and indirect plant costs)	34	36	42
Fixed-capital investment	387	413	483
Working capital (about 15% of total capital investment)	68	74	86
Total capital investment	455	487	569

† Because of the extra expense involved in supplying service facilities, storage facilities, loading terminals, transportation facilities, and other necessary utilities at a completely undeveloped site, the fixed-capital investment for a new plant located at an undeveloped site may be as much as 100 percent greater than for an equivalent plant constructed as an addition to an existing plant.

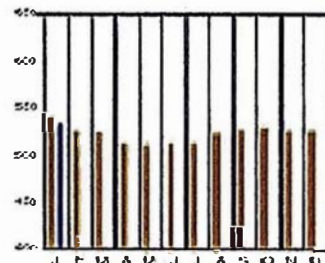
‡ See Table 8 for definition of types of process plants.

§ Includes pumps and compressors.

DOWNLOAD THE CEPICI TWO WEEKS SOONER AT WWW.CHE.COM/CI

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957-59 = 100)	Jan. '10 Prelim.	Dec. '09 Final	Jan. '09 Final	Annual Index:
CE Index	582.7	524.2	529.6	2002 = 399.8
Equipment	631.8	578.6	645.4	2003 = 402.0
Machinery & parts	572.9	551.2	603.1	2004 = 444.2
Process machinery	501.2	537.2	620.9	2005 = 469.2
Process air fittings	734.5	726.8	781.8	2006 = 493.6
Process instruments	419.7	417.5	369.6	2007 = 523.4
Pumps & compressors	200.0	876.2	902.1	2008 = 575.4
Electrical equipment	466.2	457.2	457.9	2009 = 521.9
Structural supports & misc.	540.2	520.0	671.5	
Construction labor	389.8	831.2	320.5	
Buildings	424.7	424.0	500.3	
Engineering & supervision	342.4	343.2	350.5	

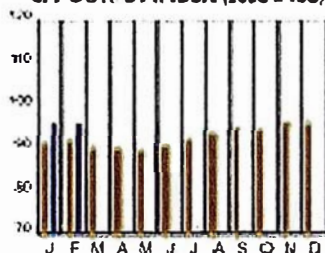


Starting with the April 2007 final numbers, several CEPCI sub-indices for labor and compressors have been reported in an annual basis since the final was discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics.

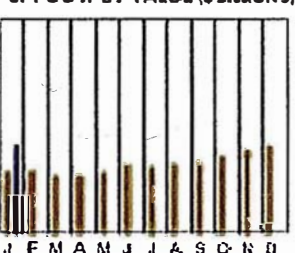
CURRENT BUSINESS INDICATORS

	LATEST		PREVIOUS		YEAR AGO	
CE Current Index (2000 = 100)	Feb. '10 = 95.6	Jan. '10 = 95.9	Dec. '09 = 95.3	Jan. '09 = 91.7	Feb. '09 = 91.7	Jan. '09 = 142.2
CE Price of output: \$/ton	Jan. '10 = 1,229.0	Dec. '09 = 1,215.8	Nov. '09 = 1,282.0	Jan. '09 = 1,227.6	Feb. '09 = 1,227.6	Jan. '09 = 1,227.6
CE Operating rate, %	Feb. '10 = 77.1	Jan. '10 = 77.1	Dec. '09 = 78.5	Feb. '09 = 66.8	Jan. '09 = 66.8	Jan. '09 = 66.8
Production index: Industrial chemicals (1992 = 100)	Feb. '10 = 205.2	Jan. '10 = 205.2	Dec. '09 = 205.2	Feb. '09 = 212.1	Jan. '09 = 212.1	Jan. '09 = 212.1
Industrial production: Manufacturing (2002 = 100)	Feb. '10 = 95.1	Jan. '10 = 95.1	Dec. '09 = 93.4	Feb. '09 = 67.7	Jan. '09 = 67.7	Jan. '09 = 67.7
Industry output: Chemicals & allied products (1992 = 100)	Feb. '10 = 151.2	Jan. '10 = 151.2	Dec. '09 = 150.8	Feb. '09 = 145.8	Jan. '09 = 145.8	Jan. '09 = 145.8
Productivity index: Chemicals & allied products (1992 = 100)	Feb. '10 = 137.6	Jan. '10 = 137.6	Dec. '09 = 134.3	Feb. '09 = 120.1	Jan. '09 = 120.1	Jan. '09 = 120.1

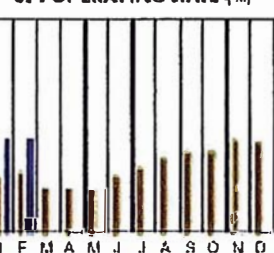
CPI OUTPUT INDEX (2000 = 100)



CPI OUTPUT VALUE (\$ BILLION \$)

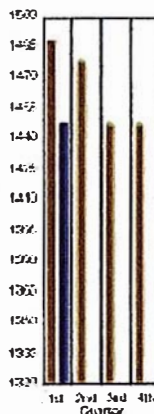


CPI OPERATING RATE (%)



MARSHALL & SWIFT EQUIPMENT COST INDEX

(1926 = 100)	1st Q 2010	4th Q 2009	3rd Q 2009	2nd Q 2009	1st Q 2009	Annual Index:
M & S INDEX	1,210.3	1,258.5	1,236.4	1,277.7	1,277.2	2002 = 1,104.2
Process industries average	1,510.3	1,571.9	1,515.1	1,553.2	1,561.2	2003 = 1,122.6
Cement	1,538.1	1,574.7	1,522.3	1,551.1	1,553.4	2004 = 1,174.5
Chemicals	1,451.8	1,453.1	1,455.5	1,522.8	1,532.7	2005 = 1,244.5
Clay products	1,250.0	1,230.3	1,245.8	1,316.4	1,323.4	2006 = 1,373.3
Glass	1,200.0	1,200.0	1,200.4	1,239.8	1,240.1	2007 = 1,373.3
Paint	1,515.1	1,514.1	1,515.1	1,554.1	1,563.2	2008 = 1,449.3
Paper	1,216.4	1,215.0	1,216.3	1,252.3	1,252.2	2009 = 1,449.6
Petroleum products	1,015.0	1,017.0	1,025.2	1,062.0	1,068.9	
Rubber	1,551.0	1,560.5	1,560.7	1,590.3	1,601.0	
Related industries						
Electrical power	1,389.0	1,377.3	1,370.3	1,422.0	1,451.2	
Ironing/milling	1,552.1	1,526.1	1,527.0	1,573.9	1,567.5	
Refrigeration	1,772.2	1,769.5	1,767.3	1,807.3	1,810.1	
Steam power	1,275.0	1,270.8	1,271.2	1,300.3	1,321.9	



Source: Marshall & Swift's Market Valuation Service. Final and preliminary and preliminary mill performance of Marshall & Swift's Business, LLC and its licensees copyright 2010. May not be reprinted, copied, automated or used for verification without Marshall & Swift's prior permission.

CURRENT TRENDS

Current Business Indicators continue to improve, and according to the American Chemistry Council's 1st Quarter Outlook, global chemical output is expected to rise 6.5% in 2010, and expand further in 2011 and 2012. The report concludes that the U.S. recession, which officially began in December 2007, ended in the summer of 2009 and has since followed a V-shaped growth trajectory. Meanwhile, the 2009 overall average for capital equipment prices (as reflected in the CE Plant Cost Index) hit its lowest level in more than two years.