

CAPITULO 5

ESTUDIO ECONOMICO

5.1 INTRODUCCION

El objetivo de este estudio es de presentar en forma tabulada la información relevante de precios y costos que se extrae del estudio de ingeniería y de esta manera poder afirmar si el proyecto es rentable.

Se debe mencionar que todo análisis y enfoque realizado en este sector, es sencillamente una estimación económica y financiera sobre el monto de inversión que representará la implementación de la planta de GTL (Gas a Líquidos), asimismo se pretende dar orientación sobre el punto de equilibrio y la tasa interna de retorno, antes que resultados exactos y definitivos.

5.2 DETERMINACION DEL MONTO DE INVERSION

La tabla que se presenta a continuación, muestra el costo de las maquinarias y equipos principales que serán utilizados, dichos costos fueron estimados de bibliografía como: Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus, 1991 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”; Edmundo Zelada Seoane, 1999 “Preparación y evaluación de proyectos industriales, Manual - Guia”, también se hizo uso del Software Industrial Chemcad versión 5.2; asimismo se consultó algunas páginas de Internet como: www.sfapacific.com. Y www.elsevier.com/locate/fuproc.

Además algunas revistas utilizadas fueron:

* Oil & Gas Journal; Mar. 12, 2001; pág. 58-63 “GTL Financial commitments brighten”

* Oil & Gas Journal; Mar. 12, 2001; pág. 64-67 “Study yields generic, based GTL plant”

Mencionar que los precios de equipos tienen incluidos los costos de tuberías, empaquetaduras, aislantes, bridas, codos, tes, cables eléctricos, válvulas y otros.

TABLA 71
COSTO DE MAQUINARIA Y EQUIPO
(Puesto en FOB, \$us)

EQUIPO	DETALLE	CANTIDAD	COSTO TOTAL
Reformador de Metano	Dimensiones:21.834*35.49*12 m P = 2900 Kpa	10	30'000,000
Separador Bifásico (Vertical)	D = 2.60 m; L = 10.7 m P = 2369.83 Kpa	10	2'367,660
Torre Absorbadora de CO ₂	D = 3.20 m; H = 8.4 m; 11 platos P = 2369.83 Kpa	10	8'000,000
Columna Regeneradora de MDEA	D = 3.53 m; H = 7.62 m; 10 platos P = 101.325 Kpa	10	10'000,000
Reboiler	P = 135.799 Kpa	10	2'000,000
Condensador	P = 66.85 Kpa	10	1'500,000
Separador Bifásico (Horizontal)	D = 3.81 m; L = 4.038 m P = 66.75 Kpa	10	1'027,880
Intercambiador de Coraza y tubos	P = 2438.8 Kpa	10	3,000,000
Intercambiador de Coraza y tubos	P = 2404.33 Kpa	10	3'000,000
Intercambiador de Coraza y tubos	P = 66.851 Kpa	10	1'000,000
Intercambiador de Coraza y tubos	P = 135.799 Kpa	10	1'500,000
Bomba Centrífuga	3600 rpm; P _{SAL} = 2369.83 Kpa	10	3'792,490
Válvula Isentálpica	P = 2369.83 Kpa	10	400,000
Compresor centrífugo	Potencia = 3266 Hp; 1800 rpm	10	37'501,800
Reactor de F-T	D = 7 m; H =29.7 m; P =2500 Kpa	10	30'000,000
Separador Trifásico	D =1.7 m; H =7.8 m; P =2305 Kpa	10	5'000,000
Fraccionamiento de petróleo sintético			50'000,000
Varios			30'000,000
TOTAL			220'089,830

Fuente:

- www.elsevier.com/locate/fuproc
- www.comeval.es/esp/frame_abajo5.htm
- Oil & Gas Journal; Mar. 12, 2001; pág. 58-63 “GTL: Financial commitments brighten”
- Oil & Gas Journal; Mar. 12, 2001; pág. 64-67 “Study yields generic, based GTL plant”
- Software Industrial Chemcad versión 5.2

TABLA 72
MONTO DE INVERSIONES (\$us)

DETALLE	TOTAL
1.- Activo Fijo	
* Maquinaria y Equipo	220'089,830
* Transporte de FOB a CIF y lugar, 30%	66'026,949
* Obras Civiles, 20% (incluye terreno, obras, edificaciones y pavimentación)	44'017,966
* Instalaciones Auxiliares, 60% (instalaciones de energía eléctrica, sistemas de refrigeración, tratamiento de agua, caldera y tendido eléctrico.	132'053,898
* Montaje, 35% (Equipo, mano de obra, supervisión, materiales, etc.)	77'031,441
Subtotal (Costo físico de la planta)	539'220,084
2.- Activo Diferido	
* Instalación y puesta en marcha, 50%	110'044,915
* Costos financieros de Preinversión, 15%	33'013,475
* Imprevistos, 20% (del costo físico de la planta)	107'844,017
Subtotal	250'902,407
3.- Activo Circulante (Capital de Trabajo), 20%(del Activo Fijo y Diferido)	158'024,498
Subtotal	158'024,498
TOTAL MONTO DE INVERSION	948'146,989

Fuente:

- Peters and Timmerhaus, 1991 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”
- Edmundo Zelada Seoane, 1999 “Preparación y evaluación de proyectos industriales, Manual - Guia”,

* Todos los porcentajes (%) utilizados en la **Tabla 72** están referidos al costo total de los equipos.

5.3 DETERMINACION DE COSTOS FIJOS Y VARIABLES DE OPERACION

TABLA 73
COSTOS FIJOS DE OPERACIÓN (\$us)

DETALLE	COSTO (\$us/año)
1.- Costos de Producción-Fabricación	
* Mano de obra y supervisión (incluye bonos, compensaciones y otros beneficios sociales)	5'880,000
* Depreciación del Activo Fijo	
- Costo físico de la planta sin incluir obras civiles (se deprecia en 10 años)	49'520,212
- Depreciación de edificaciones (el monto a depreciar representa el 60% de obras civiles:26,410,780; para 25 años)	1'056,431
* Mantenimiento (2% anual del Activo Fijo)	10'784,402
* Seguros (1% anual del Activo Fijo)	5'392,201
* Gastos Generales (50% del costo anual de sueldos del personal)	2'940,000
Subtotal	75'573,246
2.- Gastos de Administración	
* Sueldos y Beneficios Sociales	6'500,000
* Gastos Generales de Administración (materiales de escritorio, servicios, comunicaciones, seguros, etc.)	15'000,000
Subtotal	21'500,000
3.- Gastos Financieros	
* Interés del préstamo (valor promedio de los intereses anuales, ver tabla 75)	74'716,979
Subtotal	74'716,979
TOTAL COSTOS FIJOS	171'790,225

Fuente:

- Peters and Timmerhaus, 1991 "Plant Design and Economics for Chemical Engineers"
- Edmundo Zelada Seoane, 1999 "Preparación y evaluación de proyectos industriales"
- Oil & Gas Journal; Mar. 12, 2001; pág. 64-67 "Study yields generic, based GTL plant"
- Oil & Gas Journal; Mar. 12, 2001; pág. 69-73 "Development progresses for GTL fuels"

TABLA 74
COSTOS VARIABLES DE OPERACIÓN

DETALLE	COSTO (\$us/año)
1.- Costos de Producción-Fabricación	
* Materia Prima, 1000 \$us/MMPCSD (Gas Natural)	296'478,350
* Productos Químicos y Reactivos	
- Catalizador Ni/MgAl ₂ O ₄ ; 10 \$us/Kg (Reformador) (W _{CAT} =1319.78 ton.)	13'197,808
- Catalizador Fe/CuK en SiO ₂ ; 8 \$us/Kg (Reactor de F-T) (W _{CAT} =8454.24 ton.)	67'633,920
- Absorbente (MDEA), 991.3 lt/hr, 8 \$us/lt	62'618,438
* Agua de Proceso, agua de enfriamiento, electricidad, lodos y otros.	70'000,000
* Combustible (45 MMPCSD)	14'805,000
Subtotal	524'733,516
2.- Costos de Comercialización	
* Sueldos y Beneficios Sociales	6'300,000
* Gastos Generales de Comercialización (Publicidad, servicios, seguros, transporte, materiales, etc.)	16'000,000
* Ventas y Distribución de Productos, 3% sobre ventas totales de los productos (incluye combustible)	65'299,594
Subtotal	87'599,594
TOTAL COSTOS VARIABLES	612'333,110

Fuente:

- Peters and Timmerhaus, 1991 "Plant Design and Economics for Chemical Engineers"
- Edmundo Zelada Seoane, 1999 "Preparación y evaluación de proyectos industriales"
- Oil & Gas Journal; Mar. 12, 2001; pág. 69-73 "Development progresses for GTL fuels"
- www.cec.uchile.cl/cabierta/revista/12/educacion/12_1/ (para catalizadores)
- www.cosmos.com.mx/pqs/_4.htm.?A=catalizadores

5.4 INTERES DEL PRESTAMO

Las condiciones del préstamo son las siguientes:

- Monto: 85% del monto de inversión total
- Plazo: 10 años con dos años de gracia
- Interés: 13% anual
- Forma de Pago. Cuotas anuales iguales de amortización

El monto de inversión total es de: 948'146,989 \$us.

- Monto Préstamo: 805'924,941 \$us.
- Inversión Fija (Propia): 142'222,048 \$us.

La cuota anual "A" de reembolso constante está dado por:

$$A = \text{frc} * P$$

Donde:

frc = factor de recuperación de capital

P = Monto de préstamo

$$\text{frc} = \frac{i * (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1}$$

Donde:

i = Tasa de interés de préstamo

n = periodo de pago de préstamo

Por lo tanto:

$$i = 0.13$$

$$n = (10 - 2) = 8$$

$$\text{frc} = 0.208387$$

$$A = 167'944,280.61 \text{ $us.}$$

Si se descompone la cuota anual en pago al capital e interés, se obtiene la siguiente tabla de valores:

TABLA 75
SERVICIO A LA DEUDA (\$us/año)

AÑO	PAGO CAPITAL	PAGO INTERES	PAGO TOTAL (Amortización)	SALDO
0				805'924,941.00
1	0	104'770,242.33	104'770,242.33	805'924,941.00
2	0	104'770,242.33	104'770,242.33	805'924,941.00
3	63'174,038.28	104'770,242.33	167'944,280.61	742'750,902.72
4	71'386,663.26	96'557,617.35	167'944,280.61	671'364,239.46
5	80'666,929.50	87'277,351.13	167'944,280.61	590'697,309.98
6	91'153,630.31	76'790,650.30	167'944,280.61	499'543,679.67
7	103'003,602.25	64'940,678.36	167'944,280.61	396'540,077.42
8	116'394,070.55	51'550,210.06	167'944,280.61	280'146,006.87
9	131'525,299.72	36'418,980.89	167'944,280.61	148'620,707.16
10	148'620,707.16	19'323,573.45	167'944,280.61	0
TOTAL	805'904,941.00	747'169,788.53	1553'094,729.54	

Con el fin de tener un valor medio de los intereses anuales, se divide el costo total del interés por el número de años durante los cuales se paga dicho interés, entonces se tiene:

$$\text{Costo interés préstamo} = 74'716,978.85 \text{ \$us.}$$

5.5 DETERMINACION DE LOS INGRESOS POR VENTAS DE PRODUCTOS

En primera instancia se recopilarán y analizarán los precios internacionales en los últimos años de algunos hidrocarburos para luego realizar proyecciones de dichos precios y considerar estas estimaciones en el proyecto.

TABLA 76
PRECIOS INTERNACIONALES PROMEDIOS
(\$us/bbl)

AÑO	DIESEL	GASOLINA
1998	18.12	20.38
1999	19.45	21.12
2000	35.42	35.18
2001	33.7	31.25
2002	27.62	31.52
2003	34.32	39.25
2004	42.62	49.00

* Hasta 1° de Junio del 2004

Fuente: Superintendencia de Hidrocarburos

Diesel :

$$r = 0.8242$$

$$Y = -6790.3728 + 3.4086 * X$$

Gasolina :

$$r = 0.9190$$

$$Y = -8433.1307 + 4.2307 * X$$

TABLA 77
PRECIOS PROYECTADOS DE HIDROCARBUROS
(\$us/bbl)

AÑO	DIESEL	GASOLINA
2010	60.86	70.60
2011	64.26	74.84
2012	67.67	79.07
2013	71.08	83.29
2014	74.49	87.53
2015	77.90	91.96
2016	81.31	95.99
2017	84.72	100.22
2018	88.12	104.45
2019	91.53	108.68
2020	94.94	112.91
2021	98.35	117.14
2022	101.76	121.37

- El precio de diesel fijado para el año 2012 (100% de capacidad) es: 67.67 \$us/bbl.
- El precio de gasolina fijado para el año 2012 es: 79.07 \$us/bbl.

TABLA 78
CANTIDAD E INGRESOS TOTALES DE PRODUCTOS

PRODUCTO	CANTIDAD (bbl/día)	PRECIO (\$us/bbl)	TOTAL (\$us/año)
Diesel	68786	67.67	1531'412,296
Gasolina	17197	79.07	447'363,274
Otros (Gas residual, GLP, aceites lubricantes, ceras y asfaltos; 10% de los productos líquidos)			197'877,557
TOTAL			2176'653,127

5.6 INDICADORES FINANCIEROS.

El estado de resultados calculado permite la obtención de los siguientes indicadores financieros, los mismos que demuestran la factibilidad financiera del proyecto.

A. Valor Actual Neto (VAN).

Es el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos descontados a la inversión inicial. Matemáticamente el VAN se expresa mediante:

$$VAN = \sum_{n=1}^n \frac{BN_n}{(1+i)^n} - I_o \quad (139)$$

Donde:

$n = 10$ años = Número de periodos

BN_n = Beneficio neto actualizado para el periodo n

I_o = Inversión inicial

i = Tasa mínima de interés = 13%

En función al valor que puede tener el VAN, se puede predecir la rentabilidad del proyecto:

$VAN < 0$ Utilidad económica del proyecto: Negativa.

$VAN = 0$ Utilidad económica del proyecto: Nula.

$VAN > 0$ Utilidad económica del proyecto: positiva.

Resolviendo la ecuación para los valores de la **Tabla 80** se tiene:

$$VAN = 1233.029 \text{ Millones } \$us.$$

B. Tasa Interna de Retorno (TIR).

Este criterio evalúa el proyecto en función de una única tasa de rendimiento anual en donde la totalidad de los beneficios actualizados son exactamente iguales a los desembolsos expresados en moneda actual.

Dicho de otra manera, es la tasa que iguala la suma de los flujos descontando a la inversión inicial. Matemáticamente es expresado como la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero.

$$\sum_{n=1}^n \frac{BN_n}{(1+i)^n} - I_0 = 0 \quad (140)$$

El valor del resultado se compara con el valor de $i_0 = 13\%$

Si:

$TIR < i_0$ Proyecto económicamente no rentable.

$TIR = i_0$ Proyecto económicamente no concluyente

$TIR > i_0$ Proyecto económicamente recomendable.

Para los valores de la **Tabla 80**, la TIR calculada es:

$$TIR = 36.89 \%$$

C. Relación Beneficio – Costo (B/C).

Es el cociente que resulta de dividir la sumatoria de los beneficios entre la sumatoria de los costos del proyecto actualizada a una tasa de interés fijo. Matemáticamente se expresa:

$$\frac{B}{C} = \frac{\sum_{n=1}^n \frac{I_n}{(1+i)^n}}{\sum_{n=1}^n \frac{C_n}{(1+i)^n} + I_0} \quad (141)$$

Donde:

n = Número de periodos

i = 13%

I_0 = Inversión

I_n = Ingresos en el periodo n

C_n = Egresos en el periodo n

En función al valor del B/C, se presentan tres casos que permiten evaluar el proyecto:

$B/C < 1$ Proyecto económicamente no recomendable.

$B/C = 1$ Proyecto económicamente en equilibrio.

$B/C > 1$ Proyecto económicamente recomendable.

Para los valores de la **Tabla 80**, la relación Beneficio/Costo es:

$$\frac{B}{C} = 1.105$$

5.7 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DEL PROYECTO

Para realizar el análisis de sensibilidad del proyecto se han considerado variaciones del precio de venta de los productos (diesel, gasolina y otros). Dichos incrementos y decrementos se encuentran en función a los precios proyectados de los hidrocarburos para el año 2012.

TABLA 79
SENSIBILIDAD DEL PROYECTO

Δ Precio (%)	Precio (\$us/bbl.)		Precio (\$us/lt.)		VAN al 13% (Millones de \$us)	TIR (%)
	Diesel	gasolina	Diesel	gasolina		
10	74.44	86.98	0.47	0.55	1812.390	46.09
Establecido	67.67	79.07	0.42	0.50	1233.029	36.89
- 10	60.90	71.16	0.38	0.45	653.584	26.74
- 18	55.49	64.84	0.35	0.41	190.614	17.40
- 25	50.75	59.30	0.32	0.37	- 215.061	7.40

1 bbl \cong 159 lt.

Observando la **Tabla 79** se concluye que es posible realizar decrementos en el precio de los combustibles alrededor del 18%, para lo cual el proyecto puede ser considerado aún rentable.

En el **Anexo H** se muestran las tablas H-1, H-2, H-3 y H-4 referentes a “cantidad e ingresos totales de productos”, además de las tablas H-5 a H-8 concernientes al “flujo de fondos con base efectivo para el proyecto” (en Millones \$us), para incrementos y decrementos del precio de venta de los productos (+10%, -10%, -18% y -25%).

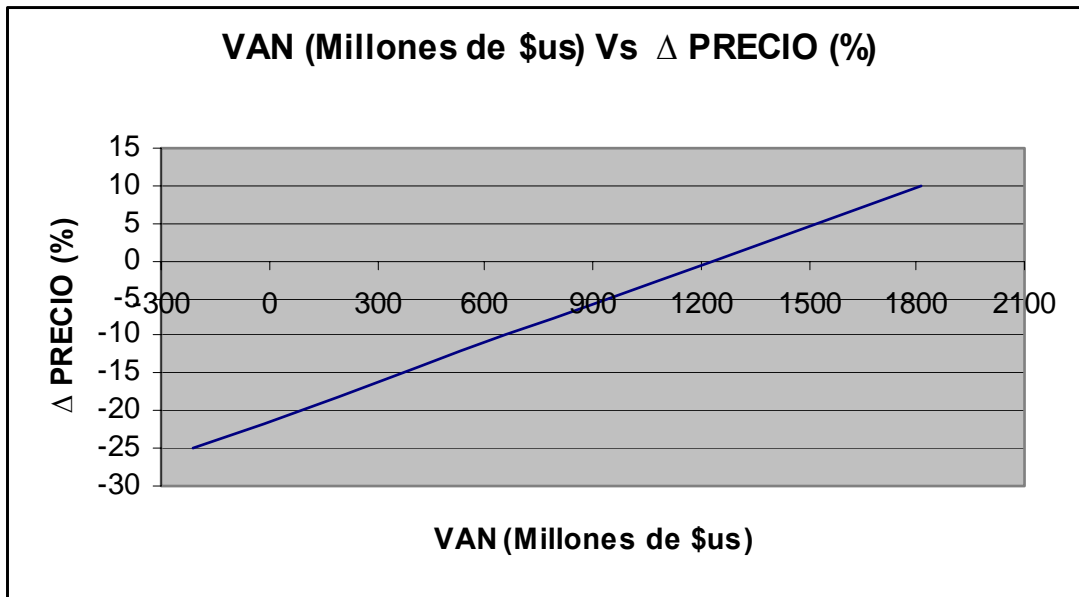


Fig. 34 VAN (Millones de \$us) Vs Δ Precio (%)

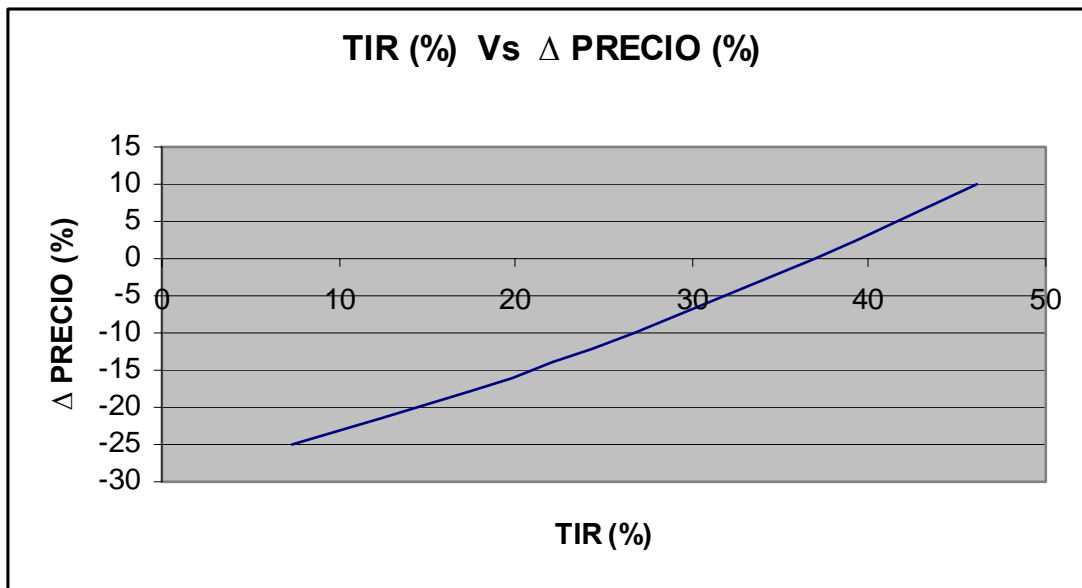


Fig. 35 TIR (%) Vs Δ Precio (%)

TABLA 80
FLUJO DE FONDOS CON BASE EFECTIVO PARA EL PROYECTO (Millones \$us)

DETALLE/AÑO	*	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Capacidad Producción (%)		50	65	80	90	100	100	100	100	100	100
1.- Ingresos Totales		1088.33	1414.82	1741.32	1958.99	2176.65	2176.65	2176.65	2176.65	2176.65	2176.65
* Volumen Ventas (bbl/año)		14144204	18387465	22630726	25459566	28288407	28288407	28288407	28288407	28288407	28288407
* Ventas (millones \$us)		1088.33	1414.82	1741.32	1958.99	2176.65	2176.65	2176.65	2176.65	2176.65	2176.65
2.- Costos Totales		477.96	569.80	661.65	722.89	784.12	784.12	784.12	784.12	784.12	784.12
2.1.-Costos Variables Operación		306.17	398.01	489.86	551.10	612.33	612.33	612.33	612.33	612.33	612.33
* Costos de Producción		262.37	341.07	419.78	472.26	524.73	524.73	524.73	524.73	524.73	524.73
* Costos de Comercialización		43.80	56.94	70.08	78.84	87.60	87.60	87.60	87.60	87.60	87.60
2.2.-Costos Fijos de Operación		171.79	171.79	171.79	171.79	171.79	171.79	171.79	171.79	171.79	171.79
* Gastos Administrativos		21.25	21.25	21.25	21.25	21.25	21.25	21.25	21.25	21.25	21.25
* Gastos Financieros		74.72	74.72	74.72	74.72	74.72	74.72	74.72	74.72	74.72	74.72
* Depreciación		50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58
* Otros Gastos		24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99
3.- Utilidad antes de Impuestos		610.37	845.02	1079.67	1236.10	1392.53	1392.53	1392.53	1392.53	1392.53	1392.53
4.- Impuestos											
* IVA		107.37	139.59	171.80	193.21	214.75	214.75	214.75	214.75	214.75	214.75
* IT (3% ingresos)		32.65	42.44	52.24	58.77	65.30	65.30	65.30	65.30	65.30	65.30
* IUE (25% utilidad bruta)		152.59	211.26	269.92	309.03	348.13	348.13	348.13	348.13	348.13	348.13
* IEHD ^(a)		121.43	157.86	194.29	218.58	242.87	242.87	242.87	242.87	242.87	242.87
5.- Utilidad Neta		196.33	293.87	391.42	456.51	521.48	521.48	521.48	521.48	521.48	521.48
6.- Otros											
* Inversión	948.147										
* Pago a Capital		-	-	63.174	71.387	80.667	91.154	103.004	116.394	131.525	148.621
* Depreciación		50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58	50.58
* Valor Residual											79.01
7.- Flujo de Efectivo	948.147	246.91	344.45	378.83	435.70	491.39	480.91	469.06	455.67	440.54	502.45

^(a) IEHD (Impuesto Especial a los Hidrocarburos y sus Derivados) tiene las siguientes alícuotas: Gasolina 0.17 \$us/lt; Diesel oil de gas natural 0.025 \$us/lt; Aceite automotriz e industrial 0.23 \$us/lt; Grasas y lubricantes 0.23 \$us/lt

^(b) Mencionar que en un futuro se aplicará el Impuesto Complementario a los Hidrocarburos (ICH). Actualmente es discutido en el Congreso.

^(*) Periodo aproximado de 3 años (Montaje De la planta y periodos de prueba).

CAPITULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- El procedimiento para la obtención de gas de síntesis y petróleo sintético a escala convencional por el método Fischer-Tropsch, ha sido desarrollado con el propósito de tener conocimiento de las nuevas tecnologías que permitan la transformación de hidrocarburos gaseosos en hidrocarburos líquidos y de este modo poder contribuir a una mejor comprensión de estos procesos.

Toda la información recopilada podrá servir como consulta a los universitarios y personas interesadas en lo concerniente a la tecnología GTL.

- Destacar el flujo con el cual se ha trabajado en todo el proceso, representa el 10% del flujo total, debido a las limitaciones de los equipos, basados en bibliografías que recomiendan ciertos márgenes de operación fundamentados en plantas industriales que se encuentran operando actualmente. Asimismo los anexos hacen referencia al flujo parcial mencionado (10%), los flujos totales del proceso (100%) se muestran en la ingeniería del proyecto (Balance general de materia y energía).
- El hecho de considerar varios equipos para una misma función (ejemplo 10 reformadores), esta relacionado con evitar futuros problemas y contratiempos debido a fallas que pudiesen suscitarse, de esta manera si un equipo sufriera desperfectos, los restantes que cumplen la misma función, podrán llevar adelante el proceso sin dificultades. Además al ser estos equipos de dimensiones estándar, se facilita su transporte a su destino final.
- Tener presente que al utilizar el software industrial Chemcad versión 5.2 (2002), la persona debe tener conocimiento detallado de los conceptos básicos de operación de los equipos que desee usar, de este modo evitar errores conceptuales y no llegar a resultados irreales ó ilógicos. Tomando en cuenta todo lo anterior, debe saberse que el software industrial es una herramienta potencial muy favorable para realizar diseños y simulaciones en varios tipos de equipos, pues se obtienen resultados muy exactos.

- La determinación de entalpías se realizó por la ecuación de estado de Peng-Robinson y los resultados obtenidos fueron ajustados a una ecuación polinomial de entalpía en función a la temperatura. Los cálculos de todas las propiedades físicas y termodinámicas fueron realizados por el software, el cual posee todas las correcciones y consideraciones necesarias para el tratamiento de hidrocarburos.
- De acuerdo a los informes presentados por la Superintendencia de Hidrocarburos y la Cámara Boliviana de Hidrocarburos, se concluye que el país se autoabastece con la producción de gasolina (Ver Tabla 12). Mencionar que el consumo real de este combustible fue disminuyendo en los últimos años debido a ciertos factores y en particular al uso de combustibles alternativos como: GNC y GLP.
En cuanto al diesel, Bolivia mantiene su dependencia de otros países pues aun importa cantidades considerables de este combustible.
De acuerdo a las tablas mostradas en el Estudio de Mercado, se constató que existen mercados potenciales para combustibles líquidos en países como: Brasil, Chile y Paraguay.
- Como se sabe, la torre de absorción tiene por objetivo fundamental absorber componentes como CO_2 para lo cual se emplean diferentes solventes como: MEA, DEA, MDEA entre otros. Después de realizar investigaciones en bibliografía y proyectos de Grado se concluye que el MDEA tiene mayor ventaja en cuanto a recuperación de CO_2 comparado con los otros solventes.
- Se pretende recuperar la mayor cantidad de CO_2 para su posterior recirculación al reformador de metano con vapor y de este modo se obtenga una relación adecuada de H_2 a CO en el gas de síntesis, el cual será alimentado posteriormente al reactor de Fischer-Tropsch.
- Según la Fig. D-1, se concluye que mientras mayor es la concentración de MDEA (% en peso), el % de recuperación de CO_2 también irá creciendo. Se debe considerar el factor económico ya que el costo del MDEA es relativamente elevado (8 \$us/Lt), normalmente para absorbentes se emplean concentraciones hasta 50% de MDEA como máximo.

(Ref.: Proyecto de Grado, Herbas César, “Simulación de una torre de lecho relleno para absorción Físico-Química de CO₂ con MDEA”).

En el trabajo se empleó una concentración de 40% en peso de MDEA con lo cual se recupera alrededor del 90% de CO₂ que es recirculado al reformador.

- Para fines de cálculo se han realizado varias corridas a distintos valores de eficiencia de platos, las cuales están comprendidas entre 40% y 80%. En la Fig. D-5 se observa claramente que a mayor eficiencia existe mayor % de recuperación de CO₂. Asimismo la Fig. D-7 muestra la variación de la eficiencia para 8, 9 y 14 platos reales. En el presente proyecto se empleó una eficiencia total de platos de 60%, la cual es recomendada para este tipo de procesos según bibliografía (Chemical Engineering Science 58 (2003) 4037 – 4053 “Mathematical modelling of mass-transfer and hydrodynamics in CO₂ absorbers packed with structured packings”) y el Software Chemcad (2002).
- Otra de las variables importantes que se consideran, es el número de platos, para lo cual se realizaron diferentes cálculos y estos se pueden observar en la Fig. D-5 donde se concluye que a medida que se aumenta el número de platos, el % de recuperación de CO₂ se incrementa levemente según la eficiencia de plato que se maneje pues a eficiencias mayores a 60%, el % de recuperación de CO₂ es constante.

Las figuras a las cuales se hacen referencia en la torre de absorción se pueden ver en el **(Anexo D)**.

- Se consideró una relación de reflujo de 1.4 y 10 platos reales, como se puede ver en la Fig. E-13; pues mientras la relación de reflujo es mayor, el N° de platos es menor y esto provoca que el porcentaje de recuperación en el destilado sea menor. En la Fig. E-1 y Fig. E-2 se puede ver claramente que a mayor relación de reflujo el % de recuperación de CO₂ en el destilado va disminuyendo; todo esto es ratificado por la Fig. E-4 donde se observa que mientras menos platos se utilicen se tendrá menor cantidad de CO₂ en el destilado. (La Fig. E-4 muestra también diferentes curvas a distintos porcentajes de eficiencia).

- Como se apreciará, la mayoría de las figuras consideran diferentes porcentajes de eficiencia (en el rango de 40 a 80%), entre las cuales existen variaciones relativas. En el proyecto se empleó una eficiencia total de platos de 60%, la cual es recomendada según bibliografía. (Ernesto J. Henley, J. D. Seader, “Operaciones de Separación por etapas de equilibrio en Ing. Química^[26]” y Software Chemcad versión 2002).
- La alimentación se realiza en el segundo plato real contando desde cabeza, por lo tanto se tendrán 2 platos en la zona de rectificación y 8 en la zona de agotamiento. Este nos permite obtener un mayor % de recuperación de CO₂ en el destilado y un mayor % de recuperación de H₂O en el producto de fondos, como se puede ver en la Fig. E-3 y Fig. E-9. También se debe indicar la influencia de la localización del plato de alimentación (contando desde cabeza) si este va descendiendo el porcentaje de recuperación de CO₂ disminuye; pero si se incrementa la eficiencia, la recuperación de CO₂ en el destilado es mayor.

Las figuras a las cuales se hacen referencia en la columna de destilación se pueden ver en el **(Anexo E)**

- El modelo propuesto por: SCOTT A. HEDRICK & STEVENS. C. CHUANG fue utilizado para el estudio de la reacción de Fischer-Tropsch en el reactor de lodos y de este modo observar los efectos de la velocidad del líquido (V_Z^β) y la constante de velocidad (k) ya que estas variables son de mayor trascendencia.
- También se debe tener en cuenta que la velocidad de la fase líquida debe ser menor a la velocidad final del líquido y mayor a la velocidad mínima de fluidización, es decir $(v_{mf}^\beta < v_Z^\beta < v_t)$.
- Observando las tablas 59 y 60 se concluye que al incrementar el valor de velocidad líquida (V_Z^β) se tendrá una mayor conversión y longitud en el reactor de lodos. Asimismo, al apreciar las variaciones de la constante de velocidad (k), se nota claramente que el incremento en su valor influye en el crecimiento de la conversión. Otras opciones para aumentar la conversión incluyen el aumento del catalizador (Fe), por lo tanto el número de sitios activos.

- Se conoce que (k) esta en función a la temperatura (T) , por lo tanto como es de esperar aumentos de (T) darán valores cada vez mayores de (k) . pero dichos incrementos de (T) deben ser controlados para que la sensibilidad no sea alterada, es decir no se obtengan cadenas de hidrocarburos mas cortas ó el catalizador sufra serios problemas.
- Como ya se indicó, se eligió el **Caso C** pues éste muestra valores tanto de conversión y longitud de reactor cercanos a los que se sugieren en bibliografía y también a ciertos datos de empresas que operan actualmente con esta tecnología (reactor de lodos).
- Al observar las figuras 23 – 25 se concluye que, mientras la concentración en fase gas va disminuyendo a lo largo del reactor, las concentraciones en fase líquida y sólida van creciendo hasta llegar a un máximo (punto en el cual no se obtiene una mayor conversión) para posteriormente decrecer.
- Para velocidades de líquido menores a 0.07 m/s (como se muestra en las figuras F-1 a F-8; **anexo F**) manteniendo el resto de factores constantes, se tiene concentraciones más elevadas a la salida de la fase gas en comparación al **caso C**, ocurriendo el mismo fenómeno en las concentraciones de los reactivos a la salida de la fase líquida y sólida. En cuanto a la conversión se nota claramente que ésta es más pequeña a menores velocidades de líquido, ocurriendo lo mismo en cuanto a longitudes de lecho.
- Al observar la conversión en los primeros metros del reactor para el **caso A**, se puede decir que no es adecuada ni real por lo tanto los resultados que muestra la simulación para este caso, sugieren que la operación no es viable ni práctica a velocidades de líquido menores o iguales a 0.04 m/s.
- Para examinar el efecto de la constante de velocidad de reacción (k) , se realizó comparaciones entre los casos: A y E; B y F; C y G. Considerando los casos C y G, recordando que todos los parámetros permanecen iguales a excepción de k (ver tabla 59) que ha sido incrementada en un factor de 1.5, se concluye lo siguiente: La concentración de la fase gas, líquida y sólida para el caso G es más pequeña respecto al caso C, por el contrario la conversión es mayor debido al incremento en la velocidad de reacción (ver Tabla 60).

Para mayor detalle, se puede observar la Tabla 61 y las Fig. 23-26 que corresponden al caso C y también lo concerniente al caso G que se encuentra en la Tabla F-6 y Fig. F-17 a F-20. Los casos A y E; B y F, tendrán conclusiones similares a los casos C y G.

- En el reactor de F – T, se ha realizado el cálculo de la caída de presión utilizando la ecuación de Ergun, como se observa en las tablas 61 y en el anexo F, en las cuales se muestra claramente los gradientes de presión a lo largo del reactor y de esta manera demostrar que su efecto no es relevante, pues ésta es bastante pequeña para este tipo de equipos y puede ser considerada constante.
- Para la estimación de costos de inversión y operación se tomó como fuente primordial el libro: Peters and Timmerhaus, 1991 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”. Además se consideró otras bibliografías, artículos y revistas como se observa en el capítulo de estudio económico, todo ello para complementar y actualizar la información recopilada.
- En cuanto a la evaluación económica del proyecto, como se ha podido observar, se obtuvo una TIR de 36.89 % y un VAN de 1233.029 Millones \$us al 13 % de tasa de interés, lo que demuestra que el proyecto es económicamente rentable y recomendable.
- De la evaluación financiera se concluye que el proyecto genera utilidades por volumen de producción y por precio de venta de los productos (diesel, gasolina y otros), y es muy sensible a estas dos variables; en este caso específico se consideró la variación del precio, dado que el volumen de producción fue establecido en el estudio de mercado.
- Según el análisis de sensibilidad, el proyecto puede ser considerado aún económicamente rentable para decrementos alrededor de 18% en el precio de venta de los combustibles, con referencia a los precios proyectados de hidrocarburos para el año 2012.
- ***El Proyecto muestra que la planta alcanzará su capacidad máxima de producción el año 2012, lo cual implica que ésta iniciará su producción el año 2008. Los años precedentes a la puesta en marcha serán utilizados para realizar estudios de factibilidad, ejecución, construcción y periodos de prueba.***

BIBLIOGRAFIA

- [1]. Xu J. and Froment G. F., “Methane Steam Reforming: II Difusional Limitations and reactor Simulation”, AICHE Journal, vol. 35, N° 1, pp. 97 – 103, (Enero 1989b).
- [2]. Tindall B. M., and King D. L., “Designing Steam Reformers for Hydrogen production”, Hydrocarbon Processing, pp. 69 – 75, (Julio 1994).
- [3]. Fuel Processing Technology (Julio 1996).
- [4]. De Deken J. C., Devos E. F., and Froment G. F., “Steam Reforming of natural gas: Intrinsic Kinetics, Diffusional Influences, and Reactor Design”, Chemical Reaction Engineering, ACS Symp. Ser.196 pp. 181 – 197, Boston (1982).
- [5]. Xu J. and Froment G. F., “Methane Steam Reforming, methanation and Water – Gas Shift: I. Intrinsic Kinetics”, AICHE Journal, vol. 35, N° 1, pp. 88 – 96, (Enero 1989a).
- [6]. By Dennis L. Yakobson, “Fischer – Tropsch Technology”, Rentech, Inc. GTL Conference Buenos Aires Argentina, (July 2001).
- [7]. Hyman M. H., “Simulate Methane Reformer Reactions”, Hydrocarbon processing, Vol. 47, N° 7, pp. 131 – 137, (Julio 1968).
- [8]. Richard A. Palacios I. “Diseño de un reformador de metano con vapour de agua”, Proyecto de grado de Ingeniería Química, Anexo J, (2000).
- [9]. Kunii D., and Smith J. M., “Heat Transfer Characteristics of porous Rocks”, AICHE Journal, Vol. 6, N° 1, pp. 71 – 78 (Marzo 1960).
- [10]. Villadsen J. V., and Steward W. E., “Solution of Boundary – Value Problems by orthogonal collocation”, Chemical Engineering Science, Vol. 22, pp. 1483 – 1501 (1967).
- [11]. Elnashaie and Elshishini; Gordon and Breach Science Publisher, “Modeling Simulation and Optimizacion of Industrial Fixed Bed Catalytic Reactors (Topics in Chemical Engineering Vol. 7)”
- [12]. “Gas to Liquids Processing 99, pág. 3”: Federal Energy Technology Center- US Departament of Energy.

- [13]. “Oil & Gas Journal”; Marzo 12, 2001; pág. 71 “Special Report—GTL:Progress and Prospect”.
- [14]. “GTL: Progress and Prospect” Oil & Gas Journal, Mar.12, 2001 pág. 66; “ Foster Wheeler Energy Ltd”.
- [15]. “Macromol Symp.193”, pág. 29-34 (2003) – Sasol Technology R & D
- [16]. “Fischer – Tropsch Technology”, LNG – GTL Conference Buenos Aires (Argentina), Julio 31 – Agosto 1, 2001.
- [17]. “Gas to Liquids Processing 99” Conference; May 17-19, 1999, pág. 3
“Special Report GTL” Oil & Gas Journal; Mar 12, 2001pág. 58-63, 73
- [18]. “Special Report GTL” Oil & Gas Journal; Mar 12, 2001pág. 58-63, 73 “Fuel Processing Technology 71 (2001) pág.149-155.
- [19]. www.superhid.gov.bo “Superintendencia de Hidrocarburos”
- [20]. Herbas R. Cesar, Simulación de una torre de lecho relleno para absorción Físico – química de CO₂ con MDEA “Proyecto de grado. Ing. Química. USFX”. 2000”.
- [21]. De Leye L., Froment G. F., Computers & Chemical Engineering, Vol. 10, N° 5, pp. 493 – 504 (1986), “Rigorous Simulation and Design of columns for gas absorption and Chemical reaction – 1: Packed Columns”).
- [22]. www.fischer-tropsch.org
- [23]. Fuel Processing Technology 71 (2001) pág. 149-155 “Fischer-Tropsch: Visión futura” www.elsevier.com/locate/fuproc.
- [24]. John Campbell, “Gas Conditioning and Processing”, 3° Edition
- [25]. J. Perry “Manual del Ingeniero Químico” 3° Edición.
- [26]. Ernest J. Henley, J. D. Seader, “Operaciones de Separación por etapas de equilibrio en Ing. Química.
- [27]. “Fuel Processing Technology 64 (2000) 73-105”
Design of Fischer – Tropsch Slurry Reactor
- [28]. www.cbh.org.bo “Cámara Boliviana de Hidrocarburos”.

