

2018

Instalación de una Unidad de Mild-Hydrocracking Catalítico



Profesores:

Ing. Polito, Oscar A.
Ing. Fullone, Carlos F.

Autores:

Chalet, Cintia
Espinosa, Julieta
Novosad, Maira
Rueda, Hernán

Cátedra: Integración V

3-3-2018

Tabla de contenidos.

Introducción.....	5
Objetivos.....	6
Alcance	6
Antecedentes	6
Estudio de Mercado	8
Producto	8
1. Materia prima	8
2. Productos Principales.....	8
3. Otros Productos	9
Mercado	9
4. Oferta.....	10
5. Demanda.....	13
6. Precio.....	14
7. Logística	15
8. Canales de Comercialización y Distribución	16
Estudio Técnico	19
Proceso	19
Consideraciones termodinámicas.....	19
9. Consideraciones cinéticas.....	19
10. Reacciones.....	20
11. Problema del disparo térmico o “run-away”	21
Selección del catalizador.....	23
12. Catalizadores.....	23
13. Selección del catalizador	24
Configuración del proceso.....	25
14. Características de los procesos industriales	25
15. Patentes vigentes.....	27
16. Selección de la configuración y tecnología	28
Determinación de la capacidad de procesamiento de planta y programa de producción	30
17. Capacidad de planta	30
18. Localización de la planta (Macro-localización)	31

19. Localización (Micro-localización)	32
Disponibilidad de materiales e instalaciones.....	36
20. Cantidad y calidad de Carga.....	36
21. Consumos específicos.....	37
22. Servicios Auxiliares	37
23. Efluentes	38
Balances de Masa	38
24. Balance de Hidrogeno.....	38
25. Especificaciones de diseño	41
26. Balance de Masas General.....	43
Diseño de Equipos	44
27. Diseño del reactor R-7002.....	44
28. Reactor de pre-tratamiento R-7001.....	50
29. Diseño del sistema de flashes.....	53
30. Diseño de la columna absorbidora C-7004.....	54
31. Diseño de la columna regeneradora de DEA C-7005.....	62
32. Diseño de la columna de fraccionamiento C-7001	69
33. Diseño del intercambiador (Fondo Stripper-DEA Rica) E-7010	76
34. Diseño del Horno	84
35. Especificación del compresor JC-7002 (gas de recicló).....	96
36. Especificación de la bomba J-7002 (carga al horno seccion de reaccion).....	99
Personal	103
37. Organigramas.....	104
Estudio Económico.....	105
38. Inversión total inicial	105
39. Capital de trabajo	106
40. Costos de producción.....	108
41. Ventas.....	110
42. Punto de equilibrio	111
Evaluacion Economica	112
43. Flujos Netos Sin Financiamiento.....	113
44. Flujos Netos Con Financiamiento	113
45. Cuadros de Flujos de Fondos.....	114
46. Indicadores Economicos	114
Conclusiones de la Evaluacion Economica.....	115

Impacto Ambiental.....	116
Categorización ambiental del proyecto	116
Estudio de Impacto Ambiental	119
Proyectos o Establecimientos a instalarse	119
Establecimientos Industriales de Tercera Categoría	119
47. Evaluación ambiental	119
48. Recursos Hídricos	120
49. Medio Ambiente Socioeconómico y de Infraestructura	123
50. Medio biótico.....	125
51. Descripción del proyecto	129
52. Tratamiento de subproductos negativos sólidos: catalizadores agotados....	132
53. Gestión de catalizadores agotados.....	133
54. Condiciones y medio ambiente de trabajo. Riesgos internos específicos de la actividad.....	135
55. Identificación y Cuantificación de Impactos	140
Bibliografía.....	142
Profesionales consultados.....	142
Páginas consultadas.....	142
ANEXO 1.....	143
56. Ley 11459.....	143
57. Norma Internacional EURO V.....	149
ANEXO 2.....	150
ANEXO 3.....	170
ANEXO 4.....	171
ANEXO 5.....	189
ANEXO 6.....	195
ANEXO 7.....	199
ANEXO 8.....	201
ANEXO 9.....	203
ANEXO 10.....	204
ANEXO 11.....	205
ANEXO 12.....	207
ANEXO 13.....	208
ANEXO 14.....	210
ANEXO 15.....	212

ANEXO 16..... 365

Introducción

Este proyecto analiza la factibilidad de la implementación de una planta de Hydrocracking en el complejo industrial La Plata (CILP).

El hydrocracking o hidrocraqueo es un proceso diseñado para la producción de kerosene y gasóleo de alta calidad utilizando como alimentación productos de bajo valor económico obtenidos en otras unidades.

Se pueden distinguir dos partes principales en las instalaciones de hydrocracking:

La sección reactiva: Puede estar compuesta por uno o más reactores. Las especificaciones de los productos obtenidos se fija modificando las condiciones operativas, eligiendo el sistema reactivo (uno o dos reactores) y por el fraccionamiento (los productos deseados se separan y la fracción restante se recircula).

La sección de fraccionamiento: Puede comprender varias columnas (estabilización, fraccionamiento, separación de los gases). La disposición de las columnas dependerá, esencialmente, de los productos tratados y de los fines de la operación.

La unidad procesara 14342 BBL/día de destilados pesados de bajo valor, y tendrá una severidad de 214 Nm³/m³ de hidrogeno.

Este proyecto requerirá de un inversión inicial de 46435002 U\$D. El mismo con una TMAR del 12% y un periodo de evaluación de 10 años arroja una TIR del 24% y un VAN de 83778880 U\$D sin financiamiento; y una TIR del 32% y un VAN de 880025687 U\$D con un financiamiento del 50% de la inversión inicial.

Debido a la gran demanda de combustibles libres de azufre (gasoil) y el incremento en la demanda de combustibles de motores a turbina JET-A1 esta unidad es fundamental para lograr dichos objetivos e incrementar la conversión de la Refinería La Plata.

Objetivos

El objetivo es la obtención de LPG, kerosene, nafta virgen, diésel de alto cetano y residuo hidrogenado que puede ser usado como carga a FCC o lubricantes; partiendo de productos de alta densidad procedentes de otros procesos como el gasoil pesado de topping (GOP) o gasoil liviano de Vacío.

Alcance

El alcance del proyecto es realizar un estudio de mercado, técnico, económico; y de resultar satisfactorio finalizar con la ingeniería básica de la unidad de hydrocracking catalítico y gestiones ambientales al respecto.

Antecedentes

En **1961** se han construido varias unidades de hydrocracking en Estados Unidos.

En **1981** TR (Técnicas Reunidas) consiguió la adjudicación del proyecto "llave en mano" del complejo de hydrocracking de Dumai (Indonesia) para Pertamina, con una inversión de aproximadamente 1.400 millones de dólares.

En la Argentina se encuentra un hydrocracking: en la Refinería Lujan de Cuyo, Mendoza perteneciente a la empresa YPF S.A. dicha unidad de hydrocracking que utiliza como cargas gasoil pesados de topping y gasoil liviano de vacío obteniendo así un aumento de conversión considerable que mejora su índice Solomon. En la actualidad, la Refinería de Lujan de Cuyo es la que posee mayor grado de conversión en el país.

El proceso de hydrocracking tiene una considerable versatilidad en cuanto al procesamiento de cargas, estas pueden ser gasoil pesado de topping, gasoil liviano de vacío, gasoil pesado de coquización, gasoil pesado de unidad de cracking catalítico, etc. Esto deriva en una amplia implementación del mismo en el mundo.

Desde un extremo operativo, un hydrocracking puede convertir esencialmente toda su carga en mezcla de componentes de gasolina, con rendimientos de ≈ 100 vol% en la carga. De manera alternativa, puede producir combustible pesado y diésel, con rendimientos combinados de (85-90)vol%, junto con bajos volúmenes de gasolina. Este proceso presenta una notable ventaja respecto del FCC. La adición de hidrógeno al hydrocracking es para saturar los productos de cracking obtenidos, también otras reacciones que extraen los heteroátomos, en especial el azufre, de los flujos hidrocraqueados. Estas reacciones de "hidrotratamiento" producen flujos hidrocraqueados con contenido de azufre muy bajo y mejores propiedades.

El hydrocracking es más efectivo que el FCC o la coquización en cuanto a la conversión del gasóleo pesado y la elaboración de productos de bajo contenido de azufre. Sin embargo, la construcción y el funcionamiento de dichos equipos son más costosos, en gran medida debido a su consumo alto de hidrógeno. También se considera que las curvas de aprendizaje de este proceso son altas y se necesita una elevada capacitación del personal operario.

Historia Refinería La Plata

1925 Inauguración de Refinería La Plata con una Unidad de Destilación Atmosférica.

Concurrieron a la misma el Presidente M. T. de Alvear y el General Mosconi.

1945 Dos Unidades de Topping.

1955 Dos Unidades de Topping, una Unidad de Cracking Catalítico y una de Cracking Térmico.
1968 Una Unidad de Reformado Catalítico.
1969 Una Unidad de Topping y otra Unidad de Vacío.
1970 Complejo destinado a la elaboración de Lubricantes- Vacío Lubricantes- PDA- Furfural- MEK- HTA.
1975 Una Unidad de Topping.
1989 Aumento de Conversión- Vacío- Coque- FCCU- HTG- Tratamiento de efluentes.
1996 Puesta en marcha de una Planta de Hidrotratamiento de Nafta de Coque- HTNC.
1997 Puesta en servicio de una Unidad de Isomerización.
1998 Revamping de Unidad Topping C.
1999 Instalación de Planta Claus.
2000 Remodelación de Vacío- Lubricantes.
2012 Puesta en marcha de la Unidad de HTG B.
2013 Incendio en la Refinería La Plata; Destrucción de la Unidad de Coque A y daño temporal a la Unidad de Topping C.
2016 Terminación de la nueva Unidad de Coque A y de la Sub- Estación eléctrica.

Estudio de Mercado

Producto

Materia prima

La materia prima del proceso procede de destilados pesados (Gasoil Pesado) procedente de la Unidad de Destilación primaria de crudo (topping) y de los destilados ligeros de las Unidades de Destilación al Vacío. Opcionalmente se pueden usar destilados pesados procedentes de procesos de conversión; como gasoil pesado de coque (Unidad de Cracking Térmico retardado) o de las Unidades de Cracking Catalítico (FCCU).

Debido a que el proceso compite con la carga de las Unidades de FCCU, se puede justificar el proceso ya que la instalación de la nueva unidad de coque de la refinería compensará la carga que se estaría tomando de dicho proceso.

La segunda materia prima es el Hidrogeno, dicho Hidrogeno proviene de las Unidades de Reformado de la Refinería (platforming, CCR), hoy día se tiene un exceso de Hidrogeno que justifica la instalación para el aprovechamiento del Hidrogeno.

Venteo Actual
Venteo CIE 4000
Venteo CILP 7600

Dato tomado de los balances de masa de la refinería

Productos Principales

Los productos principales en este proyecto serán el kerosene y el gasoil. Este último tendrá disposición final como componente del blending de gasoil para la formulación de distintas calidades. Su principal uso será la formulación de Gasoil Grado 3; a continuación se detallan las especificaciones de esta calidad. **(Ver Anexo 5)**

A continuación se muestra algunos datos del diesel obtenido mediante un proceso de hydrocracking tomados de bibliografía.

Carga (Gasoil de Vacío y Gop Topping)	Arabian	W-Texas	AMNA	Arabian Ligero	Brent	Maya	Forcados
Densidad (g/ml)	0,834	0,837	0,805	0,823	0,823	0,82	0,851
Azufre (ppm)	1	1	10	50	50	50	50
Ind Cetano	63,5	67,4	64,1	59,5	58	58,7	48,2
Enturbiamiento (°C)	-12	-10	0	-6	-6	0	-11

Datos tomados del libro P. Wulshier y del Tecnología y margen de refino del petróleo.

Por otro lado el kerosene se utilizará para la producción de JET-A1, que es el combustible para aviones a turbinas, el cual tiene una serie de especificaciones altamente reguladas. A continuación se detalla las especificaciones de JET-A1 utilizadas en la empresa YPF S.A.

(Ver Anexo 6)

Al igual que el diesel, se puede esperar las siguientes características de kerosene producido por la unidad ya mencionada.

Carga (Gasoil de Vacio y Gop Topping)	Arabian	W-Texas	AMNA	Arabian Ligero	Brent	Maya	Forcados
Densidad (g/ml)	0,807	0,7945	0,8	0,786	0,79	0,807	0,803
Azufre (ppm)	4	1	1	1	1	1	1
Ind Cetano	58	69	***	***	***	***	***
Congelación (°C)	<-60	<-60	***	***	***	***	***
Aromáticos (%V)	<20	<20	***	***	***	***	***
Naftalenos (%V)	0,08	0,14	***	***	***	***	***

Datos tomados del libro P. Wulshier y del Tecnología y margen de refino del petróleo
By José Lluch Urpi

Otros Productos

Los otros productos generados en este tipo de proceso no son vendidos directamente sino que son alimentaciones a otros procesos dentro de la Refinería. No se le realizara un estudio de mercado de estos productos por lo mencionado anteriormente, sin embargo se les realizara un estudio económico ya que incrementaran la ganancia generada por la unidad.

A continuación se nombrarán, se dará una breve caracterización y su utilización.

Productos	Densidad g/ml	Azufre ppm	Aromáticos %V	Parafinas %V	Olefinas %V	Naftenos %V	RON	Destino
Fuel Gas	-	-	-	-	-	-	-	Línea de FG
C3	-	<20	0	100	0	0	-	Gascon
C4	-	<20	0	100	0	0	-	Gascon
Nafta	0,76	<1	55	20	5	20	95	Reforming

Datos sacados del libro Handbook of Petroleum Processing y de la Refinería YPF de Mendoza.

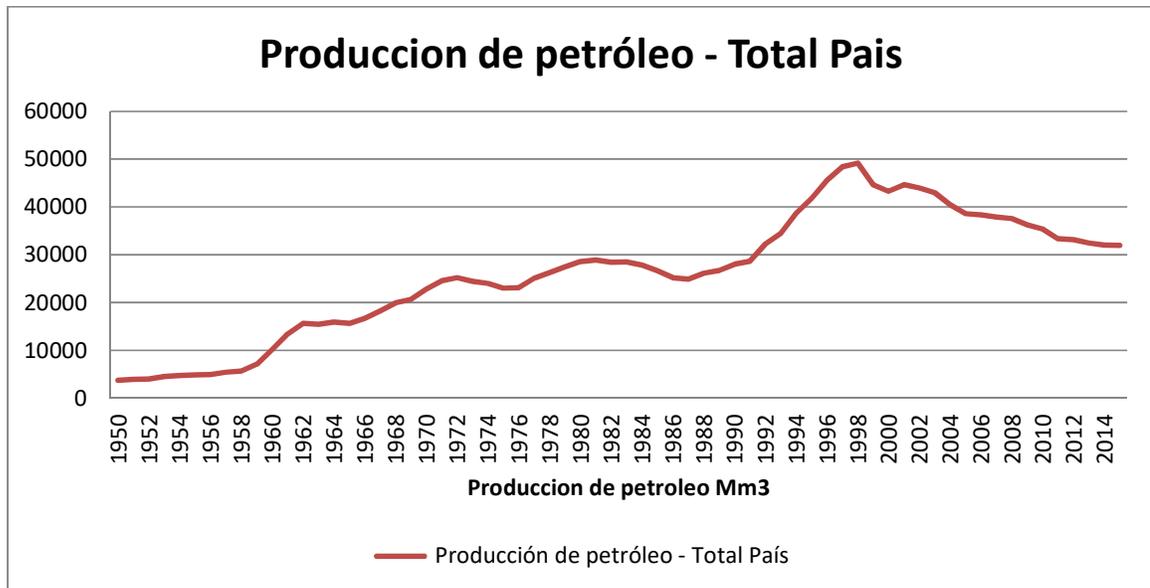
Mercado

La actividad de refinación se caracteriza por la necesidad y de importantes economías de escala, lo que hace que el número de actores que operan en el mercado sea reducido. Los costos hundidos son aquellos costos de inversión que generan una corriente de beneficios sobre un horizonte largo de tiempo, pero que nunca pueden ser recuperados o al menos no rápidamente. Las economías de escala determinan que a medida que aumenta la producción, se reducen los costos unitarios.

Estas particularidades de la actividad promueven la integración vertical (principalmente con el eslabón de comercialización, ya que en general las estaciones de servicio se identifican con la marca de las empresas refinadoras) y la concentración; y constituyen una importante barrera de entrada al mercado limitando la competencia potencial de las importaciones.

En efecto, tres empresas (YPF, AXION y Shell) concentran alrededor del 90% de las ventas al mercado interno, siendo YPF el líder hegemónico de este mercado. Cabe destacar que YPF, AXION y Petrobrás también operan en el Upstream de la cadena (exploración y extracción de hidrocarburos), siendo YPF y AXION las empresas integradas.

Variación de la producción de petróleo crudo desde 1950 - 2015:



Ministerio de energía y minería

Desde el inicio de la actividad hasta Diciembre 2015			
Cuenca	N° de Pozos		
	ON SHORE	OFF SHORE	TOTAL
Total cuencas Productivas	7071	145	7216
Total cuencas no Productivas	96	42	138
Total cuencas	7167	187	7354

Fuente: SIPG - Instituto Argentino del Petróleo y del Gas

Donde el inicio de la actividad hasta Diciembre 2015			
Cuencas Productivas	N° de Pozos		
	ON SHORE	OFF SHORE	TOTAL
Austral	1022	115	1137
Cuyana	518	0	518
Golfo San Jorge	1822	30	1852
Neuquina	3231	0	3231
Noroeste	478	0	478
Total	7071	145	7216

Fuente: SIPG - Instituto Argentino del Petróleo y del Gas

Oferta

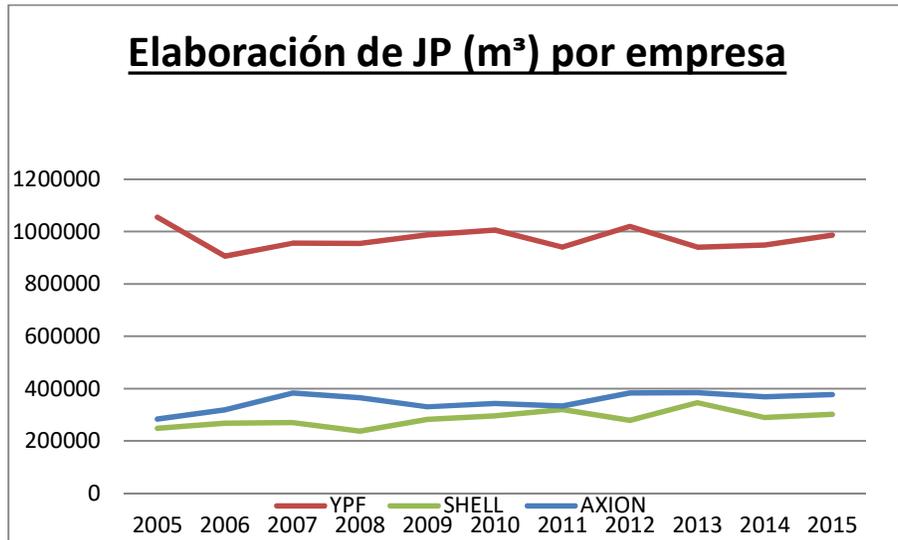
Para tener un oferta es necesario el crecimiento del mercado referido en el PBI, para el estudio se necesita el análisis de las importaciones y de la economía de cada una de las tres empresas principales.

Producción de JP y Gasoil

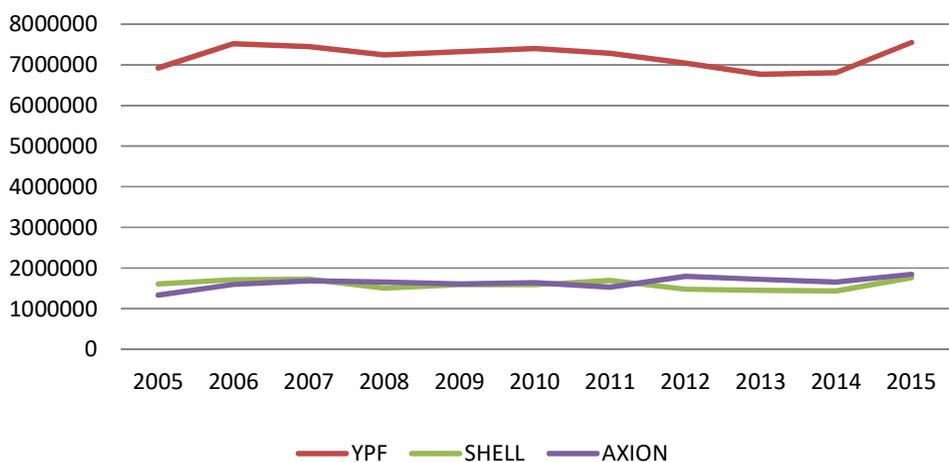
En la Refinería La Plata Y.P.F S.A. hay una muy baja producción de Gasoil Grado 3, en su mayoría las ventas son provenientes de importaciones.

Los datos a continuación son de producción de Gasoil Grado 1 y Grado 2.
 El proceso descrito en este proyecto aumentara la producción de Gasoil Grado 3 y si se llegase a necesitar aumentara la producción de Gasoil Grado 2.

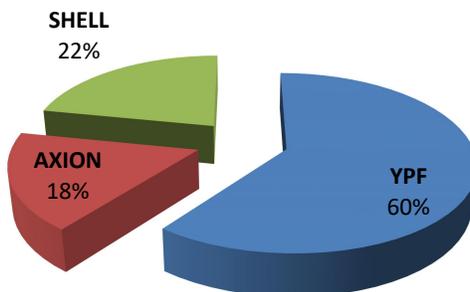
AÑO	YPF		SHELL		AXION	
	JP (m³).	Gasoil (m³).	JP (m³).	Gasoil (m³).	JP (m³).	Gasoil (m³).
2005	1054895	6924588	248191	1611044	283673	1333334
2006	906197	7518048	267035	1713458	318669	1592655
2007	955794	7449072	269154	1731619	382553	1682449
2008	953971	7245729	237555	1504328	364156	1657993
2009	987187	7324248	281644	1591955	330476	1607347
2010	1005225	7405597	296003	1587558	343025	1638949
2011	940830	7286657	319917	1688291	333166	1529339
2012	1019596	7042627	278622	1475691	382519	1793735
2013	940489	6772121	345816	1449925	383358	1724375
2014	949023	6807653	288990	1436767	368674	1653797
2015	985795	7547614	301961	1765585	377398	1845586



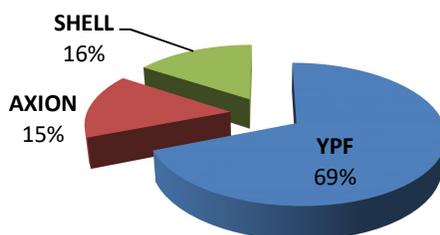
Elaboración de Gasoil (m³) por empresa



Promedio de elaboración de JP



Promedio de elaboración de Gasoil



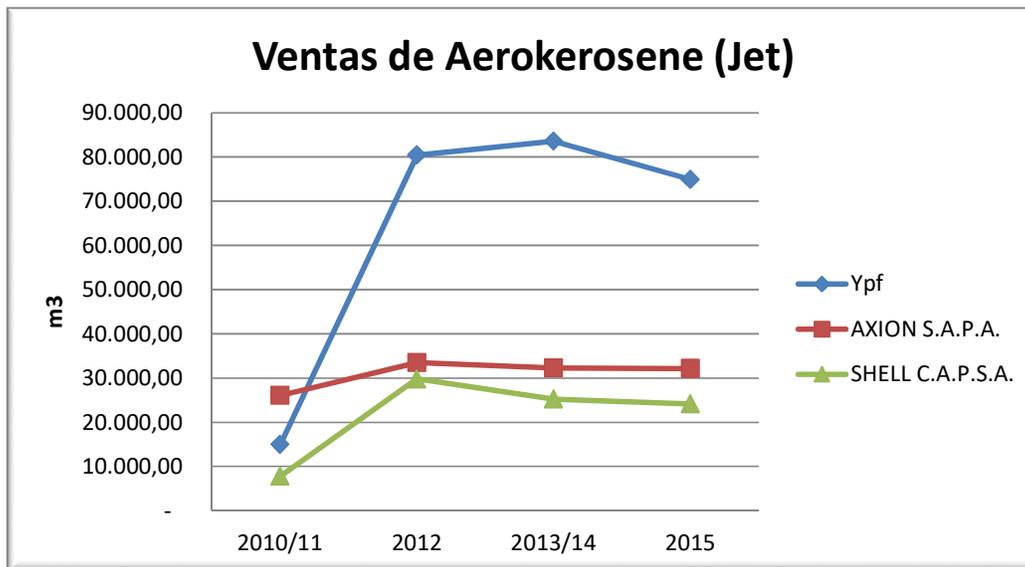
Como se demuestra, el aumento de la oferta del producto solo se verá reflejado en el aumento de producción del JP1 ya que el objetivo de la producción del Gasoil Grado 3 es para suplir una parte de la importación.

Demanda

En este análisis se consideran las ventas anuales de las empresas antes citadas, teniendo en cuenta los productos principales. Como la demanda no es cubierta totalmente se debe importar ya que la producción no alcanza a satisfacer el mercado. (Ver anexo 7)

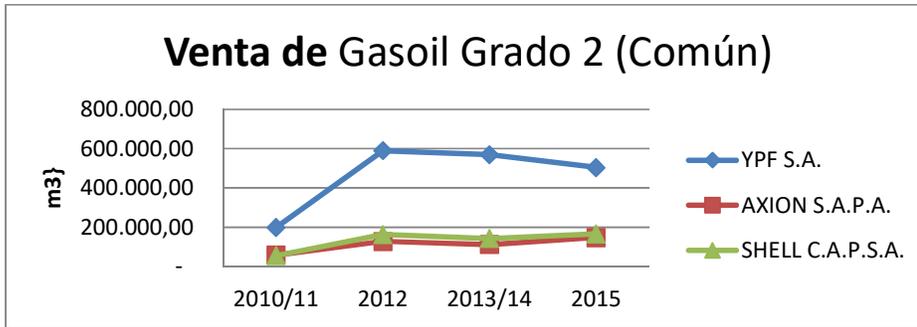
Año	Ypf	ESSO S.A.P.A.	SHELL C.A.P.S.A.
2010/11	14.985,00	26.085,00	7.814,00
2012	80.443,00	33.502,00	29.838,00
2013/14	83.554,00	32.287,00	25.267,00
2015	74.919,00	32.162,00	24.170,00

Ventas JET



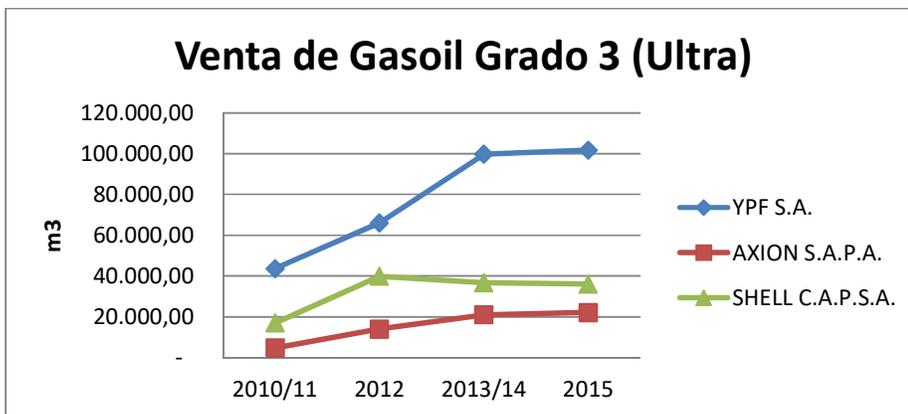
Ventas Gasoil Grado 2

Año	YPF S.A.	ESSO S.A.P.A.	SHELL C.A.P.S.A.
2010/11	198.750,00	58.254,79	55.293,00
2012	589.457,00	127.327,00	162.005,00
2013/14	568.961,00	111.257,00	141.843,00
2015	503.481,76	146.730,00	165.428,00



Venta Gasoil Grado 3

Año	YPF S.A.	ESSO S.A.P.A.	SHELL C.A.P.S.A.
2010/11	43.696,00	4.736,62	17.085,00
2012	66.116,00	14.041,00	39.909,00
2013/14	99.718,00	21.048,00	36.737,00
2015	101.733,00	22.118,00	36.076,00



A continuación se exponen datos del parque automotor de motores a nafta y diesel, suministrados por ADESA. La última actualización es del año 2014 (**Ver Anexo 8**). Los datos al respecto del transporte aéreo no se pudieron obtener, debido a que la página del Ministerio de Transporte está en actualización. Sin embargo se puede observar que el parque automotor fue aumentando por lo que si la tendencia continua la demanda de combustibles se vería acrecentada teniéndose así una oportunidad de mercado.

Precio

Para poder realizar un satisfactorio análisis no se puede utilizar precios finales de los combustibles ya que están afectados por diversos impuestos; por esta razón se debe utilizar los costos de producción de los distintos productos.

En cuanto a los distintos precios del Gasoil Grado 3 se debe observar que dependiendo el tipo de gasoil que se esté hablando dependerá el destino de venta de éste (sea provincias del norte o sur), por ese motivo en la siguiente tabla se muestra los distintos tipos de gasoil que cuenta actualmente YPF S.A. destinados a las distintas Provincias/Departamentos/Partidos/Localidades.

Datos tomados del servicio técnico de YPF S.A.

Por esta razón, para este informe solamente se toma el precio promedio de producción del Gasoil Grado 3 en la Provincia de Buenos Aires de las tres empresas ya mencionadas. (Ver Anexo 9)

Costo de producción estimado de Gasoil G3

SUMA	142,218	\$/Litro
Precio Promedio	9,858	\$/Litro

Datos tomados de la página del Ministerio de Energía y Minería

Precio de Producción trimestre Enero-Febrero-Marzo	8,508	\$/l	421,2	U\$/m ³
<i>Datos enviados por la gerencia de producción de la refinería La Plata</i>				

Con respecto al Jet A1 (Aerokerosene) se puede observar como varía el precio de producción para la venta de las distintas empresas tomando un periodo trimestral del 2016 de las tres empresas mencionadas. (Ver Anexo 10)

Costo de producción estimado de JP1

SUMA	103,553	\$/Litro
Precio Promedio	8,629	\$/Litro

Datos tomados de la página del ministerio de energía y minería

Precio de Producción trimestre Enero-Febrero-Marzo	778,1	\$/l	385,2	U\$/m ³
<i>Datos enviados por la gerencia de producción de la refinería La Plata</i>				

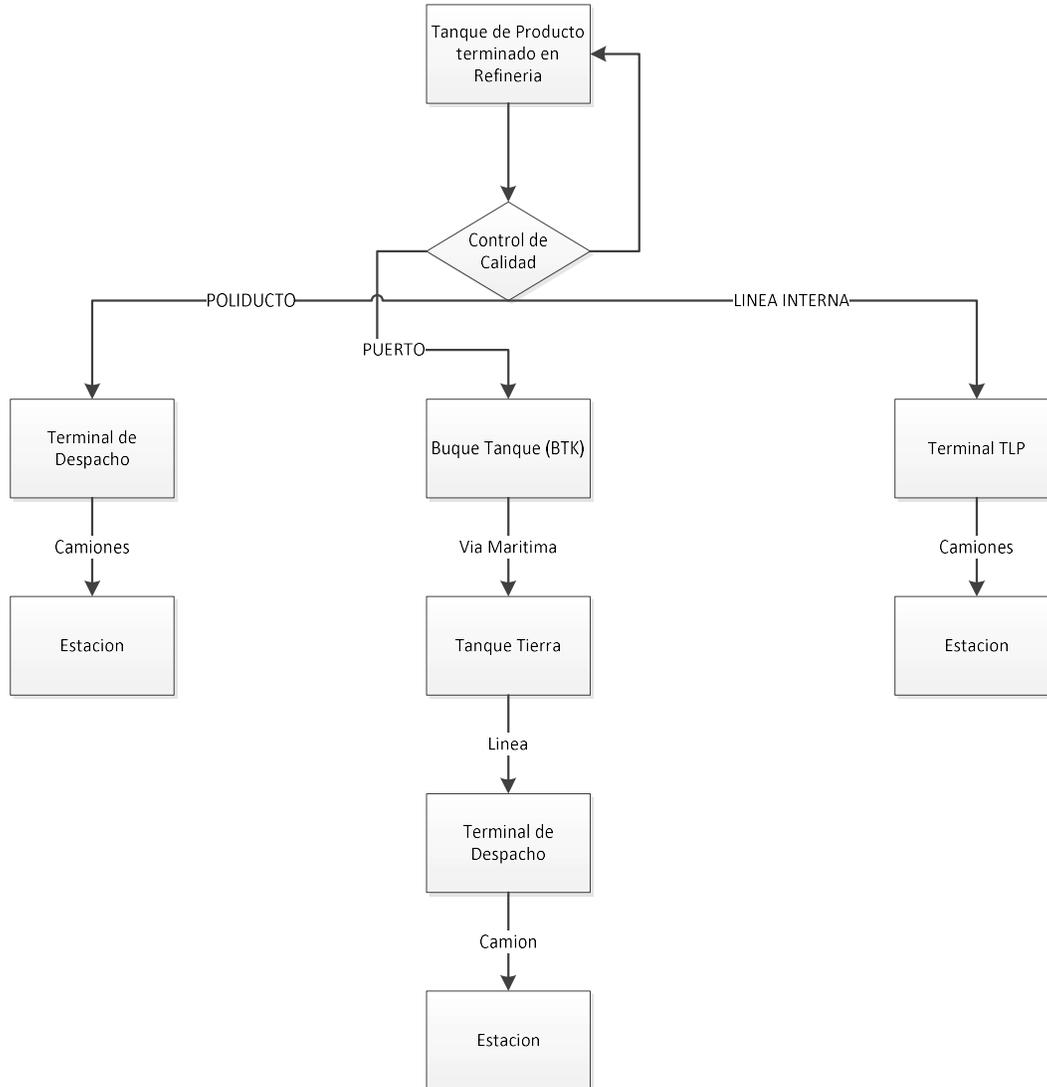
Costo de producción estimado de la Nafta

Si bien, la nafta producida en la unidad no se usa como producto final o parte de un blending se utiliza para alimentar a los Reformres de la refinería y la petroquímica, por lo que se evaluara su costo como una nafta virgen.

Logística

Se pueden nombrar las distintas logísticas existentes para este proceso; son transportados por poliducto, barcos y camiones, hasta su destino final de venta (estaciones de servicio, aeropuertos, etc.). A continuación se puede observar un esquema de los distintos canales que existen tanto para el Gasoil Grado 3 (este será el mismo que para el Gasoil Grado 2) como para el Jet A1.

Logística del Gasoil (tanto grado 2 como grado 3)



Canales de Comercialización y Distribución

Los canales de comercialización de YPF S.A. son los medios por los cuales pone a disposición del público general sus productos.

Dentro de los distintos canales para los distintos combustibles que posee YPF para nuestro producto se destacan para cuatro tipos:

ESTACIONES DE SERVICIOS

Las estaciones de servicios es el lugar físico donde los clientes obtienen el combustible. Actualmente el número de estaciones de servicio de la empresa YPF SA es alrededor de 1200, a su vez 400 de dichas estaciones ofrecen servicios full.

AGRO

YPF DIRECTO es el canal de venta integral de YPF, que a través de distintos centros emplazados en todo el país y de su red de distribuidores entrega su amplia oferta de insumos y servicios directamente al público. En un mismo lugar, el productor agropecuario o el empresario pyme encuentra todos los productos para desarrollar su actividad, más el soporte técnico y el asesoramiento necesario para solucionar sus necesidades.

TRANSPORTE

YPF permite a las empresas de transporte el control integrado de las cargas de combustible. Para cada unidad, se integran todos los abastecimientos de combustibles, tanto sean los realizados en sus propios patios de carga, como así también los efectuados en las estaciones de servicio de la red.

Suministro de combustibles, lubricantes y GLP

Control integrado de consumos en el patio y la ruta

Abastecimiento de urea líquida

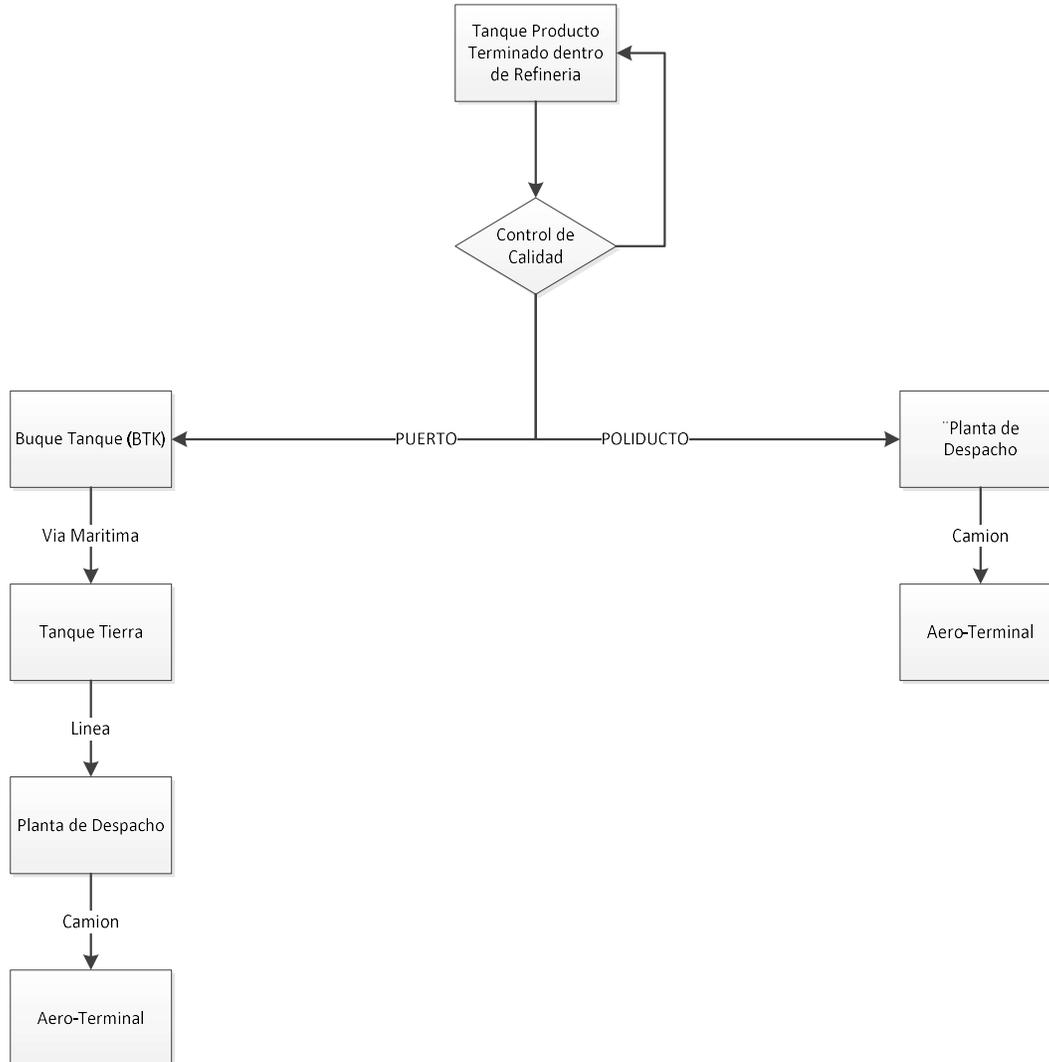
Logística de entrega en las instalaciones del cliente

PARADORES

Son predios iluminados, cercados y con seguridad que favorecen el ingreso y circulación de vehículos pesados. Cuentan con servicios varios a medida: combustibles, lubricantes, alimentación y aseo. Se encuentran ubicados en los corredores viales que acompañan el movimiento de las mercaderías a lo largo del país.

Razón Social	Dirección	Localidad	Provincia
Opessa Azul	RUTA NACIONAL 3 KM 299 (Descendente) Y CAMINO VIEJO A TANDIL	Azul	Buenos Aires
Opessa La Agraria	RUTA NACIONAL 7 KM 248 (Descendente)	La Agraria	Buenos Aires
La Caminera Sa	RUTA NACIONAL 2 KM 402.500 (Descendente)	Mar Del Plata	Buenos Aires
Opessa Br Zarate	RUTA NACIONAL 193 KM 3 (Descendente)	Zarate	Buenos Aires
El Cruce Sa	AV.ALVEAR 2399 Y RUTA 11 SN	Resistencia	Chaco
El Tenaz Srl	RUTA NACIONAL 3 KM 1389 (Ascendente)	Puerto Madryn	Chubut
Mica Sa	RUTA NACIONAL 3 KM 1443 (Ascendente)	Trelew	Chubut
La Cuarta Sa	AUTOPISTA CORDOBA (RUTA NACIONAL 9) KM 885 (Ascendente) Y VILLA MARIA	Pilar	Cordoba
Petrosurco Sa	RUTA PROVINCIAL 101 KM 2.500 (Ascendente) Y RUTA PROVINCIAL 102	Gral.Pico	La Pampa
Sucesion De Eloy Guerrero	RUTA NACIONAL 7 KM () Y CALLE GUTIERREZ	Alto Verde	Mendoza
Luis A Carrizo Y Cia Srl	RUTA NACIONAL 34 KM 1300 (Ascendente)	Rosario De La Frontera	Salta
Carletti Hermanos Srl	RUTA NACIONAL 7 KM 783.500 (Ascendente) Y RUTA NACIONAL 147	San Luis	San Luis
Opessa 15 De Diciembre (Fighiera Ascendente)	AUTOPISTA P E ARAMBURU KM 258 (Ascendente)	Fighiera	Santa Fe
Acceso Sur San Lorenzo Srl	RUTA PROVINCIAL AO12 KM (Ascendente) Y VIAS FCGB MITRE	San Lorenzo	Santa Fe
Full Service Srl	RUTA NACIONAL 9 KM 1285 (Ascendente)	Pacara Pintado	Tucuman

Logística del JET A1



Canales de comercialización y distribución del Jet-A1

Combustible exclusivamente para uso aeronáutico para aviones a turbinas.

Este producto es además el combustible para turbinas más usado en el mundo.

Servicio Granel.

Cuenta con una red de Distribuidores YPF Directo, con entrega a granel de JET A-1 y Avgas 100 LL en las instalaciones de los clientes.

En YPF Aviación se brinda una cobertura nacional de servicio de abastecimiento de aerocombustibles (JET A-1 y Avgas 100 LL) con presencia en 52 aeropuertos, posibilitando la comunicación aérea de las 23 provincias Argentinas más la ciudad autónoma de Buenos Aires. **(Ver Anexo 11)**

Estudio Técnico

Proceso

El proceso de hidrocracking es el proceso de conversión de gasóleos de alta densidad o de similar rango de destilación (productos pesados) en productos de ligero punto de ebullición y baja densidad (naftas, kerosenos, diesel, etc.).

Dentro de los procesos de hidrocracking se puede hacer una clasificación según la severidad del proceso (lo que también algunas bibliografías llaman profundidad del proceso), está se refiere a las condiciones de la operación.

Hidrocracking Suave		
Configuración del proceso	Una Etapa	Una o dos Etapas
Conversión [%P]	20 - 70	70 - 100
Temperatura [°C]	350 - 440	350 - 450
Presión de H₂ [bar]	30 - 70	100 - 200
Relación H₂/HC [Nm³/m³]	150 - 1000	1000 - 2000

Datos obtenidos de "Hidrocracking science and technology"

Consideraciones termodinámicas

Las reacciones de hidrocracking son exotérmicas sin modificación de volumen. Bajo presiones de hidrogeno, pueden considerarse todas como prácticamente completas (por debajo de los 500°C).

La exotermicidad, varía de acuerdo con las reacciones. Es del orden de 12 Kcal/mol o 0,55 Kcal/L N de hidrogeno consumido. Las reacciones de saturación son mucho más fuertemente exotérmicas que las demás (Cracking y endulzamiento). Su intervención en los procesos de hidrocracking aumenta sensiblemente la exotermicidad global.

Consideraciones cinéticas

Los trabajos relativos al hidrocracking son numerosos y corresponden a diferentes tipos de reactivos según las condiciones de tratamiento. El hidrocracking catalítico, se efectúa en contacto con catalizadores sólidos. Intervienen dos tipos diferentes de mecanismos según la naturaleza del catalizador:

- Catalizadores hidrogenantes de carácter no ácido (ej: sulfuro de Mo,W, entre otros), en este caso el hidrocracking conduce, esencialmente, a productos de bajo punto de ebullición, de naturaleza y de distribución parecida a los productos de cracking térmico, excepto que son saturados. La cantidad de producto gaseoso formada es importante y contiene, sobre todo, metano. La velocidad de reacción es algo superior a la del cracking térmico. Este tipo de hidrocracking fue el primero que se estudió.
- Catalizadores hidrogenantes de carácter ácido: estos catalizadores, de doble función comprende un componente hidrogenante (metales, Ni, Pt; óxidos o sulfuros de Ni, Co, W, Mo, entre otros), y un soporte de carácter ácido (silicio - alúmina, alúmina + halógeno, tamiz molecular). Son de la misma clase que catalizadores de reformado o de isomerización, pero con una proporción entre carácter ácido a hidrogenante que

puede variar. Con este tipo de catalizados, la ruptura del enlace C-C se efectúa después de un reajuste molecular y conduce a productos isomerizados. Las reacciones se efectúan según un mecanismo de radicales.

El cuadro muestra los resultados de los tres tipos de hidrocracking en los que se trataran las reacciones de hidrocracking sin catalizados, con catalizados no ácido y con catalizador ácido.

Catalizador	Sin catalizador	Catalizador no Acido 13%MoO ₃ 87% Al ₂ O ₃	Catalizador Acido 11% MoO ₃ 89% SiO ₂ -Al ₂ O ₃
Producto s: %en peso de la carga			
C4 y ligeros	4,1	4,3	13,9
gasolina (4,7% e eso en la carga)	17,9	19,9	49,5
Residuo	78,7	77,1	41,3
Coque		0,2	0,3
Relación I/N butano en los gases	0,29	0,33	0,94
Consumo de hidrogeno: porcentaje en peso de la carga	0,26	1,1	2,2
Propiedades de los productos			
Gasolina: densidad a 15°C	0,775	0,779	0,765
Residuo densidad a 15°C	0,903	0,881	0,869

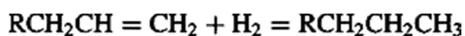
Datos obtenidos del "Handbook of Petroleum Processing"

Reacciones

Dehidrosulfuración: La alimentación se desulfura por la hidrogenación de los compuestos sulfonados que contienen los hidrocarburos generando sulfuro de hidrogeno (SH₂), este último se elimina de los efluentes del reactor mediante en la sección de separación y un posterior lavado con di etanol amina (DEA).

Deshidronitrificación: El nitrógeno es removido de los compuestos de la alimentación en forma de amoniaco. En comparación al resto de las reacciones el consumo de esta reacción es muy pequeño.

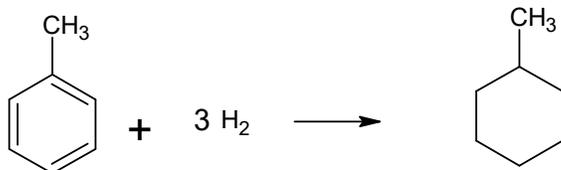
Saturación de Olefinas: La saturación o hidrogenación de olefinas (compuestos que poseen in-saturaciones) es una de las reacciones más rápidas y por lo tanto casi todas las olefinas son saturadas. Generalmente el contenido de olefinas de productos derivados por destilación es bajo pero para cargas provenientes de unidades de coquización, visbreaking o hidrocracking residual (H-Oil, etc) puede aportar una considerable cantidad de calor liberado en el reactor.



Olefin

Paraffin

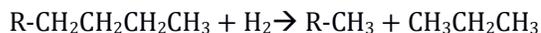
Saturación de aromáticos: Algunos de los compuestos aromáticos de la alimentación son saturados formando naftenos (ciclo alcanos). La saturación de estos compuestos representa una proporción significativa de la reacción, los consumos de hidrogeno dependiendo del tipo de compuesto aromático que está siendo saturado. A medida que aumenta la presión y disminuye la temperatura mayor el grado de saturación aromática.



AROMATIC

NAPHTHENE

Hidrocraqueo: El craqueo de moléculas grandes en moléculas de menor tamaño se produce en presencia de un catalizador que acelera la reacción y baja la energía de activación, por otro lado el craqueo en presencia de hidrogeno los radicales resultantes de la reacción y evita la formación de carbón (esto a la larga genera la desactivación del catalizador). El calor liberado desde el proceso contribuye sensiblemente a la cantidad total de calor liberado en la reacción. Un ejemplo de reacción de hidrocraqueo es:



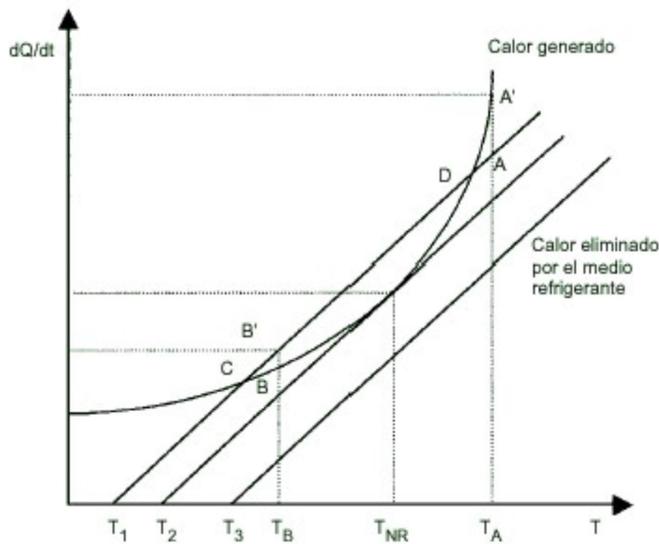
Reacción	Calores de reacción media (400°C) Kcal/mol
Cracking de:	
Parafinas	11 a 14
Naftenos	10 a 12
Aromáticos	10 a 11
Saturación de:	
Olefinas	27 a 31
Aromáticos	48 a 52
Deshidrosulfonacion	4 a 6
Deshidronitrificacion	6,5 a 8

Datos estudiados en el trabajo de la empresa EXXON "Hydrotreatment-and-Hydrocracking-of-Oil-Fractions"

Problema del disparo térmico o "run-away"

Una reacción fuera de control se produce cuando una reacción química se auto acelera más allá de la capacidad de regulación del sistema de control del reactor. Aunque pueden darse también otras circunstancias, el fenómeno del disparo o embalse térmico (más comúnmente conocido como run-away) tiene habitualmente un origen térmico: dado que la velocidad de reacción aumenta de forma del tipo exponencial con la temperatura (siguiendo una función de tipo Arrhenius), mientras que la eliminación de calor sólo

aumenta linealmente, a partir de una cierta temperatura la cantidad de calor generada es mayor que la cantidad de calor retirada por el sistema de refrigeración diseñado. En el caso de una mezcla de reacción, una temperatura elevada supone, además de la aceleración de la reacción principal, la posible aparición de reacciones no deseadas que no se producen en condiciones normales de proceso, tales como reacciones laterales o reacciones de descomposición de la mezcla de reacción. El concepto del run-away es de vital importancia ya que las reacciones dentro del reactor del hidrocracking se disparan térmicamente debido a la naturaleza de estas llevando al reactor a temperaturas peligrosas y comprometiendo la metalurgia y la estructura de este, para evitar que la temperatura llegue a límites peligrosos se inyecta en los lechos de catalizador una cantidad de hidrogeno frio para ajustar la temperatura y aumentar la cantidad de hidrogeno dentro del reactor y así favorecer a las reacciones; estas inyecciones se conocen como “quenchs”.

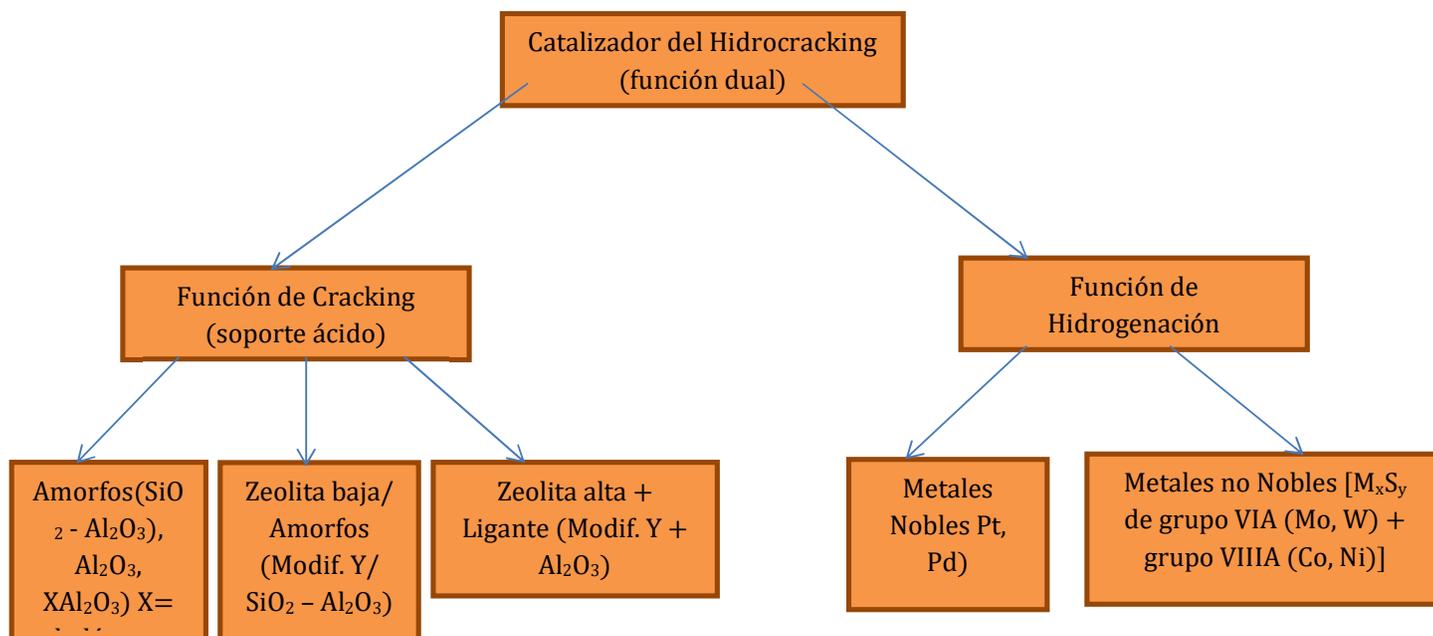


Gráfica de Semenov. Variación del calor generado en una reacción exotérmica según la temperatura

Selección del catalizador

Catalizadores

Como se mencionó anteriormente, los catalizadores de los hidrocracking poseen funciones duales. Los catalizadores de hidrocracking poseen funciones de craqueo y de hidrogenación.



Las funciones de craqueo se llevan a cabo gracias a un soporte ácido, mientras que la función de hidrogenación es promovida por metales. El soporte ácido consiste en óxidos amorfos (sílice alúmina), zeolita cristalina (mayormente modificando zeolitas Y), o una mezcla de zeolitas cristalinas y óxidos amorfos. Las reacciones de isomerización y de craqueo tienen lugar en el soporte ácido.

Los metales que proveen la función de hidrogenación, pueden ser metales nobles (paladio, Platino) o metales no nobles provenientes de grupo VIA (Molibdeno, Tungsteno), y del grupo VIIIA (Cobalto Níquel). Estos metales catalizan la hidrogenación de la alimentación haciéndolos más reactivos para craqueo y remoción de heteroátomos, así también reduciendo la tasa de coquización. También inician el craqueo formando un reactivo intermedio (olefina) mediante hidrogenación.

La relación entre la función del craqueo catalítico y la función de hidrogenación puede ser ajustada para optimizar la actividad y selectividad. La fuerza relativa de los diferentes componentes de hidrogenación y cracking en el catalizador del hidrocracking se demuestran a continuación:

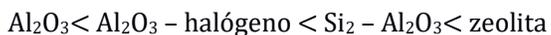
Fuerza de la función de Hidrogenación y Cracking en catálisis bifuncionales

Función de Hidrogenación:



Incremento en la actividad de hidrogenación (disminuyendo el S ambiental)

Función de Cracking:



Incremento en la actividad de cracking (acidez) 

Para que un catalizador de Hidrocracking sea efectivo, es importante que haya una rápida transferencia molecular entre los sitios ácidos y los sitios de hidrogenación en orden para no producir reacciones secundarias indeseables. La rápida transferencia molecular puede ser alcanzada teniendo los sitios de hidrogenación localizados en la proximidad de los sitios de craqueo.

Anterior a la formulación del catalizador del hidrocracking con zeolitas, una variedad de ácidos sólidos fueron usados como soportes de catálisis. Los ácidos sólidos más comunes usados fueron HF tratado, sílice alúmina amorfo y alúmina.

La acidez de los ácidos sólidos fue mejorada por la adición de pequeñas cantidades de halogenuros ácidos, tales como HF, NH_4F , BF_3 , SiF_4 .

Los catalizadores con soportes amorfos aún son usados comercialmente, primeramente donde maximizan la producción de destilados medios o conversión de mezclas de aceites lubricantes. Los catalizadores de Hidrocracking amorfo contiene primariamente sílice alúmina amorfo. Otros soportes amorfos encontrados son: sílice-magnesio, sílice-titanio, sílice-alúmina-titanio, titanio-alúmina, sílice-titanio-zirconia, sílice- alúmina dispersos en alúmina, alúmina-boro y otras mezcla de óxidos ácidos. Los catalizadores del Hidrocracking contienen óxidos inorgánicos fluorados como soportes. Los cloruros metálicos fundidos se utilizan como catalizador para el Hidrocracking en muchas patentes. Un Hidrocracking "suave" es aquel proceso que no tiene una conversión por paso del 100%, esto quiere decir que al final del proceso parte de la carga sin convertir es enviada a una unidad de FCC o recirculada. Los catalizadores usados para estos procesos tienen una composición similar al del catalizador de hidrotratamiento. Consisten en metales no nobles del grupo VI y VIII soportados en γ -alúmina. Los metales comúnmente utilizados son cobalto, níquel, molibdeno y tungsteno en forma de azufre.

Selección del catalizador

Gracias a toda la información referida a los catalizadores se seleccionara para la función de cracking un oxido amorfo de alúmina y silicio para el catalizador de pre-tratamiento, y para la sección del reactor de cracking propiamente dicho se seleccionara una zeolita (si bien no se tiene un precio gracias a la información brindada por Y-TEC se puede confirmar que el precio entre las zeolitas y los óxidos amorfos es mucho más elevado por el proceso de fabricación).

Por otro lado se seleccionara para el catalizador hidrogenante una combinación de Ni-Wo ya que se puede seleccionar un metal noble como catalizador, es muy caro y para el tipo de proceso es anti económico ya que no se utilizaría en su máximo potencial debido a que la carga de la unidad no posee una concentración de azufre y nitrógeno tan elevada (<1%P). Por esta razón (como podemos ver en el siguiente gráfico) se seleccionó el catalizador no noble que mejor trabaje para este tipo de procesos.

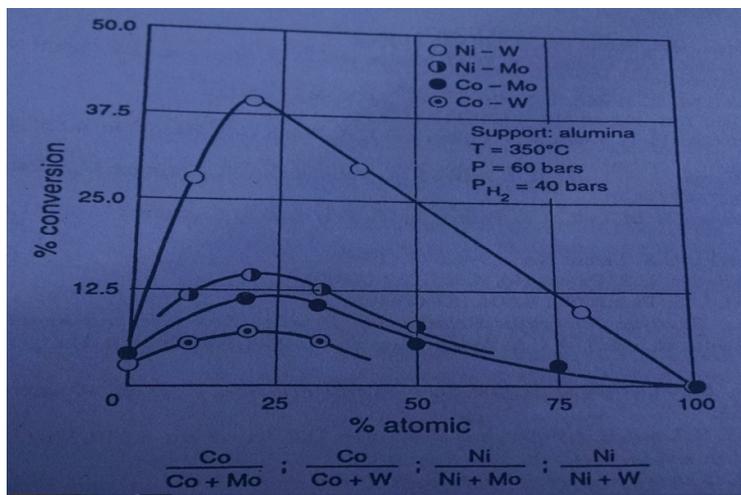


Gráfico tomado del libro "Hydrocracking science and technology"

La forma del catalizador será esférica, esto se debe a que es la opción más económica del mercado (información dada por el personal de procesos de YPF).

Configuración del proceso

Los procesos de hidrocracking tienen diversas formas de operar, de una etapa sin recirculación (once-through-mode), de una etapa con recirculación parcial o total; y de dos etapas. Cuando se menciona de 1 etapa en la configuración se tiene 2 reactores (uno que quita el azufre y el nitrógeno y otro que hidrocrackea) mientras que la configuración de 2 etapas posee 3 reactores en total. Como un dato adicional la tecnología patentada por H-Oil (hydrocarbonresearch and developmentcompany) posee 3 etapas, es decir 4 reactores. .

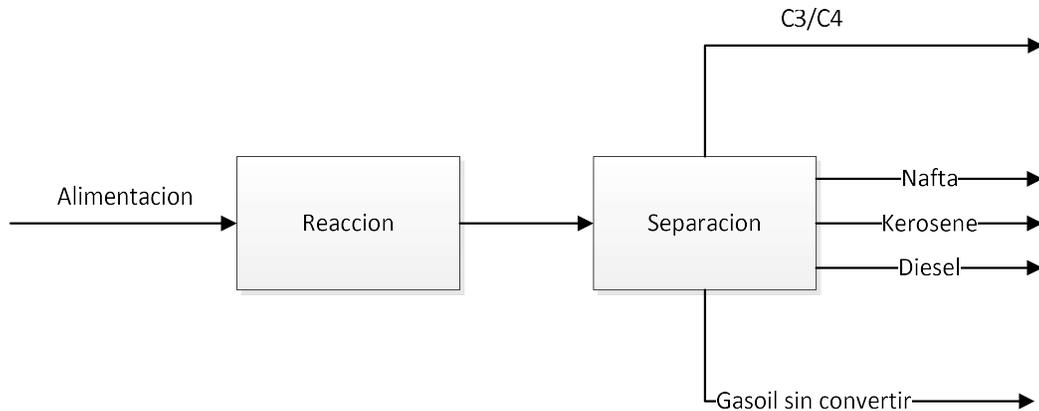
Características de los procesos industriales

Hidrocracking en una etapa

En este proceso la carga fresca, mezclada con el gas de recirculación, se precalienta por intercambio con el efluente del reactor y se lleva en el horno a la temperatura de reacción para introducirla en el reactor. Después de la conversión en el reactor, en donde se dispone el catalizador en lecho fijo, se enfría el efluente y el gas de recirculación se separa en un separador de alta presión. El producto se envía enseguida a la sección de fraccionamiento.

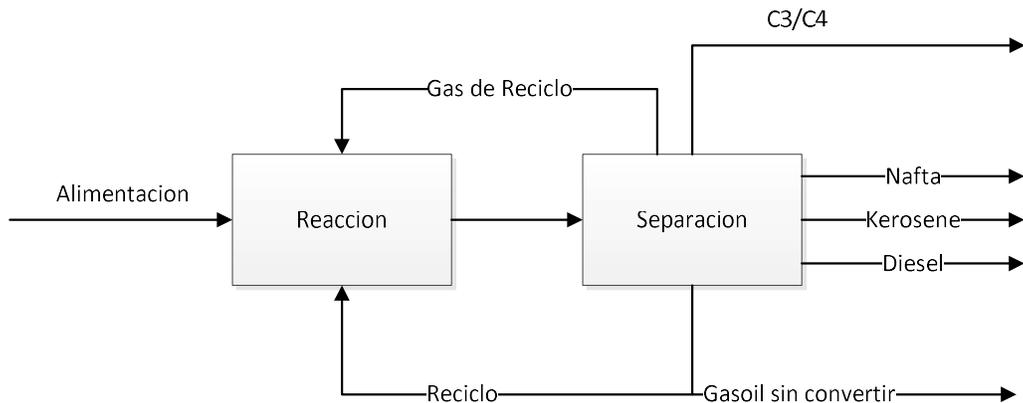
Este esquema tipo puede ser objeto de numerosas modificaciones, relativas, concretamente, a los puntos de inyección del gas de recirculación, del gas de aportación y del producto de recirculación, En el circuito de la carga fresca. El esquema de fraccionamiento solo es indicativo y susceptible de numerosos variantes o adiciones (adición de separador baja-presión, utilización de un despropanizador,etc).

La variante en una etapa se utiliza, sobre todo, cuando, a partir de un destilado pesado, se desea una cantidad máxima de destilados medios (gasoil, carburante para turbinas...) o cuando la carga fresca está exenta de impurezas susceptibles de envenenar el catalizador (nitrógeno, metales...) tal, por ejemplo, el caso del tratamiento de productos ligeros para obtener isopentano o isobutano, o el tratamiento de condensados de gas natural.



Hidrocraqueo en una etapa con recirculación parcial/total

Es una configuración idéntica a la anterior pero parte del producto sin convertir se devuelve a la alimentación del reactor, esto genera un aumento en la conversión global considerable pero también involucra un envenenamiento acelerado del catalizador y la acumulación de inertes en el sistema. Debido a esto otra opción es no recircular la totalidad del material sin convertir y enviar a la unidad de cracking catalítico de lecho fluido el resto.



Hidrocraqueo en dos etapas

En la siguiente figura se muestra una unidad del tipo en dos etapas con reunión de los efluentes de los dos reactores en un mismo separador de alta presión. Esta variante supone, pues, un circuito de recirculación común. El producto pesado del fondo de la columna de fraccionamiento se recircula al reactor de la segunda etapa.

El producto pesado del fondo de la columna de fraccionamiento se recircula al reactor de la segunda etapa. Una modificación aplicada particularmente al caso de la producción máxima de gasolina consiste en enviar el efluente líquido del separador de alta presión, de la primera etapa, a una columna de estabilización, y de allí, directamente, al circuito de la segunda etapa, sin pasar por el fraccionamiento.

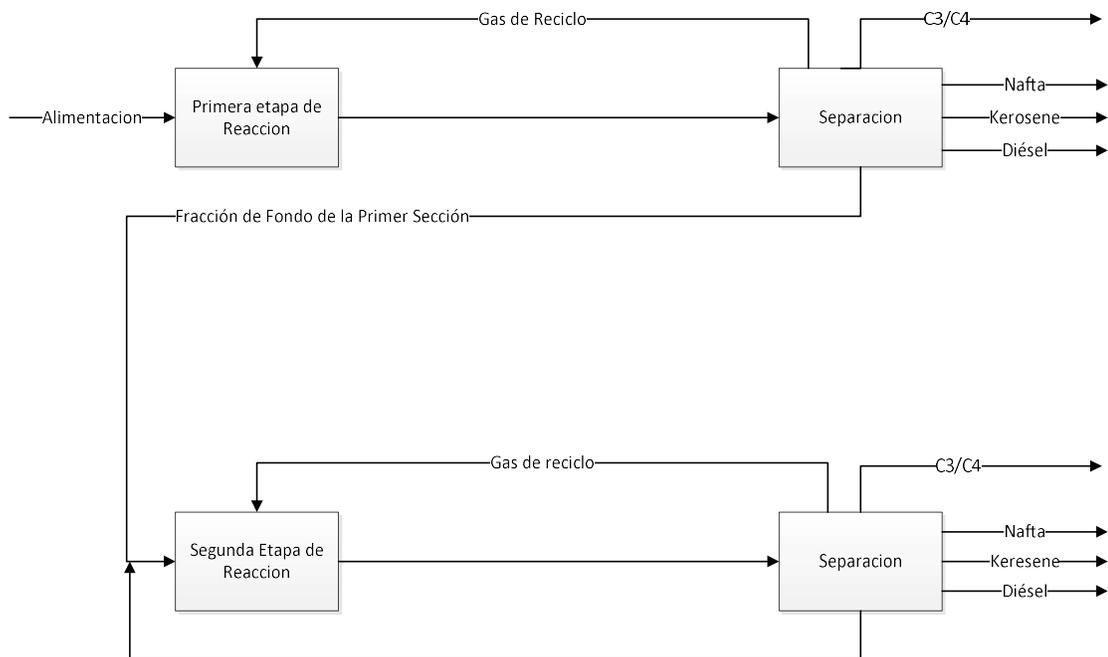
La principal ventaja de tratar separadamente el efluente del reactor de la primera etapa es evitar la presencia de H₂S, en la segunda etapa, así como en las columnas de fraccionamiento, lo que permitiría el empleo de materiales menos nobles en estas secciones: acero al carbono o aleaciones con bajo contenido en Cr y Mo, en lugar de aceros inoxidables lo que conduce a una economía en las inversiones.

Del mismo modo que en el caso del hidrocracking en una etapa, en estos esquemas pueden presentarse varias alternativas de construcción y operación. Así, en ciertos casos, el horno de la segunda etapa solo se utiliza para calentar el gas de aportación.

Los procesos de hidrocracking en dos etapas presentan sobre los de una, ventajas claras de flexibilidad y permiten orientar la producción hacia un máximo de destilados medios, de keroseno, o de gasolina.

La primera etapa trabaja, esencialmente, desulfurando, desnitrificando. El hidrocracking está limitado en ella a un bloque más o menos importante de la acidez del catalizador, por los derivados nitrogenados. A pesar de que los propietarios de licencia han publicado poca información sobre este asunto, la bibliografía y las patentes parecen indicar la utilización de dos catalizadores diferentes.

Para la primera etapa se utiliza un catalizador menos activo para el cracking, pero más resistente al envenenamiento y con una actividad desnitrificante elevada. En la segunda etapa se utiliza, por el contrario, un catalizador más activo, que permite alcanzar elevadas conversiones. Es mucho más sensible al envenenarse, pero, únicamente, opera con los productos de recirculación o con los que salen de la primera etapa ya purificados.



Patentes vigentes

Dentro de todas las patentes que se pueden utilizar para el proceso de hidrocracking se encuentran las siguientes.

Proceso	Compañía
Isomax	EstandarOil Co (calif) y UOP
Unicracking	Union Oil Co. Y Esso Research and Engineering Co
H-G	Gulf Oil Co y Houdry Process
Ultracracking	Estándar Oil Co (indiana)
H-Oil	HidrocarbonResearchInc
Shell	Shell Development Co
IFP	BadischeAnilin und Soda Fabrik, y insitutFrancaisPetrole

Datos obtenidos de "Hydrocracking science and technology"

Dentro de estas tecnologías se hace una pre-selección de aquellas que maximizan los productos deseados, poseen configuraciones de proceso posibles de llevar a cabo en el espacio disponible y para la cantidad de carga disponible.

Cargas	Gasoil de Vacío	Gasoil de Vacío	Gasoil de Vacío	Gasoil de Coque	Gasoil de Coque	Gasoil de Vacío
Productos	GOL 176/344 °C	GOL 260/344 °C	GOL 205/344°C	GOL	GOL y Gasolina	GOL
Rendimiento %V/Carga	82,5	***	47 por paso / 77	***	51,9	59,6 por paso / 86,5
			61			68,7
Conversión	50-70	35-40	***	80	***	70
Densidad API	38,1	37,2	37,5	31	39,2	40
Peso Específico	0,834	0,839	0,837	0,871	0,829	0,825
Nitrogeno [ppm]	***	***	****	4	***	0
Azufre [%P]	0,0001	0,0001	***	0,003	0,0004	0,04
IC	63,5	67,5	65	***	***	59,5
N° Cetano	57	***	***	56	52,5	***
Tecnología	Isomax 1 Etapa (R)	Isomax 1 Etapa	Isomax 2 Etapas	Unicracking 2 Estapas	Unicracking 2 Estapas	I.F.P 1 Etapa

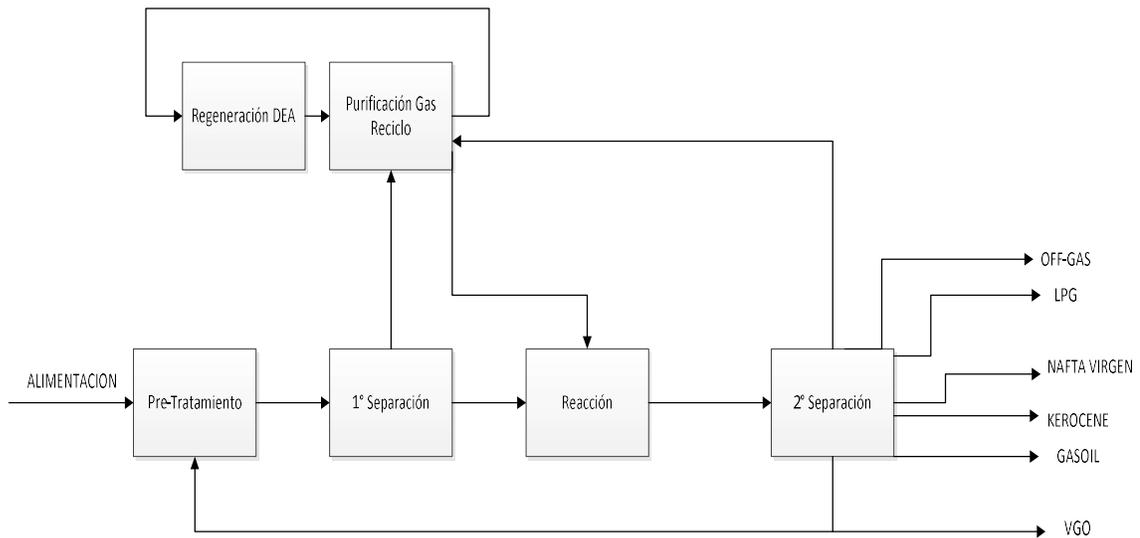
Datos obtenidos de "Hydrocracking science and technology"

Selección de la configuración y tecnología

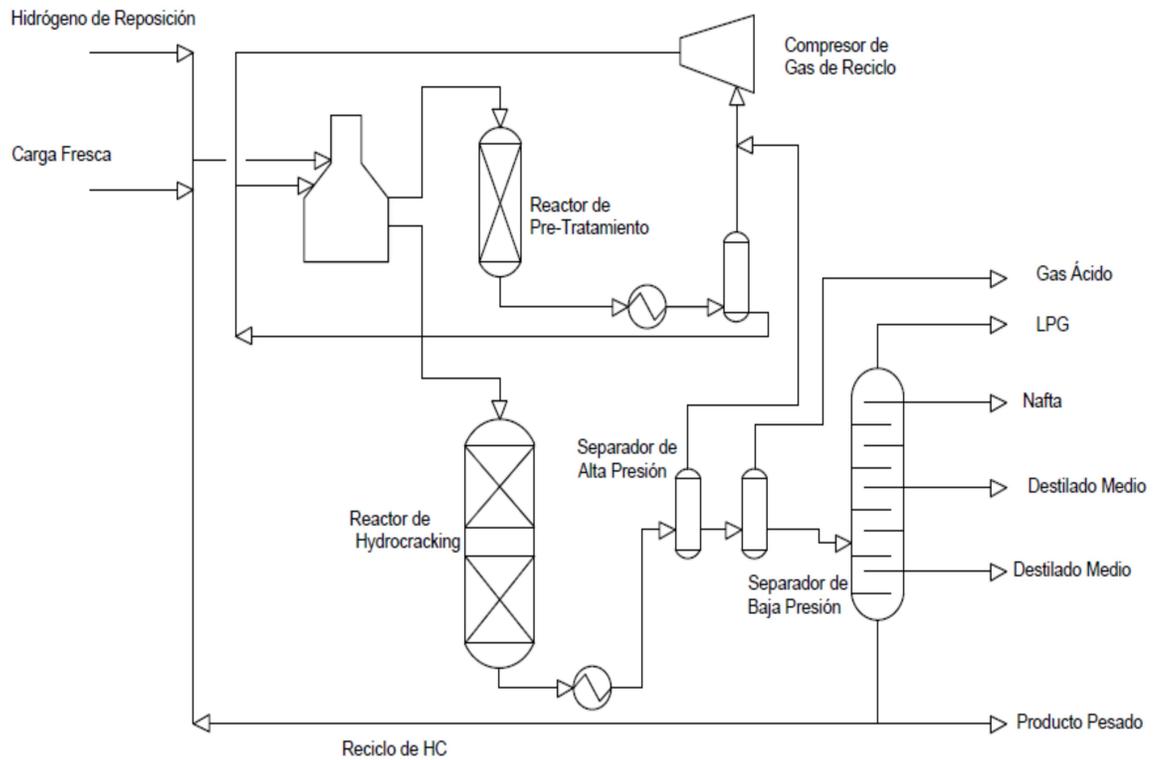
Debido a la cantidad de carga disponible y los productos a optimizar se decidió por utilizar un arreglo de una etapa con recirculación.

Debido a la disponibilidad de nuevas tecnologías se utilizara 1 reactor de pre-tratamiento de la carga (donde solo se favorecerá la reacción de eliminación de sulfhídrico) y 1 reactor de craqueo.

La carga al provenir de procesos continuos y los productos ya poseen tanques de almacenamiento no se necesitara la construcción de tanques, solamente se utilizara una bomba de carga a proceso y un acumulador de carga para poder realizar un paro de emergencia por falta de alimentación.



Para la selección de la tecnología debido a su rendimiento en su configuración y la calidad de sus productos se optó por la patente “Isomax” brindada por EstandarOil CO. La configuración de la unidad será una configuración conocida como “Isocraquer”.



Configuración sacada de folleto provisto por la empresa TOPSOE del congreso de Refinación IAPG 2015.

Determinación de la capacidad de procesamiento de planta y programa de producción

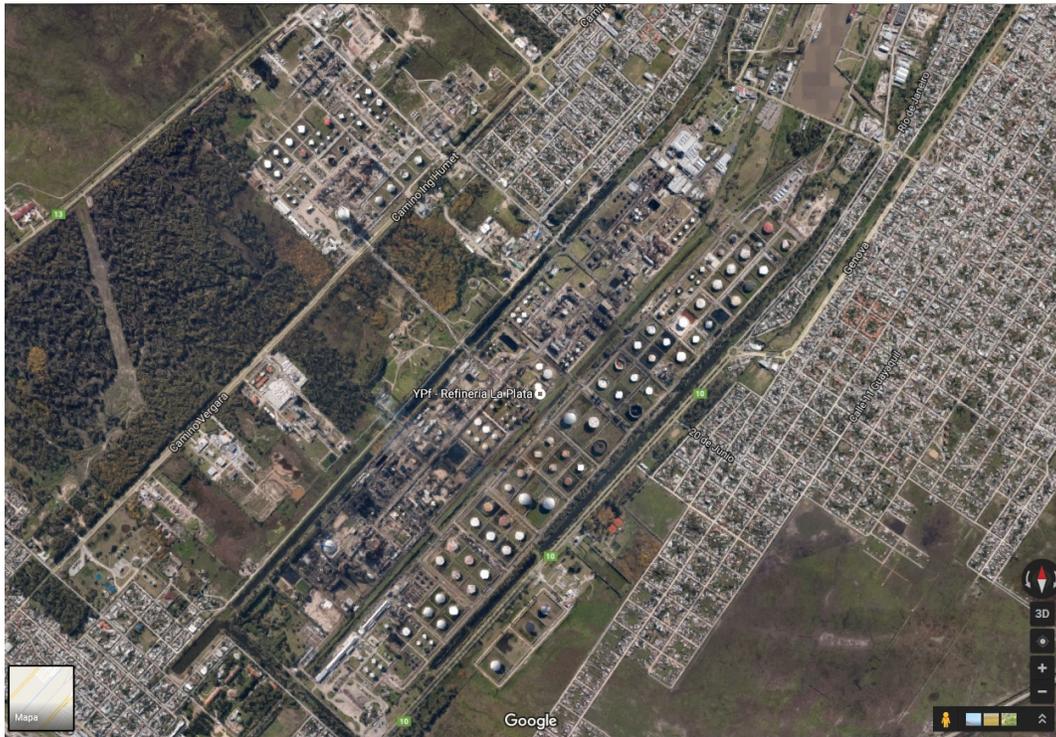
Capacidad de planta

Para poder determinar la capacidad óptima de la planta y así poder determinar la superficie del terreno necesario para poder instalarla, se debe tener en cuenta los caudales de alimentación y de productos (así como otros fluidos de procesos). Podemos definir que la carga disponible en la refinería es de $80\text{m}^3/\text{h}$ en total; teniendo en cuenta esto estimaremos una capacidad máxima de $100\text{ m}^3/\text{h}$ de carga. En estas condiciones se cuenta con un total de $14342\text{bbl}/\text{día}$, o $4302600\text{ bbl}/\text{año}$ de carga procesada; para dicha carga y la ya mencionada configuración de proceso la bibliografía indica un terreno recomendado de 10000m^2 de superficie mínima.

Localización de la planta (Macro-localización)

La ubicación de la planta de hidrocracking será en los predios de la Refinería La Plata propiedad de la empresa YPF S.A. Esto se debe a que este proyecto está diseñado para producir una mejora en la conversión de la Refinería La Plata.

Al ubicarlo dentro del predio de la refinería se reducirán los costos de transporte de materias primas y productos terminados. Dentro de dicho predio se dispone de cuatro ubicaciones posibles.



Localización (Micro-localización)

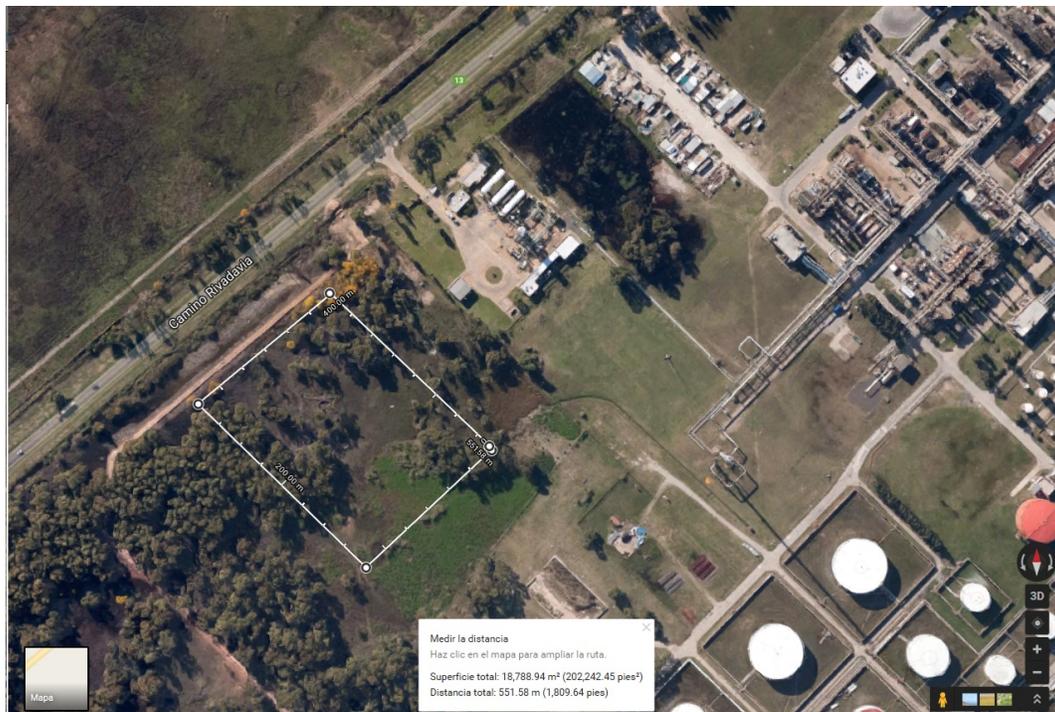
Opciones de localización

1 - Una de ellas está en el predio de petroquímica del lado de la calle 32.

*Las ventajas de este terreno, son la mayor cantidad de m², la cercanía de la zona industrial en petroquímica con disponibilidad de vapor, electricidad, agua y demás insumos industriales.

*La desventaja es que al estar tan lejos de refinería, se necesitarían colocar tanques para la carga, para el JP y para el gasoil.

*(Superficie de 18.789m²)



2- Otra opción se encuentra dentro del predio de petroquímica aproximadamente a la altura de la calle 43 (camino Vergara) del lado de ensenada.

*La única ventaja que posee es que esta cerca de la chimenea de emergencia y del CCR.

*Posee varias desventajas, tales como; no posee tendido eléctrico, queda lejos del polo industrial, es el predio más chico dentro de las cuatro posibilidades, y se encuentra lejos de los insumos industriales.

*(Superficie de 10.334m²)



3 - La siguiente opción se encuentra dentro del predio de refinería.

Las ventajas son que se encuentra cerca de los insumos, cerca de la chimenea de emergencia. (Superficie 11.481m²)



*Desventaja en común de las 3 ubicaciones anteriores: en caso de emergencia no se tiene brigada de bomberos en las cercanías.

4 - La última opción, es donde se localizaba la antigua unidad de coque "A" que fue destruida en el incendio del 2 de abril.

*Como ventajas, la planta estaría integrada al sistema industrial (disponibilidad de electricidad, vapor, materia prima, entre otros).

*No será necesaria la construcción de nuevos tanques de almacenamiento.

*Se tiene, en caso de siniestro, la brigada de bomberos de refinería.

*(Superficie 11986m²)



Debido a todo lo visto de las 4 posibles localizaciones seleccionamos la más conveniente desde el punto de vista técnico-económico como la opción 4 debido a las ventajas que posee.

Disponibilidad de materiales e instalaciones

Cantidad y calidad de Carga

Ya con la selección del predio (opcion4), se puede estudiar la disponibilidad de los materiales e instalación. En el siguiente cuadro se observa la cantidad de carga disponible para el proceso.

Producción de posibles cargas		
Tipo	Cantidad	Unidad
GOP Topping 4	11	m ³ /h
GOP Topping D	22	m ³ /h
GOP Topping C	32	m ³ /h
GOL Vacío Lubricantes	5	m ³ /h
GOL Vacío B	10	m ³ /h
Total	80	m³/h
	71256,0	Kg/h
	1710144,0	Kg/día
	14342,0	bbl/día
	26008,4	Ton/año
	218117,2	bbl/año

Datos obtenidos de jefatura de turno CILP

Análisis	Norma	Unidad	Dato
Densidad	ASTM D1298/4052	g/cm ³	0,8907
		Kg/m ³	890,7
Punto de Alinea	ASTM D611	°C	73,2
Azufre	ASTM D2622	%P	0,2201
Nitrógeno	ASTM D4629	ppm	816,9
Inflamación	ASTM D93	°C	<100
1	D1160	°C	197,6
5%	D1160	°C	285,3
10%	D1160	°C	330,1
50%	D1160	°C	427,6
90%	D1160	°C	471,7
95%	D1160	°C	488,7
98,5	D1160	°C	505,7

Datos obtenidos por el laboratorio de control de calidad CILP

Como se vio anteriormente existe un sobrante de hidrogeno en la refinería la plata. Mediante un balance de masas de hidrogeno podemos saber la cantidad de hidrogeno disponible.

Consumos específicos

Se incluirán los gastos correspondientes a los consumos de servicios, catalizadores, mano de obra y mantenimiento.

Varían de acuerdo a la naturaleza de la operación (máximo de gasolina o de destilado medio) y de la naturaleza de la carga.

Por regla general son más elevados cuanto más severa es la operación.

En cuanto más exotérmica sea la reacción, el suministro de calor a la sección reactiva es reducido, no siendo importante más que durante el periodo de iniciación y de puesta en marcha de la unidad. El principal consumo de calor (vapor o fuel) se lleva a cabo en la sección de fraccionamiento de los productos, dependiendo el consumo de la naturaleza e importancia del fraccionamiento utilizado.

El principal apartado de consumo eléctrico es el de los compresores (compresor de Hidrógeno de aportación y de los gases de recirculación), siendo menor en el caso de tratamiento de los productos ligeros que de los pesados.

El siguiente cuadro indica los consumos medios que en la bibliografía se asignan para la producción máxima de gasolinas que pueden utilizarse, sin una modificación sustancial, en el caso de los destilados medios.

CONSUMO DE SERVICIOS: Hidrocracking de Gasoil de Vacío (Reacción y Fraccionamiento)	
SERVICIOS POR m³ de CARGA	
Combustible, [kcal/m³]	350.000-500.000
Electricidad, [KWh/m³]	75-100
Vapor, [Kg/m³]	25-50
Agua de refrigeración, [m³/m³]	12 a 25
CATALIZADOR [Kg/m³]	0,125-350
MANO DE OBRA	2-3 hombres por turno
MANTENIMIENTO	4% inversión anual

Datos tomados del libro P. Wulshier y del Tecnología y margen de refino del petróleo.

Servicios Auxiliares

Agua de Enfriamiento: el agua de enfriamiento se proveerá desde la red que posee la refinería, esta agua es diariamente analizada por el personal del laboratorio central para garantizar la calidad necesaria. A continuación se hacen mención las capacidades del sistema. (**Ver Anexo 12**)

Vapor: el vapor es un fluido de proceso importante tanto para el calentamiento como para los procesos de agotamiento o stripping, para el condicionamiento de cortes laterales provenientes de las columnas fraccionadoras. A continuación se hace una referencia del sistema de vapor de la refinería. (**Ver Anexo 13**)

Electricidad: La Refinería La Plata cuenta con una alimentación principal de energía eléctrica en el nivel de 132 KV, a través de las siguientes fuentes:

- Línea 600, desde subestación La Plata.
- Línea 601 proveniente de la S.E. Dique.
- Cable subterráneo proveniente de LPC.

Además de la alimentación en el nivel de 132 KV, también cuenta con una alimentación secundaria en el nivel de 13,2 KV suministrada por EDELAP desde la S.E. Dique. La alimentación en el nivel de 132 KV ingresa a la Refinería a través de la S.E. 193, cuya operación en el nivel de 132 KV le corresponde a EDELAP. Esta S.E. cuenta con tres transformadores:

- TR1 y TR2: 63 MVA.
- TR3: 90 MVA.

Los tres transformadores reducen la tensión del nivel de 132 KV al de 33 KV, alimentando así a la sección de 33 KV de la S.E. 193, la cual es operada por el personal de Energía de la Refinería. El sistema de 33 KV de la S.E. 193 cuenta con tres barras vinculadas por dos limitadores de corriente (Is-limiter). De estas barras surgen los siguientes alimentadores al sistema de distribución de 33 KV:

Gracias a la nueva subestación eléctrica instalada cerca de la unidad de cracking catalítico "A" el sistema eléctrico está más holgado lo cual permite la conexión a la subestación ubicada en cerca de la unidad de topping "C".

Aire: el aire se utiliza principalmente para instrumentos y equipos de campo.

GENERACIÓN DE AIRE COMPRIMIDO 15.000 NM³/H.

DEMANDA ACTUAL: 11.500 – 12.500 NM³/H.

Efluentes

Los efluentes del proceso también reciben un tratamiento para poder darle su disposición final; veremos que efluentes obtenemos, que características tienen y como se le dará tratamiento.

Tipo	Corriente	Destino
SH ₂	Hidrogeno del separador de Alta	Tratamiento con DEA
NH ₃	Hidrogeno del separador de Alta	Planta de Aguas Acidas
Aguas Res.	Acumulador del condensador de la fraccionadora	Planta de Aguas Acidas

El agua inyectada para eliminar el amoniaco es enviada a la planta de tratamiento de aguas acidas. La DEA agotada es regenerada en un stripper con vapor mientras que el gas rico en SH₂ es enviado a la unidad de CLAUS donde se lo reducirá hasta azufre elemental.

Balances de Masa

Balance de Hidrogeno

Generación de Hidrogeno capacidad total			
Planta	Cantidad (Nm ³ /h)	Tipo	
Platforming	10000	90%	
Isomerización	2000	82%	
CCR	21000	Puro (98%)	
	11000	Impuro (85%)	
Total	44000	-	
Consumo de hidrogeno		26900	Nm ³ /h
Sobrante de hidrogeno total		17100	Nm ³ /h

Consumos de Hidrogeno make up		
Planta	Cantidad	Unidad
HTNC	6000	Nm ³ H ₂ /h
Platforming	1200	Nm ³ H ₂ /h
HTA	1500	Nm ³ H ₂ /h
HTG	7000	Nm ³ H ₂ /h
HTG B	10000	Nm ³ H ₂ /h
HTNF	1200	Nm ³ H ₂ /h
Total	26900	Nm ³ H ₂ /h

Datos provistos por la gerencia de producción de YPF SA.

Este balance será de la refinería en general y se considerara que el hidrogeno que se utilizara en el hidrocracking es el sobrante total.

Las unidades de HTG B y HTNF consumen solamente hidrogeno "puro" proveniente de la unidad CCR.

Acumulación = Entrada - Salida + Generación - Consumo

$$\text{Entrada} = \text{Salida} = 0$$

$$\text{Acumulación} = \text{Generación} - \text{Consumo} = 0$$

Se debe diferenciar la generación y consumo de hidrogeno puro e impuro:

$$\text{Acumulación total} = \text{Acumulación de H}_2 \text{ Puro (P)} + \text{Acumulación de H}_2 \text{ Impuro (I)}$$

Una vez que se tiene estas acumulaciones se puede calcular la fracción (pureza) del hidrogeno restante o disponible:

$$X_{\text{H}_2\text{T}} \text{ T} = X_{\text{H}_2\text{P}} \text{ P} + X_{\text{H}_2\text{I}} \text{ I}$$

$$X_{\text{H}_2\text{T}} = (X_{\text{H}_2\text{P}} \text{ P} + X_{\text{H}_2\text{I}} \text{ I}) / \text{T}$$

Compuesto	H ₂ Impuro	H ₂ Puro
HIDROGENO - %V.	87,1	98,5
METANO - %V.	6,8	1,5
ETANO - %V.	3	0
PROPANO - %V.	1,2	0
PROPILENO - %V.	0	0
ISO BUTANO - %V.	0	0
NORMAL BUTANO - %V.	0	0
BUTENO 1 - %V.	0	0
ISO BUTENO - %V.	0	0
TRANS BUTENO - %V.	0	0
CIS BUTENO - %V.	0	0
ISO PENTANO - %V.	0	0
NORMAL PENTANO - %V.	0	0
SUPERIORES - %V.	0	0
SULFHIDRICO - %V.	0	0
NITROGENO - %V.	2	0
OXIGENO - %V.	0	0
ETILENO - %V.	0	0
BUTADIENO 1,3 - %V.	0	0
TOTAL - %V	100	100

Datos del laboratorio CIE - YPS SA

Generación	H ₂ IMPURO			H ₂ PURO		
		23000			21000	
Consumo	15700			11200		
Sobrante	7300			9800		
	Nm ³ /h	Kg/h	x (p)	Nm ³ /h	Kg/h	x (p)
H ₂	6358,3	535,8	0,4	9653,0	813,5	0,9
C ₁	496,4	334,7	0,2	147,0	99,1	0,1
C ₂	219	276,8	0,2	0,0	0,0	0,0
C ₃	87,6	162,4	0,1	0,0	0,0	0,0
N ₂	146	172,2	0,1	0,0	0,0	0,0
TOTAL	7307,3	1481,96183	1	9800	912,568997	1
	Kg/h	Nm ³ /h				
H ₂	1349	16011,3				
C ₁	434	643,4				
C ₂	277	219				
C ₃	162	87,6				
N ₂	172	146				
TOTAL	2395	17107				

Una vez que se calculó la pureza del hidrogeno de make up, se define por diseño las concentraciones del gas de reciclo.

Las cantidades de SH₂ en el gas de reciclo que sale del compresor alimentado por la corriente de salida de la torre absolvedora son mínimas por lo cual se pueden despreciar. Se puede suponer que el NH₃ es eliminado completamente mediante la inyección de agua. Se tomara para los cálculos una conversión por paso del 60% (los datos según la bibliografía de conversión son entre 50 y 70%), esto se debe a que la conversión 30% aproximadamente pero debido a que el reactor posee un reciclo propio la conversión por paso para el balance general es del 60%.

Rendimientos %P para unidad de 1 etapa con reciclo			
Producto	Información	%P/P	%P/P (Sin NL)
SH ₂	***	0,29	0,29
NH ₃	***	0,12	0,12
C ₁	***	0,17	0,17
C ₂	***	0,25	0,25
C ₃	***	0,9	0,9
IC ₄	***	1,6	1,6
nC ₄	***	1,3	1,3
C ₄ Total	***	2,9	2,9
Nafta liviana	C5-85°C	6,2	0
Nafta Pesada	85-150°C	22,7	24,8
Kerosene	150-260°C	36,1	38,2
Diésel	260-380°C	27,69	29,7

Rendimientos tomados del libro "Hidrocracking science and technology"

Especificaciones de diseño

A continuación se dará las especificaciones de los productos obtenidos, estos son especificados por diseño y gracias a la experiencia de los profesionales consultados sobre el tema.

Producto		Diesel	
Análisis	Norma	Resultado	Unidad
Densidad	<u>ASTM D1298/4052</u>	0,841	gr/cm ³
Azufre	<u>ASTM D5453</u>	7	mg/Kg
Nitrogeno	<u>ASTM D4629</u>	5	mg/Kg
PI	<u>ASTM D86</u>	214,8	°C
10%V	<u>ASTM D86</u>	247	°C
50%V	<u>ASTM D86</u>	283,2	°C
90%V	<u>ASTM D86</u>	337,9	°C
95%V	<u>ASTM D86</u>	353,4	°C
PF	<u>ASTM D86</u>	370,9	°C
Ind Cetano 2V	<u>ASTM D876</u>	53,4	-
Pto. Enturbia.	<u>ASTM D2500/5771</u>	-6	°C

Producto		Kerosene	
Análisis	Norma	Resultado	Unidad
Densidad	<u>ASTM D1298/4052</u>	0,8055	gr/cm3
Azufre	<u>ASTM D5453</u>	1	mg/Kg
Pto Inflama.	<u>ASTM D56/ IP170</u>	50	°C
PI	<u>ASTM D86</u>	156,6	°C
10%V	<u>ASTM D86</u>	174,6	°C
50%V	<u>ASTM D86</u>	198	°C
90%V	<u>ASTM D86</u>	220,3	°C
95%V	<u>ASTM D86</u>	227,3	°C
PF	<u>ASTM D86</u>	238,4	°C
Ind Cetano 2V	<u>ASTM D876</u>	43	-
Congelación	<u>ASTM D2386</u>	-65	°C

Producto		Nafta Virgen	
Análisis	Norma	Resultado	Unidad
Densidad	<u>ASTM D1298/4052</u>	0,7515	gr/cm3
Azufre	<u>ASTM D5453</u>	1	mg/Kg
Bromo lmd	<u>ASTM D1159</u>	69	mg/100g
PI	<u>ASTM D86</u>	86,7	°C
10%V	<u>ASTM D86</u>	119,3	°C
50%V	<u>ASTM D86</u>	133	°C
90%V	<u>ASTM D86</u>	151,6	°C
95%V	<u>ASTM D86</u>	159,1	°C
PF	<u>ASTM D86</u>	168,7	°C

Producto		C3/C4	
Análisis	Norma	Resultado	Unidad
Composición	-	100	%V
H ₂	-	0	%V
C ₁	-	0	%V
C ₂	-	1,5	%V
C ₃	-	20	%V
IC ₄	-	41,5	%V
nC ₄	-	36	%V
C ₅ y Sup	-	1	%V

Producto		Off-Gas	
Análisis	Norma	Resultado	Unidad
Composición	-	100	%V
H ₂	-	65	%V
C ₁	-	25	%V
C ₂	-	8,3	%V
C ₃	-	1	%V
IC ₄	-	0,4	%V
nC ₄	-	0,3	%V
C ₅ y Sup	-	0	%V

Balance de Masas General

Con los datos anteriores y rendimientos se realiza un balance de masas general (Ver Anexo 3).

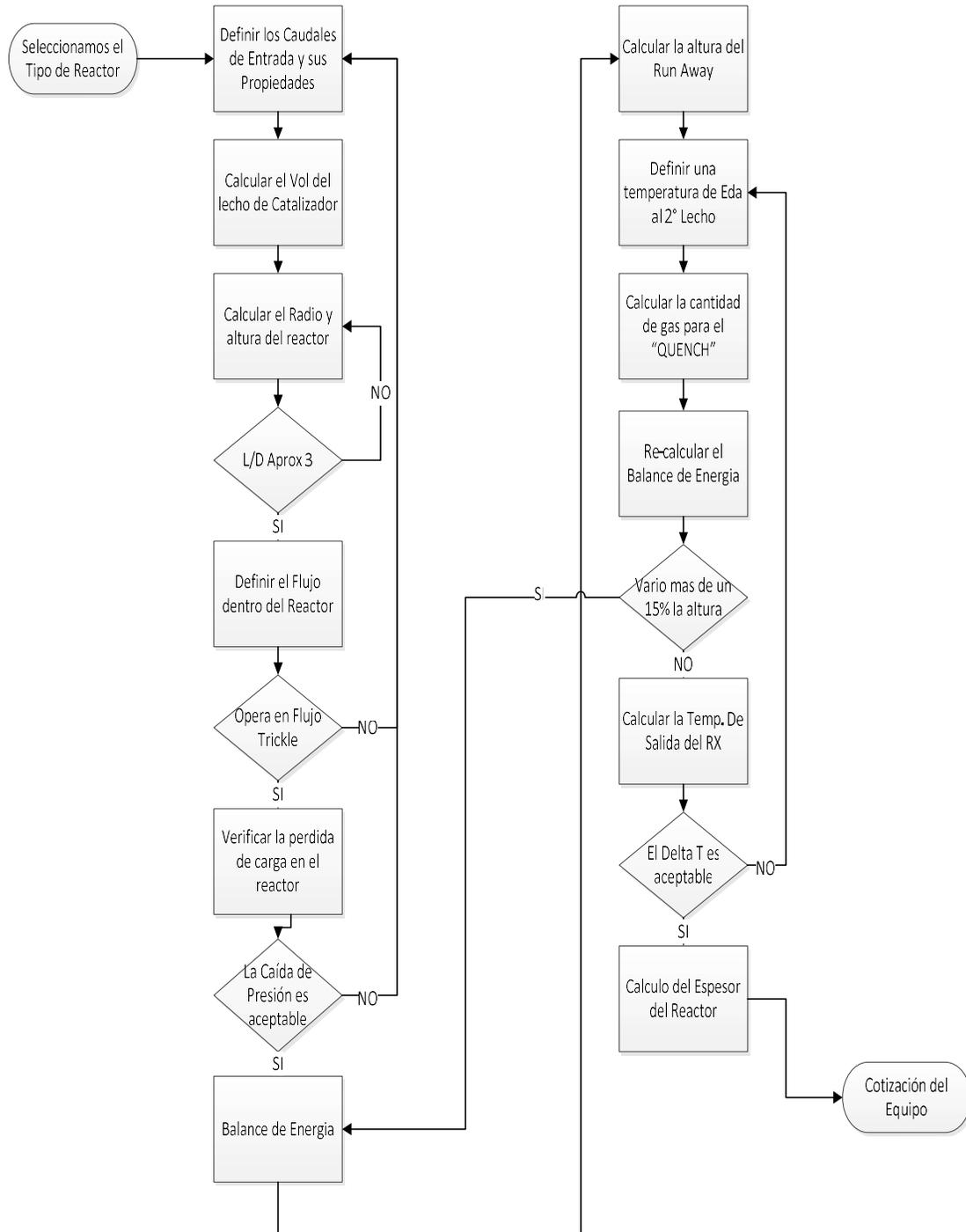
Producción		
Nafta Pesada	16,9	%P
Kerocene	24,9	%P
Gasoil	19,3	%P
LPG	1,5	%P
VGO	40,3	%P
Recirculación	35,3	%P
a FCC	5,00	%P
Conversión		
Conversión Total VGO	95	%P
Conversión Paso VGO	60	%P
B. Global		
Entrada	86354	Kg/h
Salida	85315	Kg/h
Diferencia	1039	Kg/h
%Dif.	1,22	%
Se asume el 1,2 % de diferencia como perdidas		

Se seleccionó recircular esa cantidad y trabajar en una relación de H₂/HC relativamente baja para llegar a tener una conversión superior a los 92%; no obstante queda resaltar que si se trabaja con una conversión inferior o mayor cantidad de hidrogeno, la relación ya mencionada aumentara lo cual dará mejores rendimientos y productos más desulfurados. Sin embargo con esta relación y conversión para los objetivos propuestos en este estudio serán suficientes.

Diseño de Equipos

Diseño del reactor R-7002

Para este proyecto primero se realizara el diseño del reactor principal, y luego en base a este reactor se diseñara el de pre-tratamiento. El diseño del reactor se realizó con la siguiente metodología:



Primero se tomaran los datos del catalizador utilizados para el reactor y los datos de las corrientes que ingresarán a la presión y temperatura correspondiente a la operación del reactor, estos últimos son tomados de simulaciones de procesos (**Ver anexo 15**)

Reactor Principal		
Condiciones de Operación		
P	100	Kg/cm ²
WATB	400	°C

(Se define la WATB como la temperatura media efectiva promedio del lecho, esta varía su forma de calcularse dependiendo del tecnólogo y de su tecnología)

Caract. Del Catalizador (Zeolita) TK-925		
Densidad	1060	kg/m ³
Área Superficial	850	m ² /g
Diámetro de partícula (d)	3	mm
Porosidad partícula (ε _p)	0,8	-
Porosidad lecho (ε _i)	0,5	-
Densidad de partícula (ρ _p)	212	kg/m ³
Densidad del lecho (ρ _b)	106	kg/m ³

Entradas al Proceso					
VGO			Gas		
Flujo Vol.	107	m ³ /h	Flujo Vol.	25056	Nm ³ /h
Flujo Mas.	95305	Kg/h			
Densidad (15°C)	891	Kg/m ³	Flujo Mas.	4976	Kg/h
Cond. De Operación					
Densidad (ρ _L)	743,4	Kg/h	Densidad (ρ _G)	8,0361	Kg/h
Viscosidad (μ _L)	0,24649	cp	Viscosidad (μ _G)	0,0174	cp
Tensión Sup (τ _L)	9,7847	dina/cm	Tensión Sup (τ _G)	-	dina/cm
Poder Cal. (cp _L)	0,712	Kcal/Kg °C	Poder Cal. (cp _G)	1,7768	Kcal/Kg °C
PM	346,9	Kmol	PM	4,69	Kmol

Entrada al Reactor		
Flujo Mas.	100281	kg/h
Cond. De Operación		
Tensión Sup (τ)	8,3057	dina/cm
Flujo Mas. Líquido	100281	Kg/h

W = Volumen del catalizador necesario para llevar a cabo la reacción

$$W = \frac{v}{K} \int \frac{1}{1-x} dx$$

Calculo del volumen de Catalizador necesario		
Vol Catal. (W)	$W = v/K \int dx / (1 - x)$	
Con la WATB se calcula LN k del grafico xx anexo xx		
WATB	400	°C
Eje x (1/T)*10+4	15.0	-
Ln k	-0,37	-
k	0,6907	-
K = LHSV Log(n) (100-X0 / 100 - x)		
LHSV (0,3-1,5)	0,8	m ³ HC/m ³ Cat.
X0 (%Comp EP < 315°C)	8,4	-
x (%conversión)	60	-
K	0,66	1/h
W	147,9	m³ Cat.

Se calcula k del grafico presentado en el **Anexo 2- Figura 1**

Una vez que se calculó la cantidad de m³ de catalizador necesario se puede determinar el diseño del reactor.

Caract. Del Reactor		
Catal. RX Principal (Se le agrega 10%)	162,7	m ³
Conversión %P	0,6	-
LHSV (0,3-1,5)	0,66	m ³ HC/m ³ Cat.
Diámetro Int (D)	4	m
Sección	12,56	m ²
Altura de Lecho	13,0	m
Relación de esbeltez (L/D)	3,2	-
Peso del Catalizador	172467	Kg

Una vez realizado el diseño se debe realizar una serie de verificaciones para saber si el reactor va a trabajar de manera adecuada:

1°Paso	Confirmar que el proceso opere en flujo Trickle		
	Gg	Gl	
Caudal Másico	4975,860	95304,9	Kg/h
Sección	12,56	12,56	m ²
Resultado	0,11	2,11	Kg/m² s

Usando el diagrama de SATO se verifica el flujo trickle (**Anexo 2- Figura 2**)

Para confirmar si el reactor opera en flujo trickle (es el modo de operación común y más recomendado en la industria del petróleo) se utiliza el diagrama de SATO, este paso es fundamental ya que se debe conocer el modo de operación pero sobre todo, se debe descartar que este opera en flujo pulsante ya que generara una heterogeneidad dentro del reactor y una fluctuación muy amplia de los productos.

$$Asff = 1.05 \operatorname{Re}(l)^{0.047} \cdot We^{0.135} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau L}\right)^{0.206}$$

2° Paso		Ver el área efectiva de mojado de catalizador	
Asff = Area Efectiva de Mojado del Catalizador			
Re(l)			
dp	0,03	cm	
Gl	0,210776937	g/cm ² s	
μL	0,24649	cP	
1-εL	0,5	-	
Re(l) ^{0,047}	0,869717536	-	
We			
Gl ²	0,044426917	g ² /cm ⁴ s ²	
dp	0,03	cm	
τL	9,7847	dina/cm	
ρB	0,106	g/cm ³	
We ^{0,135}	0,407102151	-	
τ	8,3057	dina/cm	
Asff (0,4-0,6)	0,4	-	

La verificación del mojado del catalizador es importante ya que, si el catalizador no posee un mojado correcto existirán zonas de inactividad y esto generara el agotamiento del mismo en algunas partes del reactor.

3° Paso		Perdida de Carga			
Ver : Ecuación de Ergun					
Fase			Fase		
Liquida			Gas		
Gl	0,210776937	g/cm ² s	Gg	0,01100464	g/cm ² s
μL	0,24649	cp	μG	0,0174	cp
ρL	0,74336	g/cm ³	ρG	0,0080361	g/cm ³
dp	0,03	cm	dp	0,03	cm
1-εL	0,5	-	1-εL	0,5	-
Req	0,051306813	-	Req	0,03794705	-
g	9,86	m/s ²	g	9,86	m/s ²
(ΔP/L)L	2,3642	kg-cm ² /m	(ΔP/L)G	0,80589	kg-cm ² /m

X ₂	2,93	-
X	1,47	-
$\Phi L^2 * (\Delta P/L)_L = (\Delta P/L)$		
Lm	1635,254214	lb/ft ² h
Log X	0,166380938	-
ΦL	0,205606321	-
(ΔP/L)	0,100	Kg-cm²/m
	0,433	psi/ft
Admisible 0,2-1,5 psi/ft		

Ecuacion de ERGUN

$$\frac{\Delta P}{L} = ReG * (150 + 1.75ReG) \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon}\right)^3 * \frac{\mu^2}{\rho g(dp^3)}$$

El balance de energía se realiza para saber si es necesario un quench de enfriamiento para evitar un disparo térmico dentro del reactor (fenómeno de run-away). Para ello se estipula una diferencia de temperatura máxima de 30°C (se toma entre 30-40°C, se opta por 30°C para estar del lado seguro de diseño).

4° Paso = Balance de Energía

$$\Delta T/dz = \frac{A * B}{C}$$

A = (πD ²)*ρ _B		
D	4	m
ρ _B	106	Kg/m ³
A	1331,36	Kg/m

B = ri Σ ΔHR		
ri	164,8	Kmol/h
ΔHR		
Saturación Aromáticos	31000	Kcal/Kmol
Saturación Olefinas	52000	Kcal/Kmol
Cracking	38000	Kcal/Kmol
DHS	6000	Kcal/Kmol
DHN	8000	Kcal/Kmol
Total	135000	Kcal/Kmol
B	22253449	Kcal/h

C = Σ Fj cpj		
F VGO	95305	Kg/h
CP VGO	67857	Kcal/°C
F Gas	3230	Kg/h
CP Gas	8841	Kcal/°C
C	6495669870	Kg Kcal/ °C h

ΔT/dz	4,561092566	°C/m
ΔT	30	°C
dz = H	6,58	m



Altura del Primer lecho

$$\Delta T = T_{eda} - T_{sda}$$

$$WATB = \frac{T_{eda} + 2T_{sda}}{3}$$

WATB	400	°C
ΔT	30	°C
T entrada al 1° Lecho	396	°C
T salida del 1° Lecho	426	°C

(Se define la WATB como la temperatura media efectiva promedio del lecho, esta varia su forma de calcularse dependiendo del tecnólogo y de su tecnología)

5° Paso **Calculo del "Quench"**

$$Q = m C_p \Delta T$$

m HC	95305	kg/h	Q	1085713	Kcal/h
Cp HC	0,712	Kcal/Kg °C	Cp Gas	1,7768	Kcal/Kg °C
ΔT HC	16	°C	ΔT Gas	350	°C
Q	1085713	Kcal/h	m Gas	1746	kg/h
T Eda 2° Lecho	410	°C			

Para el cálculo del "Quench" de enfriamiento se utiliza la ecuación de balance de energía para saber la cantidad de gas de reciclo que se utilizara, esto generara una reposición de hidrogeno a la reacción y el aumento de la presión parcial de hidrogeno.

6° Paso **Calculo Temperatura de Salida**

De manera similar al análisis anterior se realiza un balance de energía para saber la temperatura de salida de los productos del reactor.

WATB	415	°C
ΔT	43	°C
T Entrada del Reactor	396	°C
T Salida del Reactor	439	°C
Relación H2/HC	203	Nm ³ /m ³
Presión parcial de H2	72,6	Kg-cm ²

Calculo de Espesor según Norma ASME

Ver Capitulo 8 (recipientes cilíndricos a presión)

Usando la norma ASME se calcula el espesor de las paredes del reactor, teniendo en cuenta la generación de sulfhídrico dentro del reactor se opta por tener un recubrimiento interno con una aleación de Acero Inoxidable P8-SA240 Grado 316-L y uno exterior con Acero al Carbono.

Calculo de Esf. Circular		
Espesor Interno	5,36	pulg
	13,55	cm
Espesor Externo	3,66	pulg
	9,26	cm
Calculo de Esf. Longitudinal		
Espesor interno	3,31	pulg
	8,37	cm
Espesor Externo	2,3	pulg
	5,82	cm

En ambos casos el cálculo del esfuerzo circular supera a la del longitudinal por lo que se toma este valor; al realizar el cladeado (clading) de 2 cm de espesor del acero inoxidable, realizando esto el espesor total queda **con 7 cm de Acero al carbono y 2 cm de acero inoxidable 316L**. En la hoja de datos del equipo (**Anexo 4**) se muestran las dimensiones del equipo y el esquema de carga.

Resumen del equipo		
Temperatura de Entrada	396	°C
Temperatura de Salida	439	°C
Presión de operación	100	Kg-cm ²
Altura total	18.1	m
Diámetro Interior	3	m
Espesor	9	cm

Reactor de pre-tratamiento R-7001

Para el diseño del reactor de pre-tratamiento no se calcula las dimensiones del lecho como en el caso anterior si no que se utiliza un % del lecho del 1° reactor. En este caso se toma el 50% del reactor principal y se utiliza un catalizador hidrogenante que no promueve el craqueo catalítico.

Reactor de Pretratamiento		
Condiciones de Operación		
P	50	Kg/cm ²
WATB	340	°C

Caract. Del Reactor		
Catal. RX Principal	148	m ³
Catal. (50% del Principal)	74	m ³
Conversión %P	0,15	-
LHSV (0,8-2,0)	1,47	m ³ HC/m ³ Cat.
Diámetro Int (D)	3	m
Sección	7,07	m ²
Altura de Lecho	10,5	m
Relación de esbeltez (L/D)	3,5	-
Peso del lecho de Cat.	10939	Kg
Caract. Del Catalizador (Alumina) TK DCH-8		
Densidad	950	kg/m ³
Área Sup	250	m ² /g
Diámetro de partícula (d)	3	mm
Porosidad partícula (ε _p)	0,6	-
Porosidad lecho (ε _l)	0,5	-
Densidad de Partícula (ρ _p)	380	kg/m ³
Densidad del Lecho (ρ _b)	190	kg/m ³

Como en el caso anterior con las condiciones de operación se calculan las propiedades físicas de las corrientes de alimentación mediante el uso del simulador de procesos PROII (ver anexo xxxx)

Entradas al Proceso					
VGO			Gas		
Flujo Vol.	109	m ³ /h	Flujo Vol.	17107	Nm ³ /h
Flujo Mas.	97086	Kg/h			
Densidad (15°C)	890,7	Kg/m ³	Flujo Mas.	2395	Kg/h
Cond. De Operación					
Densidad (ρ _L)	770,0	Kg/h	Densidad (ρ _G)	3,264	Kg/h
Viscosidad (μ _L)	0,3592	cp	Viscosidad (μ _G)	0,01569	cp
Tensión Sup (τ _L)	14,524	dina/cm	Tensión Sup (τ _G)	-	dina/cm
Poder Cal. (cp _L)	0,6838	Kcal/Kg °C	Poder Cal. (cp _G)	2,215	Kcal/Kg °C
PM	343	Kmol	Poder Cal. (cp _G)	3,434	Kmol

Entrada al Reactor		
Flujo Mas.	99481	kg/h
Cond. De Operación		
Tensión Sup (τ)	13,513	dina/cm
Flujo Mas. Liquido	93371	Kg/h

1° Paso		Confirmar que el proceso opere en flujo Trickle	
	Gg	Gl	
Caudal Másico	2395	97086	Kg/h
Sección	7,065	7,065	m ²
Resultado	0,094	3,82	Kg/m² s

Verifica en el diagrama de SATO (Anexo 2- Figura 2)

2° Paso		Ver el área efectiva de mojado de catalizador	
Asff (0,4-0,6)	0,4	-	

3° Paso		Perdida de Carga	
(ΔP/L)	0,231	Kg-cm ² /m	
	1,001	psi/ft	
Admisible 0,2-1,5 psi/ft			

4° Paso		Balance de Energía	
---------	--	--------------------	--

Este paso se realiza para saber si es necesario un “quench” de enfriamiento y para especificar la temperatura de entrada y de salida del reactor.

ΔT	6,67	°C
----	------	----

$$\Delta T = T_{eda} - T_{sda}$$

$$WATB = \frac{T_{eda} + 2T_{sda}}{3}$$

WATB	340	°C
ΔT	6,52	°C
T eda	336	°C
T sda	343	°C
Relación H ₂ /HC	148	Nm ³ /m ³
Pp de H ₂	41,09	Kg-cm ²

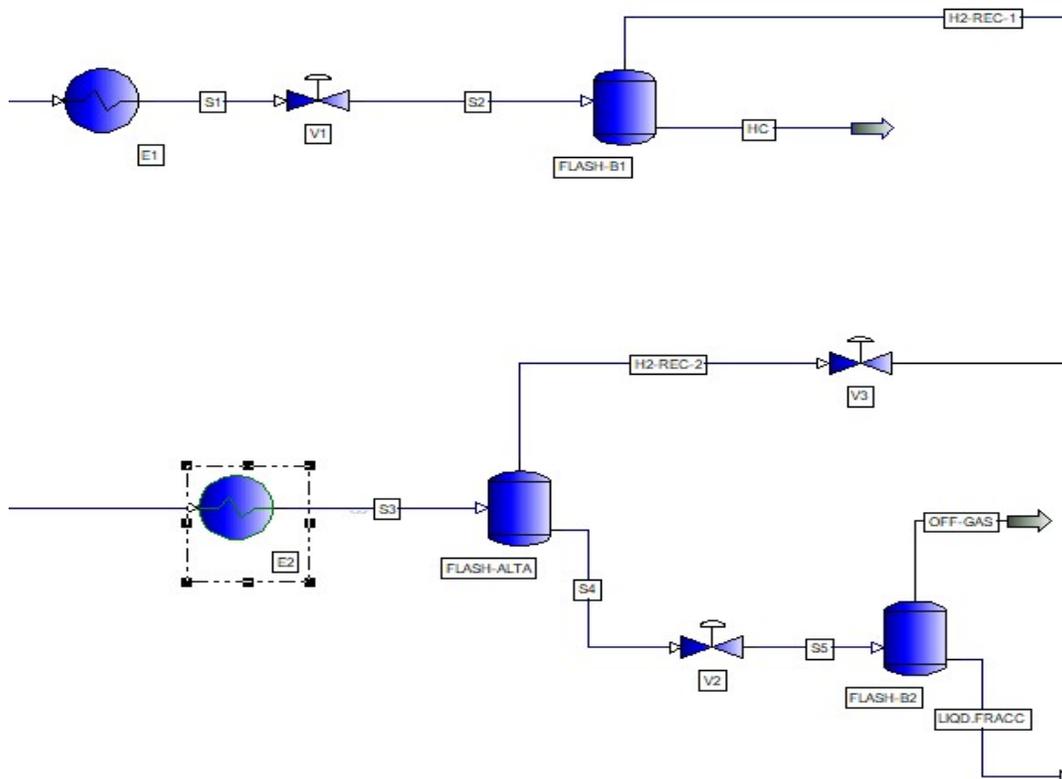
8° Paso		Calculo de Espesor según Norma ASME	
Ver Capitulo 8 (recipientes cilíndricos a presión)			

Realizando el cálculo como en el caso anterior se determinó que el espesor interno del acero inoxidable (mismo material usado para el cladding del reactor principal) será de 1 cm mientras que el de acero al carbono (exterior) será de 3 cm. Ver en la hoja de datos del equipo el esquema de carga del mismo (Anexo 4)-

Resumen del equipo		
Temperatura de Entrada	336	°C
Temperatura de Salida	343	°C
Presión de operación	50	Kg-cm ²
Altura total	12,7	m
Diámetro Interior	3	m
Espesor	4	cm

Diseño del sistema de flashes

Como no es el objetivo del proyecto el diseño mediante cálculo del sistema de flashes, pero si es necesario conocer los caudales de las distintas corrientes que estos involucran como las condiciones de operación, se realizó una simulación optimizada del sistema de flashes mediante el simulador PROII (Ver Anexo 15).



Flash (Detailed)	UOM	FLASH-ALTA	FLASH-B1	FLASH-B2
Name		FLASH-ALTA	FLASH-B1	FLASH-B2
Description		FLASH-ALTA	FLASH-B1	FLASH-B2
Thermodynamic System		PR01	PR01	PR01
Feed Streams		S3	S2	S5
Product Streams		S4 , H2-REC-2	HC , H2-REC-1	GA , LIQD.FRACC
Product Stream Phases				
GA		N/A	N/A	Vapor
LIQD.FRACC		N/A	N/A	Liquid
HC		N/A	Liquid	N/A
H2-REC-1		N/A	Vapor	N/A
S4		Liquid	N/A	r
H2-REC-2		Vapor	N/A	N/A
Flash Type		Isothermal	Product Specification	Product Specification
Temperature	C	80,0	158,1	80,0
Pressure	kg/cm ²	70,0	5,0	5,0
Duty	kcal / hr	-53147	-5712627	8145474
Pressure Drop	kg/cm ²	30,00	70,00	60,00
Liquid Fraction	fraction	0,58	0,31	0,70
Vapor Fraction	fraction	0,42	0,69	0,30
Mixed Feed Temperature	C	80,00	250,19	80,27
Mixed Feed Pressure	kg/cm ²	100,0	75,0	65,0
Feed Total Mass Rate	kg / hr	96867	98476	94061
Feed Total Enthalpy	kcal / hr	3844048	13168906	3440161

Diseño de la columna absorbidora C-7004

La columna absorbidora se diseñara mediante el esquema de cálculo propuesto por del Dr H. Sawistowski para columnas rellenas. La función de esta unidad es eliminar el sulfhídrico que posee el gas rico en hidrogeno proveniente del sistema de flashes para así poder usarlo como hidrogeno de recicló en el reactor principal.

El sistema estará conformado por el gas de proceso y una corriente de solvente formado por una solución de aminas al 30%P. La amina utilizada será la DEA (di-etanolamina) ya que es la más utilizada en la industria debido a su poca volatilidad y a su capacidad de extraer sulfhídrico y dióxido de carbono de las corrientes de gas.

En la columna se utilizara un relleno desordenado ya que es más barato y es eficiente para este tipo de procesos. No se suelen usar platos ya que tendrían que ser de un material inerte al sulfhídrico, y tampoco se usa un relleno ordenado ya que es muy caro como para ser usado en una operación que no requiere tal grado de severidad. El relleno desordenado o "al azar" seleccionado será un anillo rasching de porcelana ya que es un buen relleno para los sistemas formadores de espuma como los sistemas con aminas. Se

usan anillos y no monturas de bert ya que estas tienden a apelmazarse al romperse por el desgaste sufrido por la operación y generan una pérdida de carga mucho mayor que los anillos.



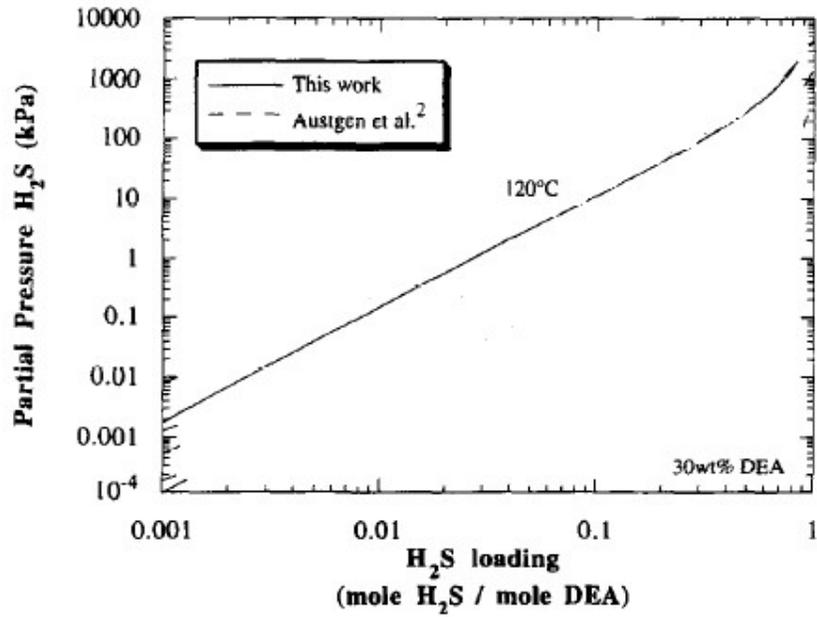
(Anillos de Rasching de porcelana o cerámico)

Lo primero que se realizara será un análisis de la composición del gas de entrada de la absorbidora y estipular las condiciones de operación de la misma.

Torre Absorbidora		
Temperatura	123,4	°C
Presión	5	Kg/cm ²

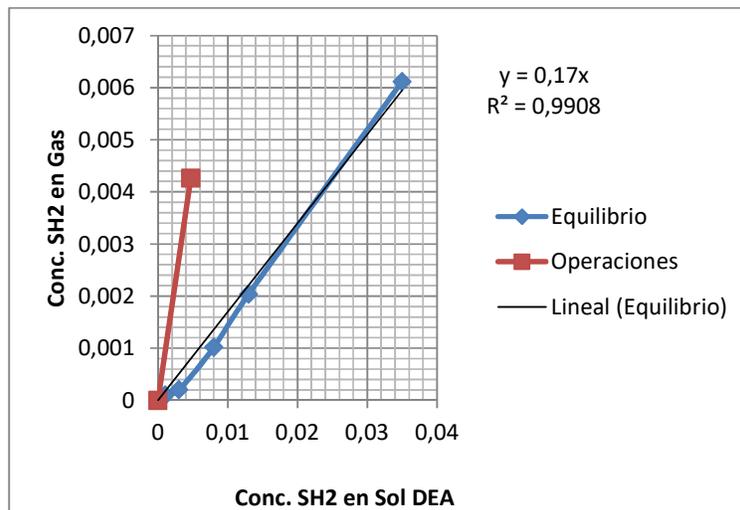
Composicion Gas			
Flujo másico	4595	kg/h	
Componente	kg-mol/h	fracción molar	Kg /h
C ₁	92,0	0,088	51,1
C ₂	24,7	0,024	8,2
C ₃	2,9	0,003	0,7
n-C ₄	2,3	0,002	0,4
i-C ₄	3,1	0,003	0,5
n-C ₅	0,0	0,000	0,0
i-C ₅	0,0	0,000	0,0
H ₂	905,7	0,865	4528,5
SH ₂	4,5	0,004	1,3
N ₂	11,8	0,011	4,2
total	1046,8	1,000	4595

Una vez que se tiene los datos de operación, se debe realizar el cálculo del líquido mínimo necesario para la absorción, para esto se necesita conocer la constante de Henry del sistema en las condiciones de operación. Con el siguiente grafico extraído del trabajo de investigación “A simple model for prediction of acid gas solubilities in alkanolamines” por Mark L. Posey, Kevin G. Tapperson and Gary T. Rochelle (1996) se puede estimar la constante de Henry.



Usando este grafico se puede realizar una línea de equilibrio:

Línea de Equilibrio		
Presión total	kh/cm ²	Kpa
	5	490,3325
X	Xp SH ₂ KPA	Y
0	0	0
0,0005	0,015	3,0591E-05
0,001	0,05	0,00010197
0,003	0,1	0,00020394
0,008	0,5	0,00101972
0,013	1	0,00203943
0,035	3	0,0061183



Con estos datos se puede calcular el líquido mínimo de la siguiente manera:

$$L_{min} = \frac{V (y_1 - y_2)}{x^*}$$

$$x^* = \frac{y_1}{H}$$

Dónde:

Lmin: Caudal molar de líquido mínimo

V: Caudales de gas que entra al equipo

Y1: es la concentración del soluto que entra con el gas

Y2: es la concentración de soluto que sale con el gas

H: la constante de Henry

Teniendo en cuenta el líquido mínimo, se puede calcular el caudal operativo (liquido operativo o Lop) si se tiene el factor de operación, este está dado por la experiencia y la practica por lo que se selecciona un factor operativo recomendado entre 5 y 6.

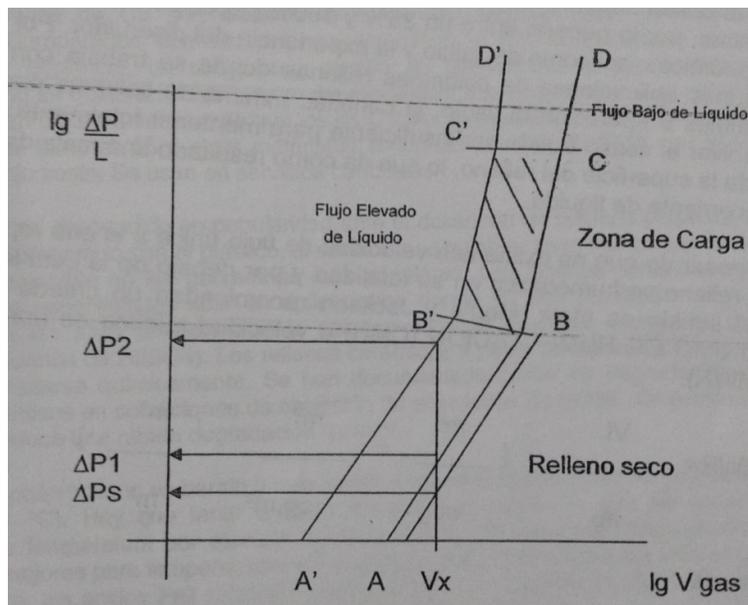
Condiciones de Operación				
Y ₁	0,004			
Y ₂	9,59E-08			
X ₁	0,0047			
X ₂	0			
moles restantes de SH ₂ en el gas				
1E-04				
Valor de H	0,17			
V ₁	1047	kg-mol/h		
V ₂	1042	kg-mol/h		
L ₁	948	kg-mol/h		
L ₂	943	kg-mol/h		
X*1	0,0251			
Composición Liquido				
Flujo másico	41633	kg/h	%P	fracción molar
Componente	Kg-mol/h	Kg/h		
H ₂ O	660,21	11883,692	0,7	0,700
DEA	282,95	29748,8423	0,3	0,300
total	943,15	41632,5343	1	1,000

Ya preseleccionado el relleno se determina qué medida de este se usara, en este caso se usara un anillo de rasching de porcelana de ¾ de pulgada.

Propiedades del relleno		
porosidad (ϵ)	0,73	-
Área específica (a')	80	ft ² /ft ³
Diámetro externo (OD)	0,75	pulg
Diámetro interno (ID)	0,65	pulg
Diámetro Equivalente (DEq)	0,65	pulg

Datos tomados de catálogo de fabricantes Kolch

A continuación se procede con la determinación del diámetro de la columna, para ello se tiene en cuenta la velocidad de gas en el punto de inundación, dicho punto es aquel en que la velocidad del gas es tan alta que impide la caída del líquido a través de la columna generando una inversión de fases en el tope del equipo, esto en términos más simples genera que la columna de absorción se convierta en una columna de burbujeo provocando que los productos salgan de especificación. Para el cálculo de la velocidad en el punto de inundación se usara la ecuación propuesta por Sawistowski.



(Gráfico explicando el fenómeno de la velocidad de gas en el punto de inundación)

$$Ln * \frac{Gv^2 a'}{G \epsilon^3 \rho L \rho G} * \frac{(\mu L)^{0.2}}{(\mu w)^{0.2}} = -4 * \frac{L^{1/4}}{G^{1/4}} * \frac{(\rho G)^{1/8}}{(\rho L)^{1/8}}$$

a' = sup. específica del relleno (ft^2/ft^3)
 g = aceleración de la gravedad ($32.2 \text{ ft}/\text{seg}^2$)
 ε = porosidad del relleno (adimensional)
 ρ_L = densidad fase líquida (lb/ft^3)
 ρ_G = densidad fase gaseosa (lb/ft^3)
 μ_L = viscosidad fase líquida (cp)
 μ_w = viscosidad del agua (cp)
 L = flujo másico fase líquida (lb/h)
 G = flujo másico fase gaseosa (lb/h)

Por último, para saber el caudal másico de gas unitario (QWGU) se debe afectar la velocidad de inundación por un factor que depende de la formación de espuma del sistema, si el sistema no es formador de espuma se suele usar en un 60-80% de la velocidad de inundación, sin embargo si el sistema es formador de espuma lo más recomendable es que sea de un 30-40%; en este caso se utilizara un 40%.

$$QWGU = Gv * F2$$

Siendo F2 el factor operativo

Gv	0,199	lb/ft ² s
Factor F2	0,4	-
QWGU	0,0795	lb/ft ² s

$$S = QWG/QWGU$$

Siendo S la sección y QWG es el caudal de gas másico.

QWG	4595	Kg/h
QWGU	1398	Kg/h m ²
S	3,29	m ²
R	1,05	m
D	2,09	m

Lo siguiente es verificar que el diámetro de la columna sea mayor a 15 veces el diámetro del relleno, esto se debe a que en relaciones menores el relleno no se distribuye correctamente dentro de la columna.

$$D > 15 ODr$$

$$82\text{pulg} > 15 \times 0.75\text{pulg}$$

$$82 > 11.25$$

Como el diámetro verifica queda saber si el relleno estará bien irrigado o no, para ello se debe saber si el flujo de líquido operativo está dentro de los márgenes. Para esto se usa el

grafico descrito más adelante con la correspondiente curva “C” ya que es la más similar al relleno usado para esta unidad.

Liquido de humectacion

Liquido Mínimo de humectación

Lop = L/S	12668	kg/h m ²
a'	262,47	m ² /m ³
ρL	1008	Kg/m ³
CMH	0,04	m ³ / h m

CMH (caudal mínimo) para anillos rasching de porcelana hasta 3 pulgadas de diámetro

Liq Min	10583	kg/h m ²
---------	--------------	---------------------

Liquido máximo en el punto de carga

ρ Gas (1atm y 20°C)	1,471	kg/m ³
ρ Aire (1atm y 20°C)	1,29	kg/m ³
Fa	0,5702	-
Caudal de Gas	4595	Kg/h
Caudal de Liquido	41633	Kg/h
eje Y de grafico	62,927	-
LH	0,500	m ³ / h m
Liquido Máximo	132284	kg/h m ²

El liquido en el punto de carga se obtiene del

Anexo 2- Figura 3

Liq Min < Lop < Liq Max

Una vez verificado que los caudales de líquido y gas no superan los límites, y calculado el diámetro de la columna queda calcular la altura del relleno y la perdida de carga.

Calculo del relleno

Para calcular el relleno debemos calcular la altura de la unidad de transferencia total, para ello primeramente se calcula la altura de transferencia en la fase gaseosa (HOG) y de la fase liquida (HOL), ambas alturas se estimaran usando la ecuación de Vivian & Whitney con un factor del de corrección ya que dicha ecuación está dada para un sistema de agua y dióxido de azufre, al ser la molécula de sulfhídrico mucho menor que la del dióxido de azufre no queda tan retenida en el disolvente, por ello se utiliza un sobredimensionamiento del 30%.

$$HOG = 0.349 V^{0.3} / L^{0.25}$$

$$HOL = 0.0848 L^{0.18}$$

$$HTU = HOG + [HOL / (L/VH)]$$

Siendo V el caudal de gas, L el caudal de líquido y H la constante de Henry calculada anteriormente. Con el agregado del 30% la altura de la unidad de transferencia (HTU) queda:

HG	0,29	m
HL	0,51	m
HTU	0,388	m

Los siguiente es el cálculo del número de unidades de transferencia (NUT) utilizando el concepto de fuerza impulsora media logarítmica. A este número se le suele agregar 1 etapa más para trabajar del lado seguro.

NUT+1	14
-------	-----------

La altura de relleno (Z) será igual a las NUT x HTU, debido a los errores de cálculo arrastrados por el método se suele agregar un 20% del relleno más 1 pie, esto es extraído de la experiencia del diseñador.

Altura total	6,79 m
---------------------	---------------

Una vez calculada la altura se debe cotejar que la pérdida de carga este por debajo de la pérdida admisible, en caso contrario se deberá replantear todo desde el principio: o agregar un compresor al gas y una bomba más grande al líquido lo cual encarecería severamente la operación.

Perdida de Carga		
ΔP del relleno seco		
$\Delta P = U * a'Z / \epsilon^3 * \rho G u^2 / g$		
Área específica del relleno (a')	262,47	m ² /m ³
Altura del relleno (Z)	6,79	m
porosidad (ϵ)	0,73	-
Densidad del gas (ρG)	0,70563	kg/m ³
Velocidad del gas (u)	0,55	m/s
aceleracion de la gravedad (g)	9,86	m/s ²
U para rellenos huecos		
$U = R' / \rho G \mu^2 = 5/Re' + 1/(Re')^{0.1}$		
$Re' = \rho G u / a' \mu G$		
Viscosidad del gas (μG)	1,29E-02	cp
Re'	0,11	
U	44,83	
ΔP	4451	kg-m²

Grafico **Anexo 2- Figura 4**

Calculo del Fs (Factor de corrección)

$$F_s = 0.24 / dr^{0.5}$$

Diámetro del relleno Interno (dr)	0,650	pulg
FS	0,298	
$\Delta P'$	1325	kg-m²

ΔP del relleno irrigado

ΔP irrigado = FI x ΔP Seco

Velocidad másica del Gas	1398,1	kg/hm ²
FI	10,000	donde FI se saca de gráficos del Perry
ΔP irrigado	1,3	kg-cm²
$\Delta P/L$ irrigado	0,2	kg-cm²/ m
$\Delta P/L$ irrigado Maximo	1,0	kg-cm²/ m

Para finalizar se realiza una simulación para evaluar si la operación es factible o no (**Ver Anexo 15**). Para ver la altura total del equipo ver la hoja de datos del mismo (**Anexo 4**).

Diseño de la columna regeneradora de DEA C-7005

Como bien se habló antes, la columna absorbidora tiene como efluente liquido una solución de DEA agotada con altos contenidos de sulfhídrico, por lo que como agregar solvente de extracción continuamente es costoso, lo que se hace es regenerar la mayor parte de la DEA y agregar una solución más diluida con agua (esta última es la que se va perdiendo en el proceso) para mantener la concentración de DEA lo más constante posible.

Para el diseño de la columna regeneradora se utilizara los métodos cortos o “short-cuts” (Fenke-Underwood-Guililand).

Lo primero es definir tanto la entrada a la columna como la especificaciones de los productos, para ello se realiza un balance de masas. Para la especificación lo que nos interesa es que el fondo de la columna (que es la DEA regenerada) no posea ácido sulfhídrico por lo que se especificará una cantidad de SH₂ menor a 5ppm.

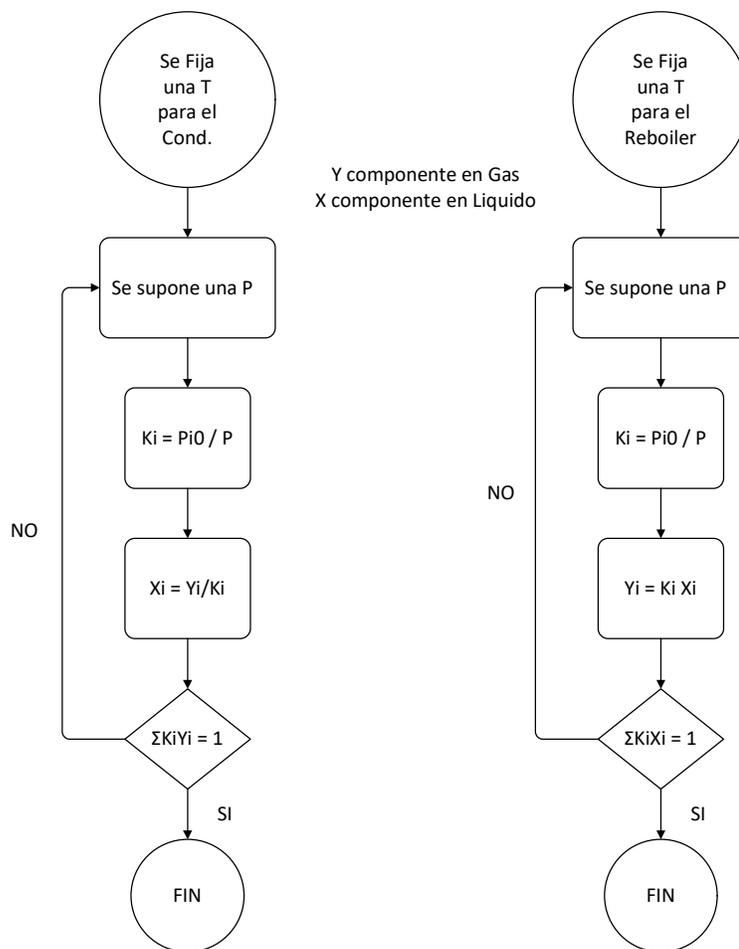
CARGA REGENERADOR			
Componente	Kg-mol/h	Fracción	Kg/h
H ₂ O	455,4	0,6133	8197
DEA	282,9	0,381	29743
SH ₂	4,23	0,0057	143,9
TOTAL	742,5	1,00	38084

FDO STRIPPER			
Componente	Fracción	Kg-mol/h	Kg/h
H ₂ O	0,4779	259,3	4667
DEA	0,5215	282,9	29746
SH ₂	1,00E-06	5,43E-04	0,018
TOTAL	1,00	542,5	29746
GAS AGRIO			
Componente	Fracción	Kg-mol/h	Kg/h
SH ₂	0,0423	4,2317	143,9
H ₂ O	0,9577	95,8	1724
TOTAL	1,00	100,00	1868

Se definen las composiciones de tope y fondo, para seguir con la definición de los componentes claves liviano (LK) y pesado (HK). Se estima una temperatura de entrada a la regeneradora de 110°C.

Componente clave liviano (LK)	SH₂
Componente clave pesado (HK)	H₂O

Para estimar las condiciones de operación del condensador (parcial gas) y del reboiler (tipo Kette o marmita) se usan los datos de las torres ya existentes en YPF y solamente se mostrara el algoritmo de cálculo y su corroboración.



Para el cálculo de las presiones se utilizara la ecuación de Antoine

Ecuación de Antoine					
Log(10) P _{vap} = A - (B / T°C + C) en Bar					
Compuesto	A	B	C	T (°C)	P (bar)
SH ₂	2,945	825,4	230,5	80	1,93511565
DEA	1,3215	287,5	92,35	100	0,67116427

Para el Agua se utilizan tablas de vapor (menor erro)					
P a 80°C	355,6	mmHg	P a 120°C	1490,15	mmHg

Una vez calculadas las presiones de vapor se hará un cálculo de las presiones de burbuja y de rocío, si estas son aproximadamente iguales a 1 se dará como satisfactoria la estimación.

Condiciones de operación de la columna

Condensador parcial gas	Temperatura	80	°C
	Presión	0,5	bar
	reflujo total		
Reboiler tipo kettle	Temperatura	120	°C
	Presión	1,2	bar
Tope de Columna	Temperatura	81	°C
	Presión	0,5	bar
Fondo de la Columna	Temperatura	93,1	°C
	Presión	0,7	bar

Calculo P de Burbuja

P	bar	mmHg		
	0,5	375		
Componente	Pi	Ki	Yi = Xi*Ki	$\Sigma KiXi = 1$
H ₂ S	1451,5	3,870231292	0,163776868	1,07
H ₂ O	355,6	0,948188283	0,908063728	

Calculo P de Roció

P	bar	mmHg		
	1,2	900		
Componente	Pi	Ki	Xi = Yi/Ki	$\Sigma KiYi = 1$
H ₂ O	1490,2	1,65558536	0,288659233	1,22
DEA	503,4	0,559303557	0,932409589	

A continuación se calculara la volatilidad relativa usando la temperatura media, esta se calculara según Maxlow (existen otras formas de calcularla pero para torres agotadoras es una de las mejores opciones).

T Condensador	80	°C
T Reboiler	120	°C
T media	100	°C

Componente	Xf	P	Pt	K
SH ₂	0,009	2200	20,25848142	0,0266559
H ₂ O	0,991	750	743,0936995	0,97775487

Volatilidades relativa

α LK,HK (av)	2,726235121
---------------------	--------------------

Calculo de las etapas teóricas en condiciones de reflujo total según "FENSKE"

$$N_{\min} = \frac{\ln \left[\left(\frac{Dx_A}{Dx_B} \right)_{\text{dist}} / \left(\frac{Bx_A}{Bx_B} \right)_R \right]}{\ln \alpha_{AB}}$$

Nmin	10
------	----

Calculo del reflujo minimo según el método de "UNDERWOOD"

El número de etapas teóricas calculadas por FENSKE son un numero irreal ya que si se trabajara en reflujo total no se obtendrían productos destilados de tope, por lo que es necesario llevarlo a la realidad. Para que una columna de destilación funcione se le debe aplicar un reflujo externo que no es otra cosa que una parte de la corriente liquida de destilado que reingresa a la columna, esta columna en particular tiene un producto destilado en fase vapor, lo que significa que todo el líquido acumulado en el condensador se reflujara a la columna.

$$\Delta V_{FEED} = \frac{\alpha_{AB} F z_A}{\alpha_{AB} - \phi} + \frac{\alpha_{BB} F z_B}{\alpha_{BB} - \phi} = F(1 - q)$$

Donde mediante iteraciones se calcula un ϕ tal que $F(1-q) = 0$

$$R_{Dm} + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{Di}}{\alpha_i - \phi}$$

De modo tal que, calculando el reflujo mínimo (Rmin)

Rmin+1	1,32
Rmin	0,32

El factor operativo (Fop) en estas torres por razones de costos se lo toma entre 2-5 tomando como 3 el más conveniente para el caso en estudio (regenerador DEA), este datos se coteja mediante simulación dando el mismo valor (3.0625).

$$\text{Rop (reflujo operativo o externo)} = \text{Fop} \times \text{Rmin}$$

Rop= 0.32 x 3 = 0.96 (para operar de forma segura se redondeara a 1)

Calculo del número de etapas teóricas necesarias para la operación (NTS) según el método de "GILLILAND"

Primero debemos calcular el Eje "X" para así poder interceptar la curva y obtener el número del Eje "Y".

$$\text{Eje X} = R_{op} * R_{min} / (R_{op} + 1)$$

Rmin	0,32
Rop	1,0
Eje X	0,16

Ver: **Anexo 2- Figura 5**

$$\text{Eje Y} = NTS * NTMS / (NTS)$$

Eje Y	0,5
NTMS	10
NTS	22

Por hipótesis de Lewis (para evitar tener que determinar la eficiencia de los platos y así llevar a la realidad) se le agrega un 10% mas o 3 etapas mas (dependiendo que de mas alto). Como el 10% es inferior a 3 se le agregara 3 etapas teóricas mas. Por lo que finalmente:

Numero de platos	23
Condensador	1
Reboiler	1
Total Etapas	25

Determinacion de la etapa de alimentacion optima según el metodo de "KIRCKBRIDE"

$$\text{Log } m/p = 0,206 \text{ LOG}$$

B	X HK-F	(X LK-B)^2
D	X LK-F	(X HK-D)

m/p	0
-----	----------

Donde "m" es el número de etapas de la zona de rectificación y "p" es el número de etapas de la zona de agotamiento, en estos tipos de columnas es normal que no se tenga zona de rectificación ya que lo importante es el fondo de la columna y no el destilado. Pero para evitar fenómenos de inundación en los primeros platos se suele hacer ingresar la alimentación por el plato #3.

Diseño de platos

Una vez que se tiene las condiciones de operación, el reflujo operativo y el número de etapas se está en condición de realizar el diseño hidráulico de la torre el cual proveerá del número de válvulas por plato, el espaciado entre platos, el diámetro de la columna y la altura total de esta. Para ello utilizaremos un método de cálculo provisto por Koch-Flexitray.

Para algunos de los datos, como los caudales de líquido y vapor dentro de la columna así como sus respectivas densidades se ha realizado una corrida en el simulador PROII (**Ver Anexo 15**).

Flujo de Vapor	8350	lbs/h
Dens. Del Vapor	0,0378	lbs/ft3
Flujo de Liq.	88380	lbs/h
Dens. Del Liq.	61,83	lbs/ft3
Espaciado e/ Platos	24	pulg
F de espaciado e/ platos (TF)	1	
Safety factor (SF)	0,5	

Se toma el TF como 1 ya que comenzamos un espaciado entre platos de 24 pulgadas. El Factor de seguridad se toma 0.5 ya que el sistema tiende a la formación de espuma.

1) Cálculo del Factor de Carga de Vapor ACFS

Vapor ACFS	61	Factor de la carga de vapor
Carga de Vapor	1,8768	
GPM	178	tasa de líquido en galones/min

2) Con el grafico del **Anexo 2- Figura 6** se obtiene

Eje Y = Carga de Vapor / SF * Espaciado entre platos	
Eje X = GPM/ SF * Espaciado entre platos	
Y	3,75
X	356

diámetro de ensayo 3'-6" SF (con 1 paso)

Min DNC Área	(área mínima de bajada del vertedero)	2,04	ft2
--------------	---------------------------------------	------	-----

3) Del **Anexo 2- Figura 7** se obtiene

"H"	11	pulg
-----	----	------

Ar. De burbujeo = área seccional de cruce de la torre - DNC tope - DNC fondo

Área T	12,54	ft2	Área total Área de burbujeo
Área B	10,50	ft2	

Diámetro del Plato	7,510	ft
	90	pulg

4) Del **Anexo 2- Figura 8**

Longitud L del plato	2,8	ft
% Capacidad del plato	96	%
% Capacidad del DNC	48	%
CMF (aire eq.) = $60 \text{ ACFS} (dv/0,0735)^{1/2}$	947	

5) Número Estimado de válvulas (NEV) = $Ab * la$ aproximación de válvulas por pie

NEV	105
CMF (aire eq.) / NEV	9,01
GPM por c/pie del vertedero (FF)	71,28

FF: Factor de inundación (entre 30-80)

A continuación se realiza el cálculo de la pérdida de carga

Perdida de carga usando válvulas del tipo "A"

Líquido (L)	2,25 pulg de agua	
Vapor (G) = 2,8 (dL / 62,4)	2,77	pulg H ₂ O
Pérdida total por plato (L + G)	5,02	pulg H ₂ O
	9,37	mmHg
	0,18	psi
ΔP	4,1	psi
	0,28	atm

(Lo típico es que este entre 0.1-0.3 PSI por plato)

Resumen

N° de Platos	23	
Espaciado e/ Platos	0,610	m
Tipo de Válvulas	Tipo "A"	
SF	0,5	
TF	1	
Factor de inundación (FF) (30-80)	71	
N° de Válvulas	105	
D. de Columna	2,29	m
Altura total	13,9	m
Relación L/D	6,1	
Perdida de Carga	0,28	atm

Ver la hoja de datos del equipo (**Anexo 4**)

Diseño de la columna de fraccionamiento C-7001

La columna fraccionadora es uno de los equipos principales ya que esta es la que separa los productos principales del gasoil pesado que no reacciono y que parte será enviado a recirculación y el resto como carga al cracking catalítico.

Para poder diseñar debemos hablar de 2 conceptos, GAP y OVERLAP, mientras que el GAP es cuando 2 fracciones de petróleo no poseen superposición es decir que el punto final de 1 está alejado del punto inicial del otro; el OVERLAP es la superposición de ambos productos.

Como en la realidad ocurre el OVERLAP pero no se puede diseñar con este (ya que es muy inexacto) tomaremos un GAP de diseño para nuestras corrientes.

Lo primero que realizaremos será un balance de masas. Como en la columna se utilizara vapor de stripping o agotamiento en el fondo y en los agotadores laterales (side-Strippers) se toma como base algunas recomendaciones.

Se utiliza vapor de stripping aproximadamente un 30% de la carga.

En los side-strippers se utilizara el 10% aproximado del producto obtenido.

El factor de reflujo operativo es de 2.0 (recomendación)

En la columna entra la carga ya vaporizada, el objetivo es trabajar con él % de vaporización de los productos de la carga, sin embargo se diseñara la columna con un exceso de vaporización conocido como "OVERFLASH", el cual para columnas

fraccionadoras de efluentes de reactores de cracking se recomienda entre un 15 a 20 % de overflash, en el diseño se utilizó un 17%.

Entrada a la Columna		
Producto	Caudal m	etapa
Carga	92039	n-1
V stripping	3000	n

Salida de la columna	
Producto	Caudal m
LPG	1057
N. Pesada	17000
Agua	5000
Kero	-
Gol	-
Fondo	27500

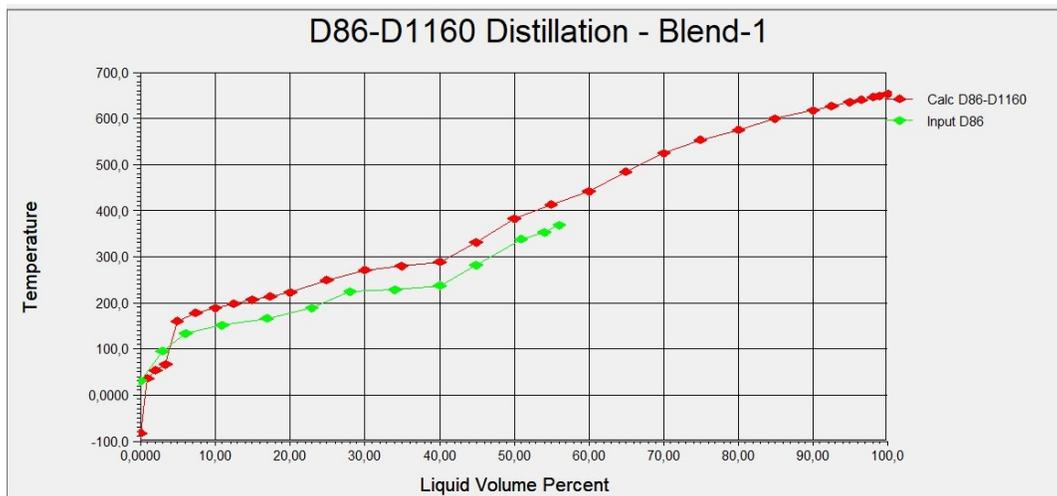
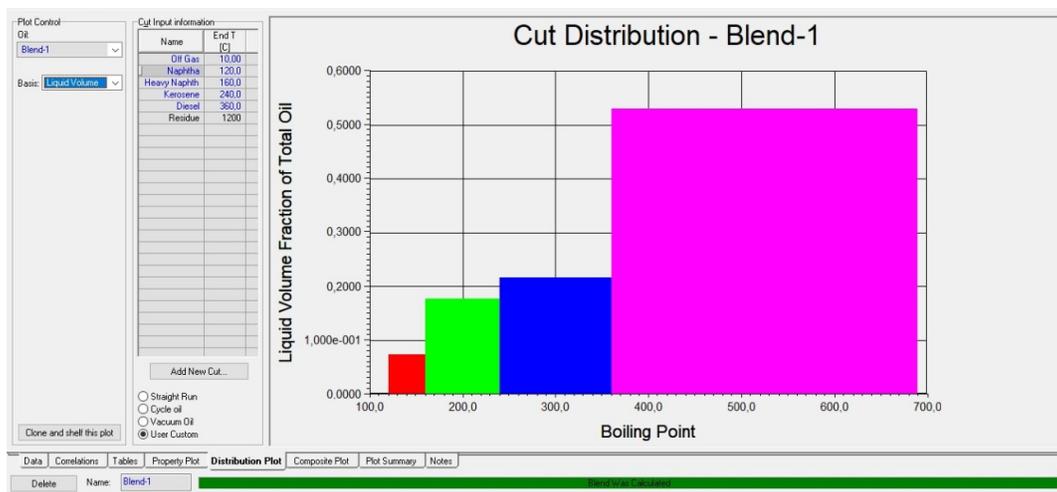
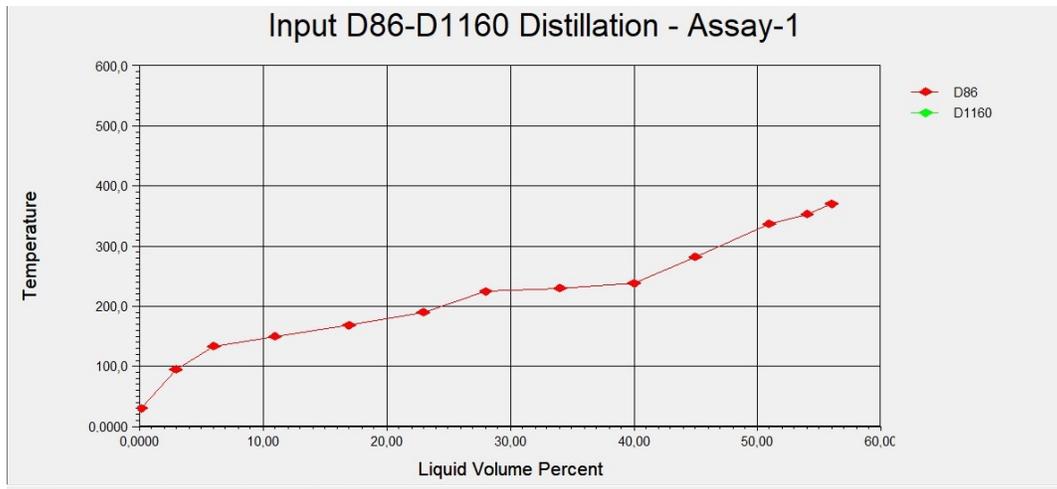
Side-Strippers		
Producto	Caudal m	
	Entrada	Salida
Kerocene	27500	26050
GOL	21000	20400
Vapor	2000	-

Se estimaran las condiciones de operación de la columna junto con las del condensador.

Condición de Operación					
Presión Tope Col	1,2	Kg-cm ²	17	psi	
Temp. Estimada Tope	150	°C			
Presión Fondo Col	2	Kg-cm ²	28	psi	
Temp. Estimada Fondo	300	°C			
Tipo Condensador	Condensador Parcial V + L		Presión Cond.	1,1	kg-cm ²
			Temp. Cond	65-80	°C

Condición de Carga			
Temperatura de Entrada		380	°C
Presión de Entrada		2	Kg-cm ²
% de Vaporización		56	%
Overflash		17	%
Presión de trabajo de la torre			
P	1,55	kg-cm ²	
	22	psi	

A continuación se muestra una curva de destilación estimativa de la carga a la fraccionadora



Como vemos en la figura parte de la carga esta destilada bajo la norma D-86 que es la destilación atmosférica y parte bajo la norma D-1160 que es la destilación a presión reducida (Vacío). El análisis de la carga se muestra a continuación.

Composición Livianos		
Compuesto	%	% Total
C ₁	4,1	0,164
C ₂	9,9	0,396
C ₃	11,5	0,460
NC ₄	35,8	1,432
IC ₄	35,2	1,408
H ₂	0,8	0,032
H ₂ S	1,2	0,048
NC ₅	1,5	0,060
Total	100	4,000

D86		D1160	
%	°C		
		57%	197,6
0,2%	31,5	60,0%	285,3
3%	96,4	64,0%	330,1
6%	133,5	80,0%	427,6
11%	151,6	90,0%	471,7
17%	168,7	95,0%	488,7
23%	190,2	PF	505,7
28%	225,3		
34%	230,4		
40%	238,4		
45%	283,2		
51%	337,9		
54%	353,4		
56%	370,9		

Ahora se definirá la calidad de los productos en cuanto a la destilación y/o composición de los mismos

Propiedades de Productos						
Producto	kg/h	m ³ /h	Pi	10%	95%	Pf
LPG	1057	3,400	-	-	-	-
Nafta (N)	17000	22,819	86,7	119,3	159,1	168,7
Kerocene (K)	26050	32,340	156,6	174,6	227,3	238,4
Gasoil (G)	20400	24,257	214,8	247	353,4	370,9
VGO	27500	40,800	391	405	553	580

Mediante un método aproximado definiremos mezclas de bi-componentes hipotéticos para realizar el estudio de las distintas etapas necesarias para lograr la separación a estos se los llamara cortes.

Definición de Cortes Binarios			
Corte	1	2	3
Tope	N	K	G
Caudal Vol.	22,819	32,340	24,257
Fondo	K	GOL	VGO
Caudal Vol.	32,340	24,257	40,800
Alimentación (F)	55,159	56,597	65,057
D/F	0,41	0,57	0,37
PC	41	57	37

Se toma el D/F como el punto de corte del sistema

Corte	1	2	3
Pi	188,1	313,9	418,6
Pf	461,1	699,6	1076
T80%	442	640	932
T-PC	345	446	680
T20%	258	379	-
T10%	-	-	446
T95% (LK)	318,4	441,1	668,1
T10% (HK)	346,3	476,6	761
Sb	2,5	8,5	5,9
Sd	4,1	1,8	8,6
gm	60	80	160
g	27,9	35,5	92,9
Sa	3,3	5,1	7,2
S0	3	4	4
r	273	385,7	657,4
A	0,90	0,90	0,92
1-A	0,10	0,10	0,08
nm/B	6	3	6
B	1,05	1,05	1,05
nm	6	3	6

Pi: Punto inicial de la destilación.

Pf: Punto final de la destilación.

PC: punto crítico o punto de corte.

Se toman las temperaturas del 80% y del 20% de destilado para estimar un GAP de diseño.
Si el PC es <20% se toma como punto mínimo el 10%.

T95% (LK): es el 95% de la destilación del componente que sale por Tope.

T10% (HK): es el 10% de la destilación del componente que sale por Fondo

$$Sb = (T80\% - T-PC) / (80 - PC)$$

$$Sd = (T-PC - T20\%) / (PC - 30)$$

Determinar gm del grafico del **Anexo 2- Figura 9** con D/F, Sb y Sd

g: Se calcula según Packie (10%LK-95%HK)

Sa: $(Sb+Sd)/2$

S0: se calcula de la siguiente figura (**Anexo 2- Figura 9B**) con Sa (si $Sa \gg 1$ se toma $S0=4$)

r: Diferencia entre pf-pi

A: $(r+g)/(r+gm)$

Con S0 y (1-A) del grafico del **Anexo 2- Figura 10** se obtiene nm (número mínimo de etapas teóricas)/B

Para conocer B se debe ingresar con la presión interna de operación del equipo al grafico del **Anexo 2- Figura 10B**

Una vez realizado todo tenemos el total de etapas teóricas mínimas (será la suma de los 3 cortes)

Nm = 15

A continuación se realiza el cálculo del reflujo mínimo y de reflujo operativo.

Calculo Rmin y Rop		
D = LPG + NP		
D (LPG+N)	26,219	m3/h
F	92,3	m3/h
D/F	0,28	-
T80%	801,7	°F
TD/F	374,4	°F
T10%	302	°F
Sd	7,2	°F
Sb	6,6	°F
Sa	6,9	-
nm	15	-
Con nm y S0 saco Rmin del Anexo 2- Figura 11		
Rmin	0,4	-
Fop	2	-
Rop	0,8	-

como $Sa > 3$, $S0=3$

Con el reflujo operativo y el número de etapas minimas se pueden calcular las etapas teóricas necesarias.

Calculo de Etapas Teoricas	
$X = (R_{op} - R_{min}) / (R_{op} + D/F)$	
X	0,37
Y	0,32
$n = (nm + Y) / (1 - Y)$	
n	23

Del Anexo 2- Figura 12
-
-
como el condensador se toma como etapa de equilibrio

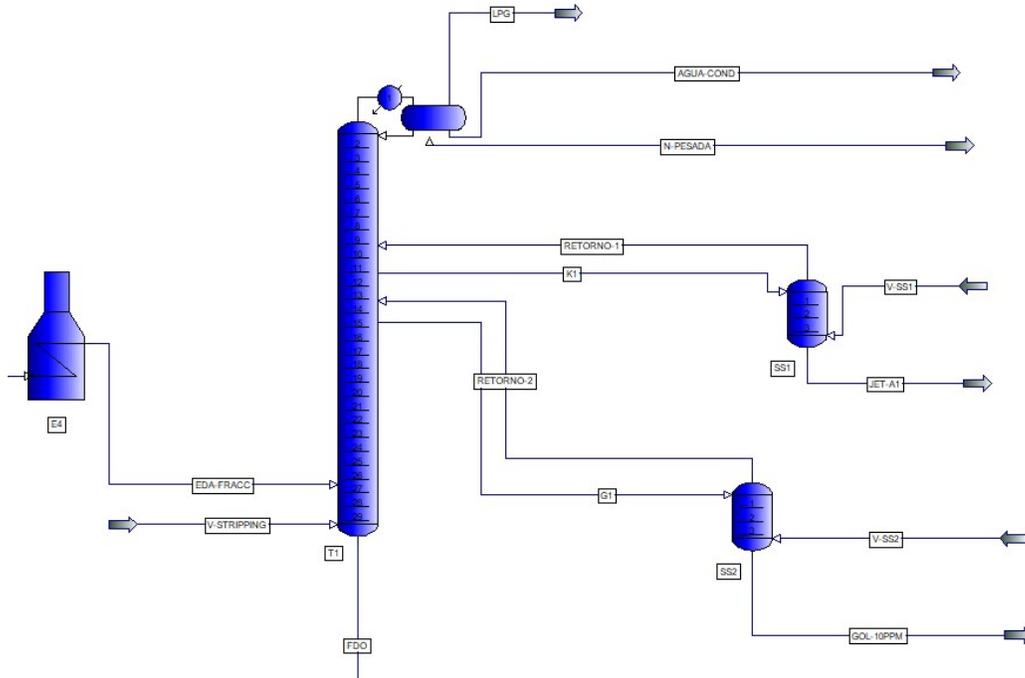
Agregamos 3 etapas más para sobredimensionar levemente el equipo y por último, estimado una eficiencia del 85% de los internos de la columna podemos saber el número reales de platos.

$$N^{\circ}Real = N^{\circ}Ideal / Eficiencia \rightarrow N^{\circ}Real = 25 / 0.85$$

Etapas Reales			
Eficiencia	85	%	
N° Etapas	29	-	
Corte Lat.	Etapa de extracción	Con side-stripper	
		Liq. Plato	Vap. Plato
K	12	10	9
GOL	17	15	13

A continuación se realiza la simulación de la unidad para verificar que cumple con lo especificado, realizando también el análisis de la hidráulica de la columna. (Ver Anexo 15)

Como se muestra la simulación arrojó 2 diámetros, se optará por el que no tenga un factor de inundación muy extremo.



(Esquema de la unidad en cuestión)

Para ver los datos detallados ver hoja de dato del equipo (**Anexo 4**)

Resumen		
Diámetro de Columna	5334	mm
N° de Pasos	2	-
Largo del DC de Lado	364	mm
Largo del DC central	249	mm
N° de Válvulas	2543	-
N° de Platos	29	-
Factor de inundación (FF) (30-80)	78	-
Espaciado e/ Platos	660	mm
Altura total	16	m
Perdida de Carga	0,23	kg-cm²

Diseño del intercambiador (Fondo Stripper-DEA Rica) E-7010

La solución de DEA rica en SH₂ se hace circular desde la columna C-7004, y se envía para su calentamiento al intercambiador E-7010, mientras que el fondo de la columna C-7005 el cual es una solución concentrada de DEA libre de SH₂ es enfriada para su posterior reutilización.

La solución rica debe ser precalentada a 230°C para poder ingresar en la columna C-7005 de manera tal de estar parcialmente vaporizada (solamente el SH₂ y parte del agua)

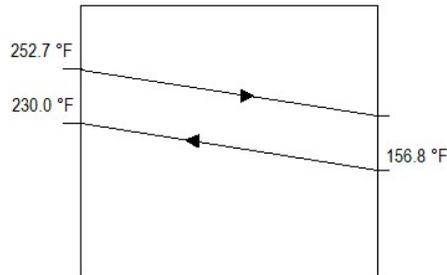
El intercambiador elegido es del tipo casco y tubos, cabezal flotante. Por tubos circulará el fondo del stripper y por coraza la DEA rica en SH₂.

Tanto los caudales másicos como las propiedades físicas de las corrientes se considerarán en unidades británicas para facilitar el cálculo con el empleo de tablas y correlaciones disponibles y fueron evaluadas mediante el uso de simulador de procesos PROII.

Las propiedades físicas de los fluidos se obtuvieron a las temperaturas calóricas correspondientes.

Balance de calor (carga térmica del servicio o duty), Q:

Las temperaturas empleadas:



Coraza:

$$Q = w_s c_{p_s} (T_1 - T_2)$$

$$Q = 88569.3 \frac{\text{lb}}{\text{h}} 0.718 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} (230^\circ\text{F} - 156.8^\circ\text{F})$$

$$Q = 4654990 \text{ Btu/h}$$

Tubos:

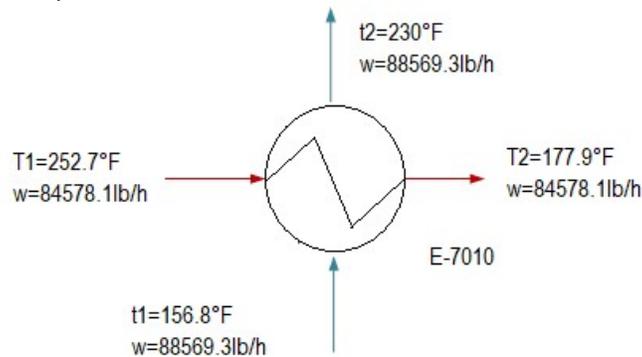
$$Q = w_t c_{p_t} (t_2 - t_1)$$

$$t_2 = \frac{Q}{w_t c_{p_t}} + t_1 =$$

$$t_2 = \frac{4654990 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}}{84578.1 \frac{\text{lb}}{\text{h}} 0.736 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}} + 252.7^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 177.9^\circ\text{F}$$

Por simulación la temperatura t_2 es de 175.2, mediante el calculo se observa una diferencia entre el calculo y la simulacion del 1.5% por lo que se compruba la correcta evaluacion del simulador en cuanto a temperaturas y propiedades (correcta selección de ecuaciones de estados).



Esquema de la estructura de entrada-salida del intercambiador de calor E-7010

Cálculo de la temperatura media para la evaluación de las propiedades físicas de los fluidos:

Se emplean las temperaturas calóricas evaluadas en cada terminal:

Terminal fría:

$$\Delta t_c = T_2 - t_1 = 177.9 \text{ °F} - 156.8 \text{ °F} = 21.1 \text{ °F}$$

Terminal caliente:

$$\Delta t_h = T_1 - t_2 = 252.7 \text{ °F} - 230 \text{ °F} = 22.7 \text{ °F}$$

Abscisa (relación de diferencia de temperatura de las terminales):

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = 0.93$$

Paramétrica C (cambio fraccional en el coeficiente de transferencia de calor):

$$C = \frac{U_h - U_c}{U_c} = \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\Delta t_h} = \left| \frac{12,60 - 48,69}{48,69} \right| = 0.07$$

Del gráfico "Factor Calórico F_c ", **Anexo 2- Figura 13** "TABLAS Y GRAFICOS", se obtiene la fracción calórica:

$$F_c = 0.49$$

Temperatura calórica del fluido caliente:

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) = 177.9 \text{ °F} + 0.49(252.7 \text{ °F} - 177.9 \text{ °F}) = 214.6 \text{ °F}$$

Temperatura calórica del fluido frío:

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 156.8 \text{ °F} + 0.49(230 \text{ °F} - 156.8 \text{ °F}) = 192.7 \text{ °F}$$

Propiedades físicas de los fluidos:

En la siguiente tabla se describen las propiedades de los fluidos de intercambio y las condiciones de operación para el servicio requerido, evaluadas a las temperaturas calóricas calculadas (PROII ver **Anexo 15**).

Propiedad	Lado Tubo		Lado Coraza	
	Fluido Caliente		Fluido Frío	
Fluido	Líquido		Líquido	
Tipo	Sol. DEA concentrada		Sol. DEA rica en SH2	
Flujo Masico	84578,1	lb-h	88569,3	lb-h
T Eda	252,7	°F	156,8	°F
T Sda	177,9	°F	230	°F
Peso Molecular (PM)	18,02	lb/lb-mol	18,01	lb/lb-mol
Cp	1,008	BTU/lb °F	1,005	BTU/lb °F
ρ	59,72	lb/ft ³	60,19	lb/ft ³
μ	0,275	CP	0,316	CP
k	0,391	BTU/ft °F h	0,387	BTU/ft °F h

Diferencia Logarítmica Media de Temperatura, MLTD:

$$MLTD = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}} = \frac{22.7 - 21.1}{\ln \frac{22.7}{21.1}}$$

$$MLDT = 21.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Diferencia de Temperatura Efectiva, Δt_e :

Abscisa P:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{230 - 156.8}{252.7 - 156.8} = 0.76$$

Paramétrica R:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{252.7 - 177.9}{230 - 156.8} = 1.02$$

Con P y R se obtiene del **Anexo 2- Figura 14** "Factor F_t de Corrección de Diferencia de Temperaturas Medias", Anexo "TABLAS Y GRAFICOS", el factor de corrección F_t para la MLTD, habiendo definido: **1 paso por coraza y 2 pasos por tubos**, es:

$$F_t = 0,94$$

por lo tanto,

$$\Delta t_e = MLTD * F_t = 21.90 \text{ } ^\circ\text{F} * 0,94$$

$$\Delta t_e = 20.60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Estimación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio, U_d :

$$U_d = 65.0 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Se selección de acuerdo a los fluidos que circulan por coraza y por tubos (sol. Solvente organico en ambos casos), aunque como no es un solvente organico sino una solucion se toma un valor un poco superior al valor maximo.

Cálculo del área mínima requerida, A_r :

$$A_m = \frac{Q}{U_d \Delta t_e}$$

$$A_r = \frac{4654990 \text{ Btu/h}}{65 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} 20.60 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A_r = 3476.5 \text{ pie}^2$$

Cálculo del número de tubos y selección de equipo estándar:

Longitud efectiva, L_e :

Seleccionando tubos de longitud total, $L_t = 20$ pie y un espesor de placa portatubos $e = 0,125$ pie:

$$L_e = L_t - 2e = 20 \text{ pie} - 2 * 0,125 \text{ pie}$$

$$L_e = 19,75 \text{ pie}$$

Area de un tubo, A_t :

Se emplean tubos de $\frac{3}{4}$ plg (0,0625 pie) de diámetro externo (OD_t):

$$A_t = \pi OD_t L_e = \pi * 0,0625 \text{ pie} * 19,75 \text{ pie}$$

$$A_t = 3,88 \text{ pie}^2$$

Número de tubos totales, N_t :

$$N_t = \frac{A_r}{A_t} = \frac{3476,5 \text{ pie}^2}{3,88 \text{ pie}^2} \cong 900 \text{ tubos}$$

Se selecciona un equipo estándar con las siguientes dimensiones y características:

Coraza:

Nº de corazas: 1

$ID_s = 37,00 \text{ plg}$

Pasos, $n_s = 1$

Espaciado entre baffles, $B = 12,00 \text{ plg}$

Corte de baffle: 25 %

Tubos:

$N_t = 940$

$L_t = 20,00 \text{ pie}$

OD_t : $\frac{3}{4}$ plg, BWG 14

Pasos: $n_t = 2$

Arreglo: cuadro rotado (\diamond), $P_t = 1 \text{ plg}$

Coraza:

Area de flujo, a_s :

El número de tubos centrales resulta,
 $n_{tc} = 36 \text{ tubos}$

$$a_s = (ID_s - n_{tc} * OD_t)B/144$$

$$a_s = (37,00 \text{ plg} - 36 * 0,75 \text{ plg})(12 \text{ plg})/144$$

$$a_s = 0,83 \text{ pie}^2$$

Velocidad media del fluido en coraza, V_s :

$$V_s = \frac{w_s}{a_s \rho_s}$$

$$V_s = \frac{88569,3 \text{ lb/h}}{0,83 \text{ pie}^2 * 60,19 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}}$$

$$V_s = 0,49 \text{ pie/s}$$

Tubos:

Area de flujo, a_t :

$$ID_t = 0,584 \text{ plg} * \frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ plg}} = 0,0487 \text{ pie}$$

$$a_t = \frac{\pi ID_t^2 N_t}{4 n_t}$$

$$a_t = \frac{\pi(0,0487 \text{ pie})^2 940}{4 * 2} = 0,88 \text{ pie}^2$$

Velocidad media del fluido dentro de los tubos, V_t :

$$V_t = \frac{w_t}{a_t \rho_t}$$

$$V_t = \frac{84578,1 \text{ lb/h}}{0,88 \text{ pie}^2 * 59,72 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}}$$

$$V_t = 0,45 \text{ pie/s}$$

Coraza:

Velocidad másica, G_s :

$$G_s = \frac{w_s}{a_s}$$

$$G_s = \frac{88569.3 \text{ lb/h}}{0.83 \text{ pie}^2}$$

$$G_s = 106710 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}$$

Número de Reynolds, Re_s :

$$Re_s = \frac{G_s D_e}{\mu}$$

Del **Anexo 2 - Figura 15**

$$D_e = 0,0792 \text{ pie}$$

$$Re_s = \frac{106710 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} * 0,0792 \text{ pie}}{0.316 \text{ cP} * 2,42 \text{ lb/pie h}}$$

$$Re_s = 11052$$

de la **Figura 16 - Anexo 2:**

$$f_s = 0,0025$$

Pérdida de carga, Δp_s :

$$\Delta p_s = \frac{f_s G_s^2 D_s (N_c + 1) n_s}{5,22 \cdot 10^{10} D_e s \phi_s}$$

Gravedad específica, s :

$$s = \frac{\rho_s^{t_c}}{\rho_{\text{agua}}^{39,2^\circ\text{F}}}$$

$$s = \frac{60.19 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{62.50 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 0.963$$

Número de cruces, $N_c + 1$:

$$N_c + 1 = 12 \frac{L_t}{B} = 12 \frac{20.00}{12.00} = 20$$

Razón de viscosidad, ϕ_s :

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14} \cong 1,00$$

Tubos:

Velocidad másica, G_t :

$$G_t = \frac{w_t}{a_f}$$

$$G_t = \frac{84578.1 \text{ lb/h}}{0.88 \text{ pie}^2}$$

$$G_t = 96111 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}$$

Número de Reynolds, Re_t :

$$Re_t = \frac{G_t D_t}{\mu_t}$$

$$Re_t = \frac{96111 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} * 0,0487 \text{ pie}}{0.275 \text{ cP} * 2,42 \text{ lb/pie h}}$$

$$Re_t = 7033$$

Con $Re_t = 7033$ se obtiene el factor de fricción por tubos de la **Figura 17 - Anexo 2:**

$$f_t = 0,0003$$

Pérdida de carga por tubos, Δp_t :

La pérdida de carga por tubos es la suma de las pérdidas de carga en el tramo recto de tubos más la pérdida de carga por retorno:

$$\Delta p_t = \Delta p_{tr} + \Delta p_{ret}$$

$$\Delta p_{tr} = \frac{f G_t^2 L n_t}{5,22 \cdot 10^{10} D_t s \phi_t}$$

Gravedad específica, s :

$$s = \frac{\rho_t^{t_c}}{\rho_{\text{agua}}^{39,2^\circ\text{F}}}$$

$$s = \frac{60.19 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{62.50 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 0,955$$

Razón de viscosidad, ϕ_t :

Coraza:

Pérdida de carga por coraza, Δp_s :

Con diámetro interno de coraza:

$$D_s = \frac{ID_s}{12} = \frac{37.00 \text{ plg}}{12 \text{ plg/pie}} = 3.08 \text{ pie}$$

$$\Delta p_s = \frac{0.0025 * 3.08 * \left(106710 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}\right)^2 * 20,00 * 1}{5,22 \cdot 10^{10} * 0,0792 \text{ pie} * 0,963 * 1}$$

$$\Delta p_s = 0.44 \text{ psi}$$

Cálculo del Coeficiente Pelicular Externo, h_0 :

Para $Re_s = 11052$ el régimen resulta laminar, por lo que de la **Figura 15 - Anexo 2**, se obtiene el factor j_H de Colburn para el lado de la coraza: $j_H = 61.00$

Coeficiente Pelicular Externo, h_0 :

$$h_0 = \frac{j_H k_s}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)_s^{+1/3} \left(\frac{\mu_s}{\mu_w}\right)^{+0,14}$$

$$h_0 = \frac{61.00 * 0.387 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{0,0792 \text{ pie}} \left(\frac{1.005 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} * 0.316 \text{ cP} * 2,42 \frac{\text{lb}}{\text{pie h}}}{0.387 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}} \right)^{1/3} * 1,00$$

$$h_0 = 197.3 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Tubos:

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{0,14} \cong 1,00$$

Pérdida de carga en tramos rectos:

$$\Delta p_{tr} = \frac{0,0003 \left(96111 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}\right)^2 * 20,00 \text{ pie} * 2}{5,22 \cdot 10^{10} * 0,0487 \text{ pie} * 0,955 * 1,00}$$

$$\Delta p_{tr} = 0.086 \text{ psi}$$

Pérdida de carga por retornos:

$$\Delta p_{ret} = \frac{4n_t}{s} \left(\frac{V_t^2}{2g'}\right) \frac{\rho_{\text{agua}}^{39,2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{144} \text{ [psi]}$$

$$\Delta p_{ret} = \frac{4 * 2}{0.955} \left[\frac{\left(0.43 \frac{\text{pie}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 32.20 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}} \right] \left(\frac{62.50 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{144} \right)$$

$$\Delta p_{ret} = 0.052 \text{ psi}$$

Pérdida de carga total:

$$\Delta p_t = 0.086 \text{ psi} + 0.052 \text{ psi}$$

$$\Delta p_t = 0.14 \text{ psi}$$

Cálculo de los Coeficientes Peliculares, h_i y h_{i0} :

Para $Re_t = 7033$ el régimen resulta turbulento, por lo que de la **Figura 18 - Anexo 2**, se obtiene el factor j_H de Colburn: $j_H = 35,00$

Coeficiente Pelicular Interno, h_i :

$$h_i = \frac{j_H k_t}{ID_t} \left(\frac{c_p \mu}{k}\right)_t^{+1/3} \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{+0,14}$$

Considerando $\left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{+0,14} \cong 1,00$

h_i

$$= \frac{35.00 * 0.391 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{0,0487 \text{ pie}} \left(\frac{1.008 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} * 0.275 \text{ cP} * 2,}{0.391 \frac{\text{Btu}}{\text{pie h}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}} \right)$$

* 1,00

$$h_i = 175.7 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coraza:

Tubos:

Coefficiente Pelicular Interno Referido al Diámetro Externo, h_{i0} :

$$h_{i0} = h_i \frac{ID_t}{OD_t}$$

$$h_{i0} = 175.7 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \left(\frac{0,0487 \text{ pie}}{0,0625 \text{ pie}} \right)$$

$$h_{i0} = 136.9 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente de Transferencia Global Limpio, U_c :

$$U_c = \frac{h_{i0} h_0}{h_{i0} + h_0}$$

$$U_c = \frac{136.9 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} * 197.3 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{136.9 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} + 197.3 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}$$

$$U_c = 80.82 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente de Transferencia Global Sucio o de Servicio, U_d :

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

Coefficiente de ensuciamiento, R_d :

De la literatura¹ se obtienen los coeficientes de ensuciamiento para lado tubo y coraza:

$$R_d = 0.002 \frac{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$$

Coefficiente de Transferencia Global Sucio, U_d :

$$U_d = \frac{1}{1/80.82 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} + 0.002 \frac{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{Btu}}}$$
$$U_d = 69.57 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Area disponible, A_{disp} :

$$A_{\text{disp}} = a_t'' N_t L_e$$

$$A_{\text{disp}} = 0,1963 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} * 940 * 19,75 \text{ pie}$$

¹ B. A. Garrett-Price, S. A. Smith, R. L. Watts, J. G. Knudsen; "Industrial Fouling: Problem Characterization, Economic Assessment, and Review of Prevention, Mitigation, and Accommodation Techniques". Prepared for the U.S. Department of Energy under Contract DE-AC06-76RLO 1830. February 1984.

$$A_{\text{disp}} = 3644 \text{ pie}^2$$

Area Mínima Requerida o Necesaria, A_{req} :

$$A_{\text{req}} = \frac{Q}{U_d \Delta t_e}$$
$$A_{\text{req}} = \frac{4654990 \text{ Btu/h}}{69.57 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}} * 20.60 \text{ }^\circ\text{F}}$$
$$A_{\text{req}} = 3247.9 \text{ pie}^2$$

Porcentaje de Exceso de Area, $\% \varepsilon$:

$$\% \varepsilon = 100 \left(\frac{A_{\text{disp}} - A_{\text{req}}}{A_{\text{req}}} \right)$$
$$\% \varepsilon = 100 \left(\frac{3644 \text{ pie}^2 - 3247.9 \text{ pie}^2}{3247.9 \text{ pie}^2} \right)$$
$$\% \varepsilon = 12.20$$

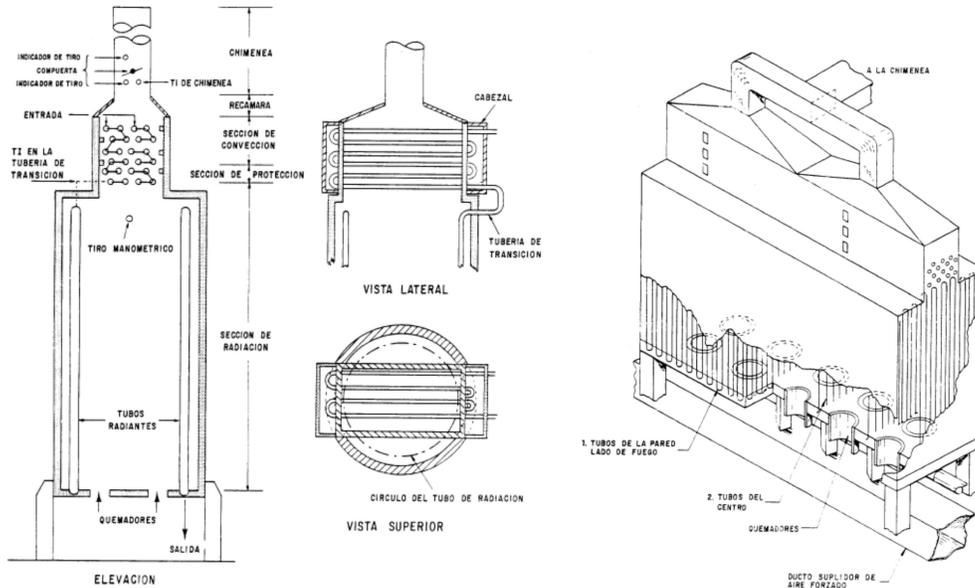
Como $10,00 \leq \% \varepsilon \leq 15,00 \Rightarrow$ el equipo seleccionado cumple con el servicio requerido.

Ver hoja de equipo en el **Anexo 4**

Diseño del Horno

Se selecciona un horno de tipo caja o cabina para el proceso, este tipo de horno cuenta con zona de radiación o radiante, convección y chimenea. Esta última tiene por función producir el tiraje necesario para desalojar los gases de combustión y permitir el ingreso de aire de combustión.

El método de diseño que se desarrollará es el de Wimpress, basado en las relaciones fundamentales de la transferencia de calor por radiación y convección.



Propiedades de entra y salida

Para la evaluación de las propiedades se utilizó el simulador de procesos PROII tanto como para las condiciones iniciales como para la evaluación en la temperatura de cruce.

Stream (Detailed)	UOM	EDA-HORNO	EDA-FRACCIONADORA (SDA HORNO)
Name		EDA-HORNO	EDA-FRACC
Description		EDA-HORNO	EDA-FRACC
Phase		Mixed	Mixed
Thermodynamic System		PR01	PR01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	515,96	515,96
Total Mass Rate	kg / hr	92039	92039
Total Std. Liq. Rate	m ³ / hr	101,5	101,5
Total Std. Vap. Rate	m ³ / hr	11565	11565
Temperature	C	115	380
Pressure	kg/cm ²	4,90	4,00
Total Molecular Weight		178	178
Total Enthalpy	kcal / hr	4748142	23692096
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	52	257
Vapor Mole Fraction	fraction	0,00	0,73
Total Liquid Mole Fraction	fraction	1,00	0,27
Liquid Mole Fraction	fraction	1,00	0,27
Water Mole Fraction	fraction	0	0
Total Acentric Factor		0,421	0,421
Total UOP K factor		10,8	10,8
Total Std. Liq. Density	kg / m ³	906,5	906,5
Total Std. Liq. Specific Gravity		0,907	0,907
Total Std. API		24,44	24,44

Calor a suministrar

El calor absorbido por el fluido se denomina "Duty", y de este valor depende el dimensionamiento del horno.

$$\text{Duty} = G(\text{lb/h}) \Delta H (\text{BTU/lb})$$

Condiciones		
Teda	248	°F
Tsda	719	°F
Ghc (Caudal de HC)	202911	lb/h
Entalpia		
Eda	92,8	BTU/lb
Sda	463	BTU/lb

$$\text{Duty} = 75,12 \text{ MM BTU/h}$$

Se define como eficiencia el cociente entre el calor absorbido y el calor generado. Suponiendo una eficiencia inicial del 75%.

Duty		
Ef	75	%
Duty (q _e)	75117652	BTU/h
	75,12	MM BTU/h
Duty Real (q _n)	100,16	MM BTU/h

Caudal de gas de combustion

El caudal de gas de combustion es funcion de las reacciones estequimetricas vinculadas con el combustible, el poder calorifico y el exeso de aire. Pero para los combustibles mas comunes se puede calcular solamente con el exeso de aire. (Figura 19 - Anexo 2)

Exeso de Aire	25% Exeso (Sale del grafico 66)	
Aire suministrado (a')	1010	lb/MM BTU
Ggas	75869	lb/h
	21,07	lb/seg

Calor Absorbido aproximado en la zona radiante

Mediante un criterio sugerido en la experiencia, se supone que el 70% es absorbido por la zona radiante y el 30% por la zona convectiva.

Calor absorbido por la zona radiante (aprox 70%)		
q _R	52,6	MM BTU/h

Temperatura de cruce

Se denomina temperatura de cruce a la temperatura que el fluido tiene al pasarse de la zona convectiva a la zona radiante. Se calcula de la siguiente forma:

$$\text{Temperatura de cruce (Tc)} = T_{sda} - \%Z_r (T_{sda} - T_{eda})$$

Temperatura de la zona radiante

$$\text{Temperatura media zona radiante (T)} = (T_c + T_{sda}) / 2$$

Temperatura media de la pared de tubo

La temperatura de la pared de tubos depende de la resistencia del material del tubo, del coeficiente pelicular interno, del fluido que circula en su interior y del calor por unidad de área. Cuando la temperatura del fluido es menor a 900°F, la experiencia de diseño asume que se puede tomar como temperatura de pared de tubo 100°F sobre la temperatura del fluido. Por lo que el cálculo de las 3 temperaturas queda de la siguiente manera:

Temperatura de cruce (Tc)		
Tc	389,3	°F
Temperatura de la zona radiante (T)	554,2	°F
Temperatura media de pared de tubo (+100°F porq <900°F)	654,2	°F

Superficie total radiante de tubos

Se denomina tasa radiante al calor absorbido por unidad de área y tiempo. Dividiendo el calor absorbido q_R por la tasa radiante se obtiene la superficie de tubos. Para el diseño del equipo se supone una tasa radiante de 12000 BTU/h ft².

Superficie radiante de tubos (AR)		
tasa radiante maxima	12000	BTU/h ft ²
AR	4382	ft ²
AT = 2AR	8764	ft ²

Selección de distribución de tubos y diámetro

Para desarrollar un coeficiente de película satisfactorio, se debe mantener un flujo dentro de los tubos del horno adecuado, de tal forma que el calor transferido de la pared de los tubos al fluido sea obtenido con una diferencia de temperatura razonable a través de la película. Siempre que sea posible, los diámetros de los tubos deben ser seleccionados del tamaño de tubos nominales estándar (IPS), en el rango de 5 a 20 cm (2 a 8 pulg). Los tamaños de los tubos más económicos son los de 4, 5 y 6 pulg de diámetro interior, siendo el espesor más recomendado superior a las 0.285 pulg. En algunos casos, a fin de obtener las velocidades másicas requeridas, se pueden usar tamaños más pequeños, pero se debe evitar, en lo posible, más de un paso.

El siguiente criterio general de distribución debe ser usado en todas las configuraciones de hornos:

1. El espacio entre el centro de los tubos de radiación debe ser 2 veces el diámetro nominal, codos de curva cerrada en U (Short radius U-bend).

2. Los tubos de radiación adyacentes a la pared deben estar ubicados a una distancia de 1.5 veces el diámetro nominal alejado de la pared.
3. Los tubos de las esquinas en la sección de radiación deben ser ubicadas de tal manera de evitar zonas muertas ya que estos tubos reciben menos calor que la cantidad promedio. Por otro lado, las longitudes máximas de tubos verticales deben ser limitadas a 15 m, (50 pie o más pequeños) debido a la excesiva mala distribución del calor de entrada en tubos largo.

Para el número de pasos se calcula la velocidad del fluido dentro de los tubos para que sea admisible, el valor estimado de la experiencia es que sea menor a 10 ft/seg, esto se debe a la mala transeferencia de calor del lado de los gases de combustion. Este efecto produce que el intercambio de calor no mejore con el tiempo de residencia por lo que se prioriza disminuir la perdida de carga aumentando la velocidad.

$$V_t (\text{velocidad por tubos}) = \text{Caudal masico} / \text{área de flujo} \times \text{densidad} \times n^\circ \text{ de pasos}$$

Selección y distribución de tubos	Velocidad de fluido <10ft/seg	
Ghc	56,36	lb/seg
Densidad	48,51	lb/ft ³
Tubos (DE)	4,5	pulg
Tubos (DI)	4,01	pulg
Area de flujo	0,09	ft ²
Numero de Pasos	4	-
Vf	3,3	ft/s

El tamaño de la caja o cabina del horno se estiman gracias al duty de este.

Especificaciones del Horno		
Ancho (A)	20	ft
Alto (h)	25	ft
Largo (L)	40	ft
Tubos		
Longitud de tubos	40	ft
Longitud expuesta	38,5	ft
DE	4,5	pulg
DI	4,01	pulg
Distancia e/ Centros (pich)	8	pulg
Tubos Shield	6	-
Superficie de Tubos	1,1728	ft ² /ft long
Numero de Tubos	96	-
Numero de Tubos por paso	24	-

Calculo de la perdida de carga (ΔP) en la zona radiante

$$\Delta P = f \times G^2 \times L / 5.22 \times 10^{10} \times D \times S$$

Del grafico con el Re y G_D

$$Leq = 50 \text{ diametros} \times n^\circ \text{ codos de } 180^\circ (23)$$

Calculo de la Perdida de Carga de la zona radiante		
Grafico pagina 40 manual TET		
S	0,62	
Viscosidad	0,9217	lb/h ft ²
Densidad	48,51	lb/ft ³
G	578695	lb/ft ² h
Re	209809	-
Leq	384,3	ft
Ltotal	424,3	ft
f (sale con el grrafico)	0,00015	ft ² /pulg ²
AP	1,97	psi
	0,14	Kg-cm ²
AP admisible	40	psi
	2,81	Kg-cm ²

Superficie total de la zona radiante

Logitud expuesta zona radiante = AR / Superficie de tubos

Superficie por tubo = Lef x Superficie de tubos

Superficie total = n° de tubos x Superficie por tubo x AR

Longitud Expuesta zona radiante	3736	ft
Superficie por tubo	45,15	ft ² /tubo
Superficie total	4335	ft ²

Superficie fria plana equivalente

Con la relacion = distancia centro a centro / diametro exterior de tubo

Se obtiene la **Figura 20 - Anexo 2** con la curva "Total a una hilera cuando una sola esta presente" se obtiene el factor de absorcion.

Relacion e/ distancia e/ centros y DE	1,78	-
Factor de Absorcion (α)	0,92	-

Calculo del área equivalente

Acp = n° de tubos x long. expuesta x distancia entre centros.

$\alpha_{ACP} = Acp_s + Acp_p$

Area Equivalente (ACP)		
ACP tubos Shield	154	ft ²
αACP tubos pared	2267	ft ²
αACP	2421	ft ²
Area del Recinto	4465	ft ²
Superficie de Refractario (Ar)	2044	ft ²
Ar/αACP	0,84	-

El Acp_s no se encuentra afectado por el factor de absorcion pues detrás de los tubos shield (escudos) no hay pared por lo que no hay posibilidad de reflexion.

Longitud media de la trayectoria: que es la logitud sobre la cual pueden irradiar los gases calientes, que se puede calcular mediante la siguiente formula:

$$L = 2/3 (\text{Volumen del Horno})^{1/3} = 2/3 (A \times h \times L)^{1/3}$$

$$L = 2/3 (20 \times 25 \times 38.5)^{1/3}$$

Presion parcial CO₂ - H₂O sale de grafico con el % de aire en exeso

Longitud de la trayectoria (L)	17,9	ft
P	0,23	atm
PxL	4,11	atm ft

Se estima la temperatura media de la zona radiante lado fuegos (Tg)

Tg: Temperatura media de la zona radiante del lado fuegos (°F)	1650
--	------

De la **Figura 21 - Anexo 2** con PxL y la Tg se obtienen la emisividad de los gases. Con este dato y la relacion de Ar/αACP del grafico 88 se obtiene el factor de intercambio F.

e (emisividad de gases)	0,53
F (Factor de intercambio)	0,67

Calor Zona Radiante

No hay precalentamiento de aire o de fuel-oil por lo que qa y qf son cero. Se supone que las perdidas por radiacion de las paredes ql/qn estan entre un 1 y un 3 % Para este tipo de hornos se supone una temperatura de salida de los gases de combustion de la zona radiante similar a la media de dicha zona (Tg = Tg2). El calculo iterativo de esta se muestra a continuacion dando como resultado una Tg de 1650°F

Perdida de Radiacion por Pared	2	%
Temp. De Salida de gases Tg2	1650	°F

Con la Tg2 y el exeso de aire de la **Figura 23 - Anexo 2** se obtiene que:

qg2/qn	0,46
--------	------

Haciendo un balance de calor en la zona radiante obtenemos que:

$$q_n + q_a + q_f = q_r + q_l + q_{g2}$$

Siendo:

- qn= calor generado por la combustion.
- qa= calor sensible del aire de combustion.
- qf= calor sensible que aporta el combustible y el vapor de agua.
- ql= perdidas de calor por las paredes.
- qg2= calor sensible que se llevan los gases de combustion al dejar la zona radiante.

$$q_r/F \times \alpha_{ACP} = (1 + q_a/q_n + q_f/q_n - q_{g2}/q_n - q_l/q_n) \times (q_n)/F \times \alpha_{ACP}$$

qa	0	BTU/h
qf	0	BTU/h
qr/F x αACP	32110	BTU/ft ² h

Con este dato y la temperatura de gases Tg en el grafico xxxx debe obtenerse un punto a la derecha de la curva de temperatura correspondiente a la temperatura de pared de tubo, si esto no ocurre debe suponerse una nueva Tg y volver a iterar.

Con la Tg ya definida y el % de aire en exeso resulta ser que:

qr	52,08	MM BTU/h
----	--------------	----------

Verificacion

qr/Art	11886	BTU/h ft ²
--------	--------------	-----------------------

Esto da un valor inferior a la tasa radiante maxima establecida de 12000 BTU/h ft²

Temperatura de Cruce		
ΔH	256,7	BTU/lb
H de cruce	462,3	BTU/lb
Temperatura de Cruce	390	°F

Mediante el uso del simulador PROII se verifica la temperatura de cruce propuesta anteriormente:

$$T_c (\text{verificada}) = 390^\circ\text{F}$$

$$T_c (\text{supuesta}) = 389.3^\circ\text{F}$$

$$\% \text{Error} = 0.17\%$$

Seccion de conveccion

Calor a entregar

qe	75,12	MM BTU/h
qr	52,08	MM BTU/h
qc	23,04	MM BTU/h

Balance de energia en la zona convectiva

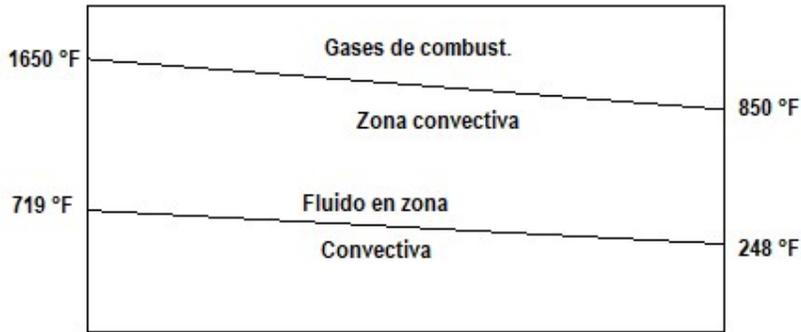
$$q_n + q_a + q_f = q_p + q_r + q_c + q_l$$

Donde q_p es el calor perdido por chimenea.

qc/qn	0,23	-
qa/qn	0	-
qf/qn	0	-
qr/qn	0,52	-
qef/qn	0,02	-
qp/qn	0,23	-
qp	23,04	MM BTU/h

Con el dato q_p/q_n y con el 25% de exeso del **Figura 23 - Anexo 2**, obtenemos la temperatura de chiminena:

Temp. Gases de chimenea Tgech	850	°F
-------------------------------	-----	----



ΔT caliente	931	°F
ΔT frio	602	°F
MLDT	754,6	°F
Temperaturas Medias		
HC	319	°F
Pared del tubo	419	°F
Gas	1073	°F
Película del gas	696	°F

Se selecciono una seccion de conveccion con 6 tubos de 4" de ID por fila de 8" de distancia entre centros.

El ancho de la seccion de flujo de los gases se calcula multiplicando el n° de tubos por fila mas 0.5 para tener en cuenta la separacion entre las filas de tubos y la pared.

Ancho de la seccion	52	pulg
Ancho libre	25	pulg
	2,083	ft
Area Libre	80,21	ft ²
Flujo masico de Gas	0,26	lb/ft ² seg
Maximo permisible recomendado	0,4	lb/ft ² seg

Coefficientes de transferencia

Coefficiente de transferencia para la conveccion de gases (hcc)

Figura 25 - Anexo 2	T. pelicula de gas	
	Flujo Masico	
	OD tubo	
hcc	3,8	BTU/ h ft ² °F

Coefficiente de transferencia para radiacion de gases (hcr)

Figura 26 - Anexo 2	T. Pared	
	T. de Gases	
hcr	1,9	BTU/ h ft ² °F

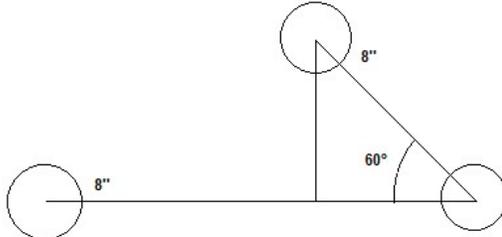
Coefficiente de transferencia para radiacion de pared (hcw)

Figura 27 - Anexo 2	T. Pared	
hcw	7,2	BTU/ h ft ² °F

Coefficiente total (hcc) es la suma de los 3 coeficientes, de manera que:

ht	12,9	BTU/ h ft ² °F
----	-------------	---------------------------

Espaciamiento entre filas



Sen 60° = 0.866

Espaciado entre filas	0,58	ft
-----------------------	-------------	----

Espaciado entre filas	0,58	ft
Area de pared por fila (Acw)	44,5	ft ²
Area de tubos por fila (Act)	272	ft ²
ft	0,091	-
hc	6,22	BTU/ h ft ² °F
suponemos un hi	100	BTU/ h ft ² °F
Uc	5,86	BTU/ h ft ² °F
Uc Grafico	6,2	BTU/ h ft ² °F
Ac	4924	ft ²
n° de tubos	108	-
n° de filas de zc	18	-
n° de tubos teorico	108	-
Area Calculada	4903	
Δarea%	0,4	%

Eficiencia

El n° de tubos supuestos es igual al n° de tubos calculado por lo que se asume que la eficiencia estimada es la correcta (75%).

Eficiencia	75	%
n° de tubos totales	204	-
n° de tubos/paso	51	-

Calculo de la perdida de carga del equipo

S	0,62	
Viscosidad	0,9217	lb/h ft ²
Densidad	48,51	lb/ft ³
G	578695	lb/ft ² h
Ll	2040	ft
Lc	835	ft
Ltotal	2875	ft
Re	209809	-
f (sale con el grafico)	0,00015	ft ² /pulg ²
AP	13,4	psi
	0,9	Kg-cm ²
AP admisible	40	psi
	2,8	Kg-cm ²

Calculo de altura de Chimenea

Datos:

Elevacion	nivel del mar	
Tamb	25	°C
	77	°F
Tgch	850	°F
Tgzc	1073	°F

Con la Temperatura ambiente (Tamb) y la temperatura de los gases de chimene (Tgch) de la **Figura 28 - Anexo 2** obtenemos el tiraje.

Tiraje Teorico	0,86	pulg H2O / 100ft
----------------	------	------------------

Se asume 0.25 pulg H₂O para los quemadores y que los tubos shield aportan una perdida de 0.07 pulg H₂O.

Con la temperatura de gas Tgzc y conociendo que la elevacion es el nivel del mar, de la **Figura 29 - Anexo 2** se obtiene la densidad de los gases en la zona de conveccion.

ρGas zc	0,025	lb/ft ³
---------	-------	--------------------

Calculo de la perdida de carga en la zona convectiva

Cabeza de velocidad (ρV) = 0.003 x G² / ρg

Donde

G= flujo masico de gas (lb/ft² seg)

ρg= densidad del gas (lb/ft³)

ΔP en zona de conveccion = ½ ρV x n° de filas

ρV	0,0083	lb/ft seg ²
ΔPzc	0,075	pulg H2O

Se estimara que la perdida de calor a traves de las paredes es igual a 100°F

Tch	750	°F
-----	------------	----

Ahora con la temperatura de la chimenea (Tch) y el grafico 97 se puede obtener la densidad de los gases de chimenea ρgch.

ρ_{gch}	0,031	lb/ft ³
--------------	-------	--------------------

Caudal volumetrico del gas (V_{gch}) = caudal masico de gases / ρ_{gch}

V_{gch}	680	ft ³ /seg
-----------	------------	----------------------

Para determinar la velocidad del gas en la chimenea se supone un diametro de esta para realizar los calculos.

Velocidad del gas en chimenea (v_{gch}) = caudal volumetrico de gas/ área de chimenea
Se prueba con un diametro de 6 ft.

D	6	ft
v_{gch}	24,06	ft/seg

Como la velocidad recomendada es de 30 ft/seg se prueba con un diametro mas chico:

D	5,4	ft
v_{gch}	29,70	ft/seg

Cabezal de velocidad $\rho v = 0.003 \times v^2 / \rho_{gch}$

ρv_{ch}	0,082	lb/ft seg ²
---------------	--------------	------------------------

Perdida total de carga de chimenea

$$\Delta P_{ch} = \Delta P_{eda} + \Delta P_{damper} + \Delta P_{friccion} + \Delta P_{sda}$$

$$\Delta P_{ch} = 3 + H/50 \times D \rho v$$

H	100	ft
ΔP_{ch}	0,28	pulg H ₂ O

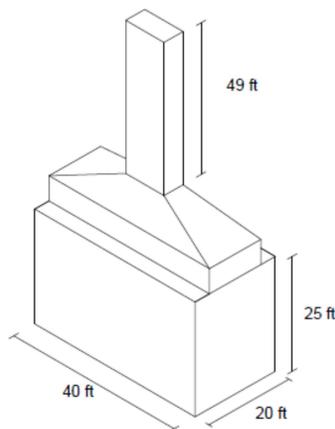
Tiraje requerido = perdidas por chimenea + perdida por los tubos shield + perdidas en los tubos, por lo que el tiraje requerido queda:

ΔP_t	0,42	pulg H ₂ O
--------------	-------------	-----------------------

Tiraje requerido = (Tiraje total calculado/ Tiraje hallado de grafico) x 100

Altura de Chimenea	49	ft
--------------------	-----------	----

Esta altura es medida desde los tubos shield.



Numero de quemadores

El numero de quemadores se consigue mediante el cociente del calor necesario del horno y el calor entregado por el quemador, este dato es de fabrica y provisto por los fabricantes de los quemadores.

Numero de Quemadores		
qn	100156870	BTU/h
qnom quemador	15500000	BTU/h
n° de Quemadores	6	-

Ver hoja de datos de equipo (**Anexo 4**)

Especificación del compresor JC-7002 (gas de reciclo)

Para la selección del tipo de compresor se uso la guia propuesta por el libro “Ludwig - Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants, Volume 3” por la cual debido a los caudales de gas que se manejaran y al salto de presion se optara por un compresor de tipo alternativo de multiples etapas de compresion con enfriamientos internos, adicionando un enfriamiento final para acondicionar el gas que entrara como “quench” de enfriamiento al reactor.

Evaluacion de propiedades del gas de entrada

Para la evaluacion de las propiedades se uso el simulador PROII con el paquete termodinamico “Grayson-Streed” el cual es recomendado para corrientes gaseosas ricas en hidrogeno.

Corriente	Reciclo		
Presion de succion [Kg/cm ²]	2	Densidad [Lb/Ft ³]	0,034
Presion de succion [psia]	42,67	Peso Molecular (PM)	4,618
Temperatura [°C]	25	Composicion [FRACCION M]	-
Temperatura [°F]	77	H2	0,869
Caudal [Kg/Hr]	4835	C1	0,088
Caudal [lb/Hr]	10608	C2	0,023
Caudal [Sm3/Hr]	24685,5	C3	0,0028
Caudal [SFC/Hr]	871757,8	NC4	0,0022
Factor Z	1,00	IC4	0,0029
Cp [BTU/lb °F]	1,5753	NC5	0,0005
Cv [BTU /lb °F]	1,1436	IC5	0,0005
K = Cp/Cv	1,38	N2	0,0113

Determinacion de etapas de compresion

Primero verificamos que la relacion de compresion este entre 3 y 5 (relacion estipulada para compresores alternativos)

$$Rc = P_{sda} / P_{eda}$$

$$Rc = 110 \text{ kg-cm}^2 / 3 \text{ kg-cm}^2$$

$$Rc = 36.67$$

Debido a que la Rc >> 5 se le aplica a dicha relacion de compresion la raiz elevada a la cantidad de etapas necesarias, en este punto se itera hasta obtener relaciones de compresion aceptables. Se obtienen 3 etapas de compresion.

$$Rc \text{ de etapa} = \sqrt[3]{36.37}$$

$$Rc = 3.31$$

Calculo de las temperaturas de descarga de cada etapa

Para la temperatura de descarga se utilizara la siguiente ecuacion

$$T_2 = (T_1 + 460) Rc^{k-1/k}$$

Como la temperatura de ingreso a la siguiente etapa no debe superar los 160°F se realizara un enfriamiento interno de manera tal que el ingreso a las etapas 2 y 3 sea de 150°F.

A continuacion se calculan las 3 temperaturas de descarga.

Etapa de compresion	1	2	3	unidad
Temperatura de entrada (T1)	77	150	150	°F
Rc	3,31	3,31	3,31	-
k	1,38	1,38	1,38	-
Temperatura de salida (T2)	746,6	848,1	848,1	°R
	286,6	388,1	388,1	°F

Calculo de la potencia de cada etapa

Con los datos de la relacion de compresion Rc y K de la **Figura 30 - Anexo 2** obtenemos el siguiente dato del eje “y”.

BHP/MMCFD (unidad de potencia por unidad de caudal volumetrico de gas)

Como las entradas de las etapas 2 y 3 no se encuentran a una presion sercana a la del grafico se deberia usar un factor de descuento, sin embargo no se le aplicara para realizar un sobredimensionamiento al equipo.

Como todas las etapas tienen las mismas relaciones de compresion y los mismos “k” todas dan un resultado de:

$$BHP/MMSCFD = 76.5$$

Todas las etapas tienen un caudal = 20.92 MMSCFD

Potencia de cada etapa de compresion = 1600 HP

Estimacion de la eficiencia isentropica

La eficiencia isentropica de un compresor es la razon entre el trabajo requerido para elvar la presion de un gas a un valor espesifico de forma isentropica y el trabajo real del compresor.

$$\eta_c = \frac{W_s}{W}$$

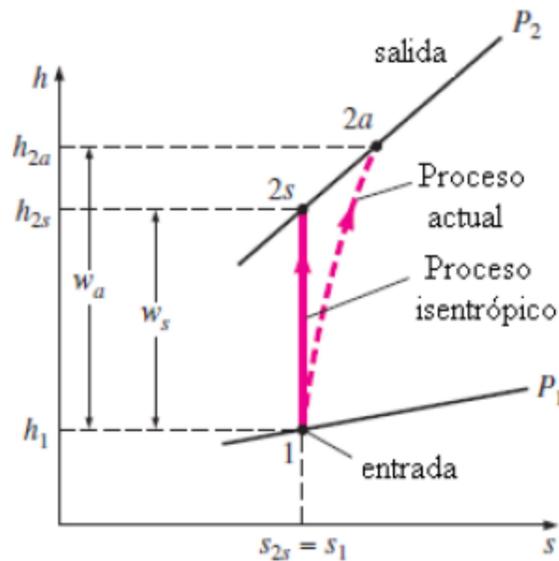
Cuando las variaciones de energía cinética y potencial del gas son despreciables, el trabajo requerido por el compresor adiabático es igual al cambio de entalpía; entonces:

$$\eta_c = \frac{h_{2s} - h_1}{h_{2a} - h_1}$$

h_1 : entalpía a la entrada del compresor

h_{2a} : entalpía a la salida para la condición actual

h_{2s} : entalpía a la salida para la condición de compresión isentrópica



Los datos de las entalpías se tomaron de la simulación del compresor (**Ver Anexo 15**). Con estos datos se calcularon las eficiencias isentrópicas de cada etapa.

Etapa de compresion	1	2	3	unidad
Entalpia entrada	1,095	2,319	2,296	MM BTU/hr
Entalpia salida	4,606	6,405	6,705	MM BTU/hr
Entalpia salida Isentrópica	3,851	5,525	5,753	MM BTU/hr
Eficiencia Isentrópica (η)	78,50	78,46	78,41	%

Al dividir la potencia de cada etapa por su eficiencia η y sumarlas da la potencia del compresor, a su vez hay que agregar un 5% mas ya que parte de la potencia es perdida por la fricción del piston del compresor.

Potencia total: 6422 HP

Se selecciono un compresor modelo C-35 de la compania Howden SA para cumplir con los requerimientos de la operaci3n, ver hoja de datos del compresor (**Anexo 4**)

Especificaci3n de la bomba J-7002 (carga al horno seccion de reacci3n)

Determinacion del diametro de cañeria por McCabe

Datos

$$m = 99898.48 \text{ Kg/h} = 61.17 \text{ Lb/seg}$$

$$\rho = 743.36 \text{ Kg/m}^3 = 46.27 \text{ Lb/pie}^3$$

Ecuaci3n

$$V_{op} = 12 \frac{m^{0.1}}{\delta^{0.36}}$$
$$V_{op} = 12 \frac{61.17^{0.1}}{46.27^{0.36}}$$

$$V_{op} = 4.55 \text{ pie/seg}$$

Diámetro de cañeria

$$q = \frac{61.17 \text{ lb/seg}}{46.27 \text{ lb/pie}^3} = 1.32 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$D_c = \left(\frac{4 * q}{\pi * V_{op}} \right)^{0.5}$$

$$D_c = \left(\frac{4 * 1.32}{\pi * 4.55} \right)^{0.5} = 0.61 \text{ pie} = 7.3 \text{ ''}$$

A partir de tablas se lecciona entonces una cañeria de estas caracteristicas:

$$D_{nominal} = 8 \text{ ''} = 0.20 \text{ m}$$

$$D_{int} = 7.98 \text{ ''} = 0.21 \text{ m}$$

$$D_{ext} = 8.62 \text{ ''} = 0.22 \text{ m}$$

$$SCH = 40$$

$$e = 0.32 \text{ ''} = 0.008 \text{ m}$$

Cálculo de las presiones de succi3n y descarga presiones

Para el desarrollo del c3lculo de las presiones es necesario realizar un balance de energía mecánica en:

A. Salida del flash hacia la bomba (Presi3n de succi3n).

B. Descarga de la bomba hacia el reactor (Presi3n de descarga).

A. Presi3n de succi3n (flash-bomba)

$$g\Delta H + \frac{\Delta P}{\rho} + E_v = 0$$

$$g(H_2 - H_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + Ev = 0$$

Propiedades de la corriente de salida

$$\begin{aligned} T_1 &= 158.112^\circ\text{C} = 431.11 \text{ K} \\ P_2 &= 5.00 \text{ Kg/cm}^2 = 490335 \text{ N/m}^2 \\ \rho &= 743.36 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0.2465 \text{ Cp} = 2.46 \cdot 10^{-4} \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

La altura del flash y la bomba se estiman :

$$H_1 = 1.7 \text{ m}$$

$$H_2 = 0.7 \text{ m}$$

Calculo de la velocidad de flujo másico y el número Reynolds:

$$V = \frac{w}{\rho A} \quad A = \pi \frac{D_{int}^2}{4} = 0.032 \text{ m} \quad V = \frac{27.75}{743.36 \cdot 0.032} = 1.16 \text{ seg}$$

$$Re = \frac{\rho V}{\mu} \quad Re = \frac{743.36 \cdot 1.157 \cdot 0.2027}{2.465 \cdot 10^{-4}} = 707124.44$$

Con la **Figura 31 - Anexo 2** mediante el N° Re y la rugosidad relativa, se obtiene el factor de fricción:

$$f = 0.045$$

Mediante los monogramas de la **Figura 32 - Anexo 2** se obtiene las longitudes equivalentes. Para proseguir con el cálculo de la presión de succión, se calculó la longitud total de cañería, que es el tramo recto más la longitud equivalente de los accesorios (**Ver plano "isométrico" del Anexo 16 Plano n°4**).

Cañerías	Succion	Descarga
Tramos rectos (m)	46,97	30,1
Codos 90°	6	4
Long. Equivalente (8,53m)	51,18	34,12
Valvulas Esclusas	1	1
Long. Equivalente (1,0 m)	1	1
Valvulas de Retencion	0	1
Long. Equivalente (0,90m)	0	0,9
Filtros	1	0
Long. Equivalente (0,90m)	0,9	0
Contraccion Brusca	1	0
Long. Equivalente (0,7 m)	0,7	0
Difurcacion T	1	1
Long. Equivalente (8,53m)	8,53	8,53
Expansión Brusca	0	1
Long. Equivalente (0,4m)	0	0,4
Total (m)	109,28	75,05

$$L_{F-B}=109.28 \text{ m}$$

Perdidas por fricción:

$$e_v = 4 \frac{L}{D} f$$

$$e_v = 4 * \frac{109.29}{0.2027} * 0.045$$

$$e_v = 97.05$$

$$E_v = \frac{1}{2} * L * (v)^2$$

$$E_v = \frac{1}{2} * 109.28 * (1.157)^2$$

$$E_v = 73.14 \text{ J/kg}$$

Balance de energía A:

$$9.8(0.7 - 1.7) + \frac{(p_2 - 490335)}{743.36} + 73.14 = 0$$

$$P_2 = 436709 \text{ N/m}^2 = 4.45 \text{ Kg/cm}^2$$

B. Presión de descarga (bomba-horno del reactor)

$$P_{ent} = 110 \text{ Kg/cm}^2 = 10787315 \text{ N/m}^2$$

$$e_v = 4 \frac{L}{D} f$$

$$e_v = 4 * \frac{75.05}{0.2027} * 0.045$$

$$e_v = 66.65$$

$$E_v = \frac{1}{2} * 75.05 * (1.157)^2$$

$$E_v = 50.23 \text{ J/Kg}$$

$$9.8(13.71 - 0.7) + \frac{(10787315 - P_1)}{743.36} + 50.23 = 0$$

$$P_1 = 10919430 \text{ N/m}^2 = 111.3 \text{ Kg/cm}^2$$

Calculo de la altura de la bomba

$$H = \Delta Z + \Delta \left(\frac{V^2}{2\alpha g} \right) + \frac{\Delta P}{\rho g}$$

$$H = \left(\frac{10919430 - 436709}{743.36 * 9.8} \right) + (1.10 - 0.7)$$

$$H = 1439 \text{ m}$$

Potencia Teórica

Se realiza un balance macroscópico de energía mecánica desde el fondo del flash hasta el reactor.

$$\Delta \left(\frac{V^2}{2\alpha} \right) + g\Delta H + \frac{\Delta P}{\rho} + W_{eje} + E_V = 0$$

$$E_V = E_{VF-B} + E_{VB-R} = 35.54 + 36.67 = 72.21 \frac{\text{J}}{\text{Kg}}$$

Siguiendo la ecuación

$$g(H_F - H_R) + \frac{(P_F - P_R)}{\rho} + W_{eje} + E_V = 0$$

$$W_{eje} = -72.21 - 9.8(1.7 - 13.71) - \frac{(436709 - 10919430)}{743.36}$$

$$W_{eje} = 14056.3 \frac{\text{J}}{\text{Kg}} * 99898.5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$W_{eje} = 1404205419 \frac{\text{J}}{\text{h}} = \frac{1404205.4 \text{ Kj}}{\text{h}} = 524 \text{ HP}$$

Se procede a calcular el caudal y la altura de la bomba en unidades correspondiente:

$$Q = \frac{99898.485 \text{ Kg/h}}{743.36 \text{ Kg/m}^3} = 134.38 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 591 \text{ GPM}$$

$$H = 1439 \text{ m} = 4721 \text{ ft}$$

Se optara por una bomba multietapa horizontal de la marca ruhr-pumpen, el modelo de la bomba esta especificado en la hoja de datos (**Ver hoja de Datos en Anexo 4**)

A continuacion se puede ver la curva de la bomba multietapa y ver donde trabaja el equipo en cuestion, se puede observar un margen olgado para el trabajo por lo que no se necesita saber con exactitud la potencia de la bomba (la cual el fabricante asegura que esta por arriba del 70%). (**Ver Figura 33 - Anexo 2**)

(<http://www.ruhrpumpen.com/products/decoking-systems/a-line>)

Altura neta positiva de aspiración (NPSH)

Es la presión por encima de la presión de vapor de un líquido medida en el punto de succión, para que la bomba no Cavite.

$$NPSH_{disp} = \Delta H + \frac{P_{succion}}{\rho * g} - \frac{E_v}{g} - \frac{P_{vap}}{\rho * g}$$

$$NPSH_{disp} = (0.7 - 1.7) + \frac{471200}{743.36 * 9.8} - \frac{35.54}{9.8} - \frac{0.97847}{743.36 * 9.8}$$

$$NPSH_{disp} = 60 \text{ m}$$

La altura neta de aspiración de la bomba seleccionada según el catálogo técnico del proveedor es de 105 ft. Como la altura disponible es mayor que la requerida por la bomba seleccionada, la bomba cumple con las exigencias requeridas.

$$NPSH_{requerida} = 105 \text{ ft} = 32 \text{ m}$$

$$NPSH_{disp} > NPSH_{req}$$

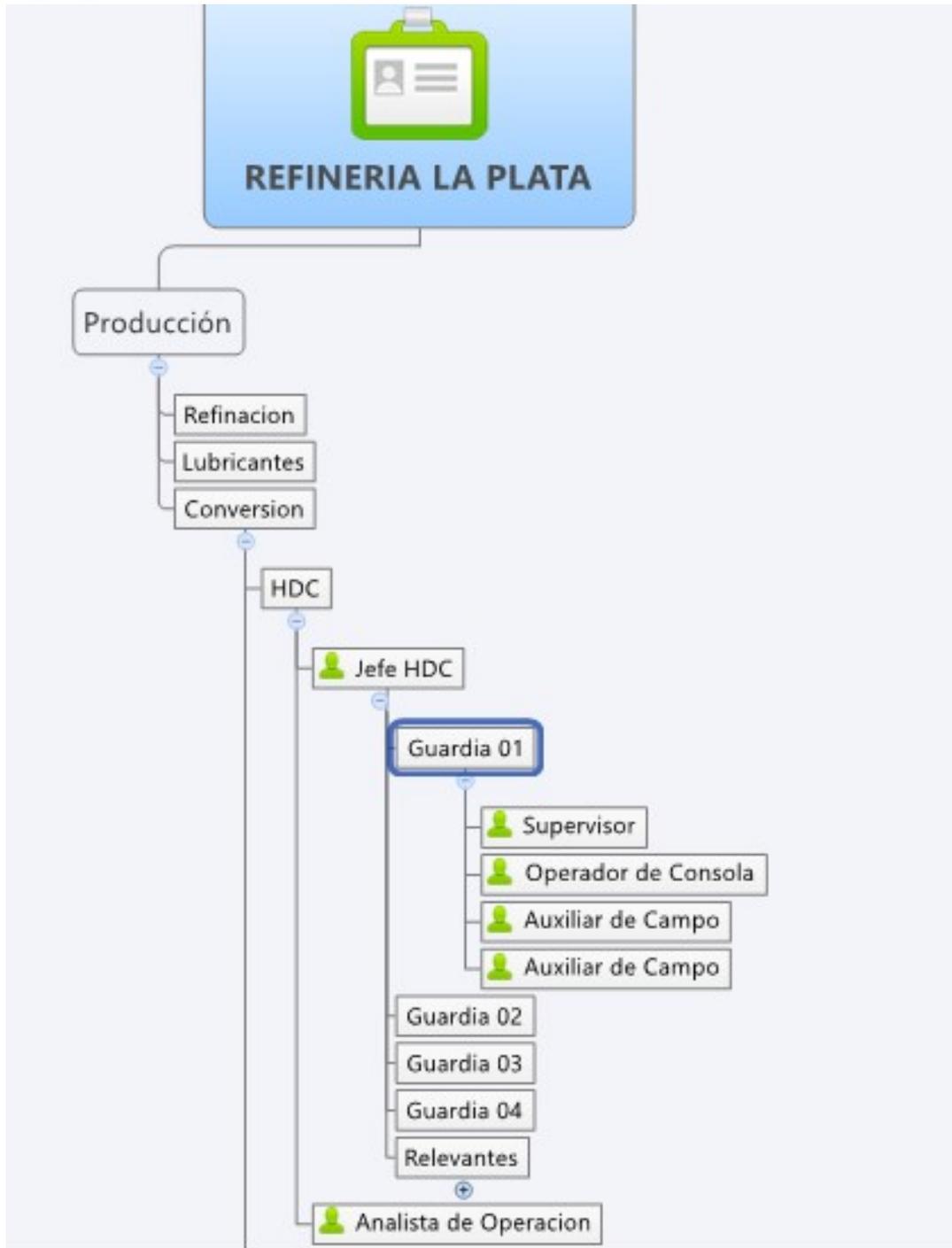
Personal

Como la planta operará de manera continua, durante todo el año se estima un periodo de 8760 horas, el cual se usarán 8000 horas como operativas y 760 se dejará como potenciales horas perdidas debido a cortes de luz, paradas de emergencia u otros inconvenientes posibles.

El personal estará englobado bajo la gerencia de conversión de la refinera la plata y constará de 4 turnos rotativos de 4x4 (este turno ya está instalado en la empresa) se nombrará a un jefe de planta y a un ayudante que estarán en horario diurno, en los turnos habrá 1 supervisor, 1 operador de consola y 2 auxiliares de campo. Si la empresa lo llegase a necesitar (debido a un plantel insuficiente) se contratará 1 técnico de seguridad diurno para las capacitaciones y se nombrará a cada supervisor como encargado de seguridad de su guardia.

A continuación se muestra un organigrama general de cómo estará encuadrado el personal en la refinera.

Organigramas



Estudio Económico

El objetivo del estudio económico es determinar cuál es el monto de los recursos económicos necesarios para la realización del proyecto, cuál será el costo total de la operación de la planta, así como también otra serie de indicadores que servirán como base para la evaluación económica.

Inversión total inicial

La inversión inicial comprende la adquisición de todos los activos fijos o tangibles e intangibles necesarios para iniciar las operaciones de la empresa, con excepción del capital de trabajo.

Se entiende por activo tangible (que se puede tocar) o fijo, los bienes propiedad de la empresa.

Se entiende por activo intangible el conjunto de bienes y propiedades de la empresa necesario para su funcionamiento, y que incluyen: nombres comerciales, asistencia técnica o transferencia de tecnología, gastos preoperativos y de instalación y puesta en marcha, contratos de servicios, etc.

Las ecuaciones básicas para el cálculo de los costos de capital de los equipos principales se toman de la literatura (PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS 5^o EDITION - Max S. Peters Klaus D. Timmerhaus.).

Para la cotización de los equipos se usó un simulador basado en el mismo libro que se encuentra de forma gratuita y online siendo este cada 3 meses actualizado en precios de materiales (<http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>).

En la siguiente tabla se resumen los costos de los equipos instalados:

Equipo	Denominación	Cantidad	Costo unitario (U\$D)	Subtotal (U\$D)
Reactor	R-7002	1	4250000	4250000
Reactor (PT)	R-7001	1	2800350	2800350
Absorbedor	C-7004	1	227930	227930
Regenerador	C-7005	1	196235	196235
Fraccionadora	C-7001	1	446280	446280
Intercambiador	-	16	20500	328000
Horno	B-7001/7002	2	1476541	2953082
Bomba Principal	J-7002 A/B	2	39500	79000
Bombas	-	14	27650	387100
Compresor Reciclo	JC-7002	1	325488	325488
Compresor Make-Up	JC-7001	1	162744	162744
Separadores	-	4	113965	455860
Acumuladores y Strippers	-	5	223140	1115700
TOTAL	-	-	-	13727769

Nota: Aeroenfriadores, Condensadores y Hervidores cuentan como Intercambiadores
El Acumulador y los Stripper laterales se cuentan como el 50% de la columna mas cara

Los Separadores se cuentan como el 50% de la columna intermedia

El Compresor de Make-up se cuenta como el 50% del de Reciclo

Las otras bombas se toman como el 70% de la principal

A continuación se detallan los costos directos e indirectos, basados los porcentajes en el libro Plant Design and Economics for Chemical Engineer's 5ta edición de Peters y Timmerhaus:

Costo directo	% sobre lo adquirido	Subtotal
Equipo adquirido	-	13727769
Equipo instalado	30	4118331
Instrumentación y control	20	2745554
Cañerías y tuberías	30	4118331
Instalación eléctrica	15	2059165
Obra civil	20	2745554
Terreno	6	823666
Mejoras del terreno	10	1372777
Instalación de servicios	30	4118331
Costo total directo	-	35829477
Costo indirecto	% costo directo	Subtotal
Ingeniería	8	2866358
Costo total indirecto	-	2866358
COSTO TOTAL	-	38695835

Inversión Capital Fijo	% del costo total	Total
Costo total (directo+indirecto)	-	38695835
Honorarios del contratista	5	1934792
Eventuales	15	5804375
Inversión Capital Fijo	-	46435002

- Eventuales: son los eventos imprevisibles, por ejemplo: tormentas, huelgas, cambios en el diseño, etc.

Capital de trabajo

El capital de trabajo se define como la diferencia aritmética entre el activo circulante y el pasivo circulante. Desde el punto de vista práctico está representado por el capital adicional (distinto a la inversión en activo fijo) con que hay que contar para que comience a funcionar la empresa.

$$\text{Capital de trabajo} = \text{activo circulante} - \text{pasivo circulante}$$

Activo circulante

El activo circulante se compone básicamente de tres rubros, los cuales son: caja y bancos, inventarios y cuentas por cobrar.

$$\text{Activo circulante} = \text{inventarios} + \text{cuentas por cobrar} + \text{caja y bancos}$$

- Inventarios: se computa como el costo de la máxima cantidad de materia prima, insumos y producto que pueden almacenarse en la planta. Como es demasiado complejo ya que los tanques de almacenamientos son compartidos con otras unidades solo se tendrá en cuenta los stocks de catalizadores.

- Cuentas por cobrar: inversión necesaria como consecuencia de vender a crédito, lo cual depende de las condiciones de crédito, es decir, el período promedio de tiempo (p.p.r.) en que la empresa recupera el crédito. La fórmula contable es la siguiente:

$$\text{CxC} = \text{cuentas por cobrar} = \left(\frac{\text{ventas anuales}}{365} \right) * \text{p. p. r.}$$

- Caja y bancos: se considera entre un 10% y un 20% del monto total invertido en inventarios y cuentas por cobrar.

$$\text{Caja y bancos} = 0,15(\text{Inventarios} + \text{CxC})$$

Pasivo circulante

El pasivo circulante se define como los créditos a corto plazo en conceptos como impuestos y algunos servicios y proveedores.

Un criterio apropiado para el cálculo es tomar como base el valor de la tasa circulante:

$$T_c = \left(\frac{\text{activo circulante}}{\text{pasivo circulante}} \right)$$

Para la evaluación de proyectos es aconsejable utilizar una Tc mayor a 3.

$$\text{Tasa Circulante} = TC = \frac{AC}{PC} \geq 3$$

$$PC = AC/3$$

En la siguiente tabla se resumen los montos previamente detallados, para el cálculo del capital de trabajo (las unidades son USD):

INVENTARIO		
Catalizador TK DCH-8	Capacidad [t]	105
	Costo Unitario [U\$/t]	875
	COSTO Total [U\$/t]	92269
Catalizador TK 925	Capacidad [t]	258
	Costo Unitario [U\$/t]	1200
	COSTO Total [U\$/t]	309096
TOTAL [U\$D]		401365
CUENTAS POR COBRAR		
Producción Anual [t/año]		603409
Ventas Anuales [U\$/año]		235710221
TOTAL [U\$D]		19373443
CAJA Y BANCOS		
Inventario [U\$D]		401365
Cuentas por Cobrar [U\$D]		19373443
TOTAL [U\$D]		2966221
ACTIVO CIRCULANTE		
Inventario [U\$D]		401365
Cuentas por Cobrar [U\$D]		19373443
Caja y Bancos [U\$D]		2966221
TOTAL [U\$D]		22741029
PASIVO CIRCULANTE		
Activo Circulante [U\$D]		22741029
TOTAL [U\$D]		7580343
CAPITAL DE TRABAJO		
Activo Circulante [U\$D]		22741029
Pasivo Circulante [U\$D]		7580343
TOTAL [U\$D]		15160686

Costos de producción

Costos fijos

Para la estimación de los costos fijos se consideran los sueldos de la mano de obra de operación junto con la depreciación, impuestos, seguros, mano de obra y gastos administrativos.

Para el cálculo de los sueldos de la mano de obra de operación se toman en cuenta únicamente los empleados relacionados directamente con las tareas productivas, excluyendo a aquellos que realizan tareas administrativas.

Los sueldos de los operarios de campo y de consola se estiman en base al valor de la hora de trabajo acordado por SUPeH (Sindicado Unido de Petroleros e Hidrocarburos). En el mismo acuerdo se estipula que los trabajadores cumplen, en promedio, 190 horas mensuales de trabajo, base que también se ha tomado para el resto de los empleados. Para todos los casos se ha tenido en cuenta un 25,43% para tener en cuenta los aportes patronales destinados a la obra social, ART, Fondo de Empleo, entre otros. Asimismo, cada empleado cobra anualmente 13 sueldos de manera de tener en cuenta el SAC (aguinaldo)

En la siguiente tabla se resumen los sueldos de la mano de obra de operación implicada en el presente proyecto. El costo por hora de la mano de obra de operación presentado no incluye cargas sociales, mientras que la columna denominada Sueldo Anual incluye el sueldo bruto más las cargas sociales.

Tipo de personal	Personal	Sueldo Mensual (\$)	Sueldo Mensual (U\$D)	Sueldo anual total (U\$D)
Jefe de Producción	1	94360	4695	61029
Analista de Operación	1	78250	3893	50609
Supervisor	5	61000	3035	39453
Operarios de consola	5	50500	2512	32662
Operarios de campo	10	42000	2090	27164
TOTAL MANO DE OBRA ANUAL				210917

Costos fijos	U\$D/año
Depreciación (10% activo fijo)	1372777
Impuestos (12% terreno)	98840
Seguros (1% inversión fija)	145514
Mano de obra	210917
Mantenimiento (4% Costo de Equipos)	549111
Total costos fijos	2377159

Costos variables

Para el cálculo de los costos variables de producción se consideran los costos de la materia prima (VGO e Hidrogeno), los costos de electricidad tanto de los equipos como de alumbrado, de consumo de vapor y de agua de enfriamiento, así como también de DEA.

El consumo de materia prima se calcula a partir del balance de materia. A su vez, el consumo de los equipos se obtiene del balance de energía previamente realizado, mientras que el consumo tanto del vapor y agua de enfriamiento se obtienen de literatura ("El petróleo Refino y tratamiento químico" - P Wuithier).

Los costos totales según el programa de producción en el horizonte del proyecto (fijado en 10 años) serán entonces:

Año	Capacidad (%)	Costos variables (U\$D)
0	0	0
1	60	114050614
2	70	133059050
3	80	152067485
4	90	171075921
5	100	190084357
6	100	190084357
7	100	190084357
8	100	190084357
9	100	190084357
10	100	190084357

Ventas

La proyección de ventas según la capacidad instalada en el horizonte del proyecto se puede visualizar en la siguiente tabla:

Año	Capacidad (%)	Ingresos por ventas (U\$D)
0	0	0
1	60	289626319
2	70	337787372
3	80	386168425
4	90	434439478
5	100	482710532
6	100	482710532
7	100	482710532
8	100	482710532
9	100	482710532
10	100	482710532

El cálculo del ingreso por ventas se realiza en base al balance de masa del proyecto y el precio de cada uno de los productos (Gasoil, Jet-A1, Nafta Virgen, etc) como si la unidad operara al 100%, tal como se detalla a continuación:

INGRESOS POR VENTAS	
KEROCENE	
Precio (U\$D/m3)	385,2
Producción (m3/año)	254214
Ventas anuales (U\$D/año)	97923233
GASOIL	
Precio (U\$D/m3)	421,2
Producción (m3/año)	192852
Ventas anuales (U\$D/año)	81229262
NAFTA (COMO N. VIRGEN)	
Precio (U\$D/m3)	212,5
Producción (m3/año)	254214
Ventas anuales (U\$D/año)	54020475
PROPANO	
Precio (U\$D/tn)	185
Producción (tn/año)	1242
Ventas anuales (U\$D/año)	229770
RESIDUO (COMO CARGA FCC)	
Precio (U\$D/m3)	50,2
Producción (m3/año)	34804
Ventas anuales (U\$D/año)	1747160,8
BUTANO	
Precio (U\$D/tn)	160
Producción (tn/año)	3502
Ventas anuales (U\$D/año)	560320
TOTAL INGRESOS POR VENTAS (U\$D/año)	235710221

Punto de equilibrio

El análisis del punto de equilibrio es una técnica útil para estudiar las relaciones entre los costos fijos, los costos variables y los beneficios.

El punto de equilibrio es el nivel de producción en el que son exactamente iguales los beneficios por ventas a la suma de los costos fijos y los variables.

$$Pe = \frac{CF}{\left(1 - \left(\frac{CV}{V}\right)\right)}$$

Donde:

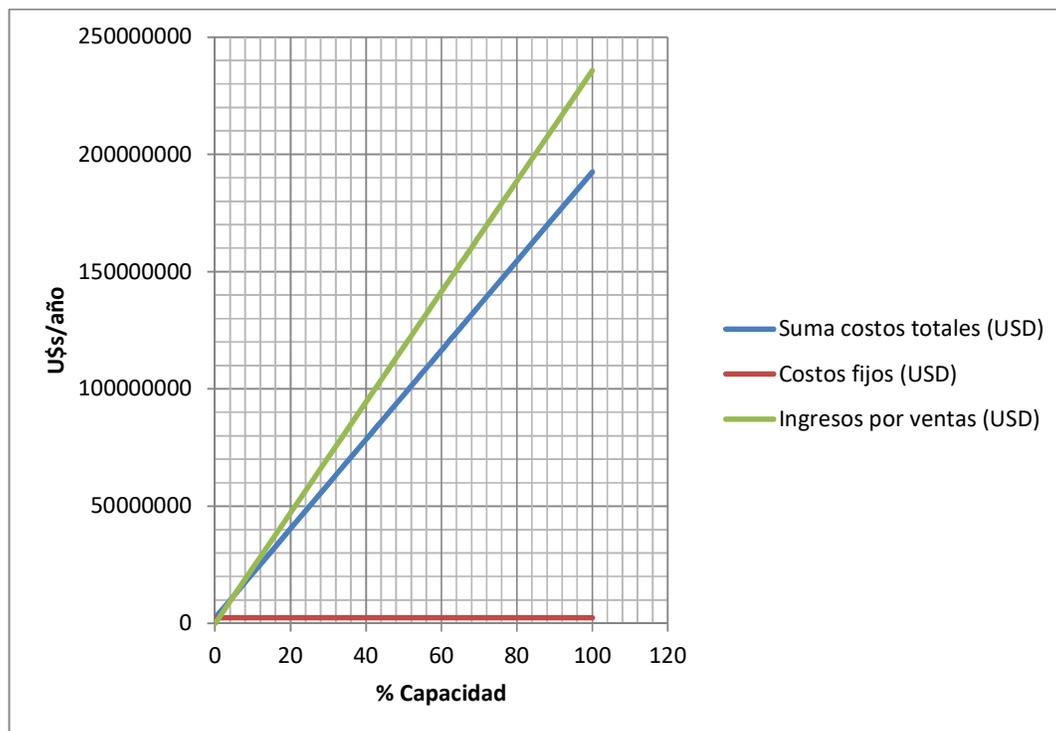
CF: costos fijos

CV: costos variables

V: ingresos por ventas

Punto de Equilibrio	
Costos fijos (U\$D)	2377159
Costos variables (U\$D)	190084357
Costos totales (U\$D)	192461516
Ingresos por ventas (U\$D)	235710221
Punto de equilibrio (U\$D)	12280768

Como se puede apreciar, el punto de equilibrio se alcanza cuando la capacidad de la unidad esta en 15.24% de Capacidad.



Evaluacion Economica

La evaluación económica permite conocer la rentabilidad del proyecto mediante la determinación y el análisis de algunos indicadores económicos de uso frecuente en la evaluación de proyectos, como el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR), entre otros.

La base para el cálculo de los indicadores que permitirán definir la viabilidad económico-financiera del proyecto en estudio, a nivel de pre-factibilidad, es el flujo de caja. Este es un informe financiero que presenta el detalle de los flujos de ingresos y egresos de dinero que tiene el proyecto en un período dado. La diferencia entre los ingresos y los egresos netos se conoce como Saldo o Flujo Neto de Caja (FNC). El Flujo Neto de Caja Actualizado (FNCA), es el resultado del FNC modificado a través de la siguiente relación:

$$FNCA = \frac{FNC}{(1 + i)^n}$$

Siendo:

i: tasa de corte, tasa de actualización o tasa de descuento del proyecto

n: cantidad de períodos (años) en los que se evalúa el proyecto.

Si no se tiene en cuenta la inflación, la tasa de descuento del proyecto se compone por la suma de una tasa libre de riesgo, más el valor del premio del mercado, el cual contempla el riesgo de la actividad, ligado fundamentalmente a variables internas (experiencia de la empresa en el sector, tipo de organización, entre otras) y externas (tendencia del sector, madurez de la tecnología seleccionada, entre otras).

Se calculan los flujos netos de caja considerando dos escenarios:

- Sin financiamiento
- Con financiamiento del 50%

Flujos Netos Sin Financiamiento

Se proyectan los costos e ingresos por ventas en el tiempo de evaluación del proyecto - para el proyecto en estudio se toman 10 (diez) años - teniendo en cuenta la capacidad operativa.

En el año 0 se supone que se realiza la inversión de Capital Inicial (Inversión en Capital Fijo más Inversión en Capital de Trabajo).

Primero se calculan los Ingresos Netos de la empresa, resultado de restar a los Ingresos por Ventas, los Ingresos Brutos (los cuales equivalen a un 6% de los Ingresos por Ventas). En segundo lugar, la Utilidad Bruta, que se obtiene de restar los Costos Totales de producción a los Ingresos Netos. Una vez calculada la utilidad bruta, se descuenta el Impuesto a las Ganancias (35% de la Utilidad Bruta), dando como resultado la Utilidad Neta.

A la Utilidad Neta se le suma la Amortización, la cual equivale al 6,67% anual (para los 10 años de evaluación) del Activo Fijo, para dar como resultado el Flujo de Fondo Anual. Por último, se calculan los flujos de fondos descontados aplicando la Tasa Mínima Aceptable de Rendimiento (TMAR), que en este caso se toma el valor de 22%.

Flujos Netos Con Financiamiento

Los flujos de fondo con financiamiento se calculan en forma similar a los flujos sin financiamiento, con la particularidad que se deben restar los pagos de deuda año a año, según se calcula mediante la tabla de pago de deuda.

La tabla de pago de deuda se ha considerado de tal modo que el pago anual sea el mismo, con una tasa de interés del 4% anual constante.

La anualidad se calcula mediante la ecuación:

$$A = P \left[\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right]$$

Donde:

P: monto del préstamo en U\$D

i: tasa de interés anual

n: plazo de pago en años

$$A = \text{USD } 23217501 \left[\frac{0,04(1 + 0,04)^{10}}{(1 + 0,04)^{10} - 1} \right] = \text{USD } 2862783$$

Concepto	Valor	Unidad
Financiamiento	50	[%]
Plazo de Pagos	10	[Años]
Monto del Prestamo	23217501	[USD]
Tasa de Interes Anual	4	[%]
Anualidad	2862783	[USD]

Cuadros de Flujos de Fondos

En el **Anexo 14 “Tablas de Flujos de Fondo”**, se desarrollan los cuadros de flujo de fondos anuales para ambos casos en evaluación..

Indicadores Economicos

Como oportunamente se indicó, los datos del flujo de caja son la base para la estimación de los siguientes indicadores económicos:

Valor Actual Neto (VAN)

El Valor Actual Neto (VAN), es una medida del beneficio que rinde un proyecto de inversión a través de toda su vida útil. Se define como el valor presente de su flujo de ingresos futuros menos el valor presente de su flujo de egresos futuros. Es un monto de dinero equivalente a la suma de los flujos de ingresos netos que generará el proyecto en el futuro.

El criterio de aceptación en base a este indicador establece que el proyecto podría ser rentable siempre y cuando el VAN sea mayor o igual a 0, (**VAN ≥ 0**).

Para calcular el VAN se emplea la siguiente relación:

$$\text{VAN} = \sum_{j=0}^n \frac{\text{FNC}_j}{(1 + i)^j}$$

Siendo:

FNC_j: flujo neto de caja en el año j (USD)

i: tasa de corte, tasa de actualización o tasa de descuento del proyecto. (TMAR en el caso de este proyecto, con un valor de 25% para ambos escenarios)

n: último año del periodo de evaluación del proyecto (para el proyecto en evaluación es 10).

$$\text{TMAR} = i$$

Donde

i: premio al riesgo

El premio al riesgo se puede considerar como la tasa de crecimiento real del dinero invertido.

Tasa Interna de Retorno (TIR)

La Tasa Interna de Retorno o Tasa Interna de Rentabilidad (TIR) de una inversión, es el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión. En términos simples, se conceptualiza como la tasa de descuento con la que el VAN es igual a cero. Se llama de esta manera porque supone que el dinero que se gana cada año se reinvierte en su totalidad. Expresado de otra manera, se trata de la tasa de rendimiento generado en su totalidad en el interior de la empresa por medio de la reinversión. La TIR puede utilizarse como indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad. Así, se utiliza como uno de los criterios para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa aceptable o tasa de corte. Si la tasa de rendimiento del proyecto, expresada por la TIR, supera a la tasa de corte, el proyecto es rentable desde el punto de vista de este indicador. Matemáticamente, la TIR es la tasa de descuento i que establece la siguiente igualdad:

$$I_0 = \frac{FNE_1}{(1+i)^1} + \frac{FNE_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FNE_n}{(1+i)^n}$$

Indice de Valor Actual Neto (IVAN)

Este indicador permite seleccionar proyectos bajo condiciones de racionamiento de capital, es decir, cuando no hay recursos suficientes para implementarlos todos. La relación algebraica que permite estimar el IVAN es la siguiente:

$$IVAN = \frac{\text{Flujos Descontados}}{\text{Inversión Inicial Actualizada}} = \frac{VAN}{I_0}$$

El criterio permite medir cuánto VAN aporta cada dólar invertido individualmente en cada proyecto.

Conclusiones de la Evaluación Económica

Para un consumo de TTN/año de VGO con un consumo de hidrógeno de Nm³/M³ de carga, para el periodo en evaluación de 10 años, la suma de los flujos de fondos es suficiente para recuperar la inversión en los dos escenarios evaluados acorde el periodo de repago simple. A su vez, se observa que pese a la alta inversión inicial la TIR es superior a la TMAR en ambos escenarios.

En la siguiente tabla se puede observar los indicadores económicos evaluados en 2 escenarios diferentes:

Indicador	Sin Financiamiento	Con Financiamiento
TMAR	12 %	12 %
TIR	24 %	32 %
VAN	83778880 U\$D	88025687 U\$D
IVAN	4,19 -	6,62 -
Periodo De Recuperacion	5 Años	3 Años

Como resultado se puede afirmar que el proyecto es rentable.

Impacto Ambiental

Categorización ambiental del proyecto

Como primera instancia, antes de la realización de Estudio de Impacto Ambiental (EsIA) se deberá calcular, según el ANEXO 2 del Decreto 1741/96 (ver sección anexos), el Nivel de Calidad Ambiental (N.C.A).

La determinación del N.C.A nos dará la categoría del proyecto a instalar, y en función de dicha categoría se realizará el EsIA adecuado.

El N.C.A se determina mediante la siguiente fórmula:

$$\text{N.C.A} = \text{ER} + \text{Ru} + \text{Ri} + \text{Di} + \text{Lo}$$

Donde:

N.C.A: Nivel de complejidad ambiental

ER: Efluentes y Residuos

Ru: Rubro

Ri: Riesgo

Di: Dimensionamiento

Lo: Localización

Según el valor que calculado del N.C.A el establecimiento será:

Hasta 11: Establecimientos de Primera Categoría

De 12 a 25: Establecimientos de Segunda Categoría

Mayor de 25: Establecimientos de Tercera Categoría

Siguiendo el instructivo que se encuentra en el ANEXO 2 del presente documento, se determinará cada uno de los términos del polinomio del N.C.A:

Efluentes y residuos (ER)

Los efluentes y residuos provenientes de la unidad de hidrocracking encajan en la categoría de Tipo 3.

En cuanto a los gases, en la unidad se encuentra Hidrógeno que se utiliza para hidrotreatar el gasoil; amoníaco y sulfuro de hidrógeno que son productos de la hidrogenación de los compuestos de azufre y nitrógeno; hidrocarburos livianos como metano, etano, propano, etc.; que se generan por el craqueo a altas temperaturas en el reactor y finalmente gases de combustión como monóxido, dióxido de carbono, NO_x y SO_x que abandonan la chimenea del horno de calentamiento.

En el caso de los líquidos, hay hidrocarburos como gasoil y nafta (que se genera un corte de nafta pesada luego de la hidrogenación) y soluciones acuosas denominadas aguas ácidas que se generan como consecuencia de la inyección de agua en el proceso para disolver el ácido sulfhídrico y el amoníaco. Dichas aguas ácidas será un subproducto negativo que deberá tratarse en las unidades correspondientes.

Finalmente los sólidos que se generarán en la planta de hidrocracking corresponderán a los catalizadores del reactor una vez que estos se hayan agotado, dichos sólidos poseen sustancias peligrosas (por ejemplo metales capaces de lixiviar) por lo que deben recibir un adecuado post- tratamiento.

El valor del término ER para efluentes y residuos de Tipo 2 es de 6 unidades.

Rubro (Ru)

Según el Decreto 1741/96 y de acuerdo a la clasificación internacional de actividades el proyecto de instalación de una planta de hidrocracking se ubica dentro del rubro de "Refinación del Petróleo" y en el concepto de "Fabricación de productos diversos del petróleo y del carbón". Dicha actividad corresponde al Grupo 3, el término rubro (Ru) posee un valor de 10 unidades para este grupo.

Riesgo (Ri)

Se tendrán en cuenta los riesgos específicos de la actividad, que puedan afectar a la población o al medio ambiente circundante, asignando 1 punto por cada uno, a saber:

- Riesgo por aparatos sometidos a presión
- Riesgo acústico
- Riesgo por sustancias químicas
- Riesgo de explosión
- Riesgo de incendio

Una vez instalada la unidad de hidrocracking, pueden tener lugar todos los riesgos mencionados anteriormente por lo que el término riesgo (Ri) tendrá un valor de 5 unidades.

Dimensionamiento (Di):

La cantidad de personal que trabajará en la fase de explotación del proyecto será menor a 15 (lo que se corresponde con un valor igual a 0 en el presente término).

Por otro lado, la potencia consumida por los motores de las bombas, compresores, aerofriadores, controladores de proceso e iluminación del predio será mayor a 500HP (se sumarán entonces 3 unidades al presente término). A continuación se adjunta una tabla con datos de potencia solo de compresores y bombas de proceso, claramente la potencia es mayor a 500HP:

EQUIPOS	Potencia Consumida (HP)
BOMBAS	-
Alimentación (J-7001/7002)	50
Reposicion de Agua (J-7002)	12
Bombas de Productos (-)	20
COMPRESORES	-
Reciclo de H ₂ (JC-7002)	500
Make up H ₂ (JC-7001)	700
TOTAL	1282

En cuanto a la relación entre el área ocupada por los equipos de la unidad y el área total del predio 11986m² la misma estará entre 0,21 y 0,5 (debido a esto se sumarán 2 unidades a este término).

Finalmente el término dimensionamiento (Di) será de 5 unidades.

Localización (Lo)

La planta se emplazará en la Refinería La Plata, como ésta se trata de un Polo Petroquímico se le sumará 1 unidad al término localización y según lo analizado se contará con los siguientes servicios: agua, luz y gas, no así cloaca.

Por lo tanto el término será igual a 1,5.

Cálculo del N.C.A:

$$N.C.A = 6 + 10 + 5 + 5 + 1,5 \quad \Rightarrow \quad N.C.A = 27,5$$

Como el nivel de calidad ambiental es mayor a 27 unidades, el proyecto de hidrocracking corresponderá a un Establecimiento de Tercera Categoría.

En consecuencia, se realizará el Estudio de Impacto Ambiental siguiendo los pasos que el Decreto 1471/96 especifica para los establecimientos de dicha categoría.

Estudio de Impacto Ambiental

Proyectos o Establecimientos a instalarse

Establecimientos Industriales de Tercera Categoría

Evaluación ambiental

1.1 Medio ambiente físico

El desarrollo de un Diagnóstico Ambiental en el área de estudio debe necesariamente contemplar la relación entre el subsistema natural y el subsistema socio-económico dentro de un espacio profundamente modificado. Para ello es preciso desarrollar una versión sistémica que integre las variables físicas, biológicas y sociales acentuando la importancia de las propiedades emergentes producto de sus interacciones. De este modo, es posible tener una mejor aproximación a la realidad ambiental del sector que se desea conocer.

El predominio de movimientos verticales (infiltración, evapotranspiración), hace que los vertidos que se generan por la urbanización y la industrialización pasen a formar parte del flujo subterráneo a través de procesos de infiltración. Debido a que Refinería se encuentra limitada por canales y situada en terrenos elevados debido a su relleno, se produjo una elevación de la superficie freática, la cual está limitada por una depresión en coincidencia con los canales.

1.1.1 Caracterización climática

El clima predominante de la región es del tipo templado-húmedo de llanura con buen volumen de precipitaciones anuales y una marcada estacionalidad térmica, característica de las regiones templadas.

Variables climáticas

a) Temperatura

En esta zona la temperatura presenta un régimen estacional, siendo julio el mes más frío (9,5°C de temperatura media anual) y enero el más caluroso (23,4°C de temperatura media mensual).

b) Precipitaciones

Al igual que la temperatura, las precipitaciones presentan un régimen estacional, con mayor volumen de precipitaciones durante los meses más cálidos (Octubre a Marzo). Sin embargo, no se observa una diferencia tan marcada en el número de días con precipitaciones mayores a 0,1mm entre los meses estivales e invernales.

c) Humedad relativa

La humedad relativa media es relativamente constante a lo largo de todo el año, oscilando entre el 74% y 84%. Esto se debe principalmente a la presencia del Río de La Plata, el cual ejerce una importante función reguladora del clima local.

d) Vientos

El régimen de vientos responde a la circulación general de la atmósfera, cuya única perturbación es la brisa del mar. La ausencia de altos topográficos importantes permite la libre circulación atmosférica por lo que no se producen alteraciones notables.

La velocidad del viento en el área es de aproximadamente de 15,9km/h. La dirección preponderante de los vientos es del sector noreste.

La ocurrencia de la denominada "Sudestada" representa un fenómeno climático relevante en el área. El mismo surge a consecuencia de vientos de más de 35km del sector sureste acompañado de precipitaciones persistentes y cuya acción provoca cambios en la

dinámica del agua tanto en la costa uruguaya como en la argentina. El Río de La Plata al superar su nivel normal, anega grandes extensiones del litoral, especialmente en otoño e invierno.

Geología-Geomorfología

A nivel regional, en superficie se reconocen dos unidades: Pampeano y Post Pampeano, siendo esta última unidad, desde el punto de vista geológico la más reciente y sobre la cual se asienta el predio de Refinería La Plata. Dicha litología se distribuye en toda la Planicie Costera cubriendo a los sedimentos del Pampeano aflorantes en ámbitos próximos. En el Post Pampeano, existe un predominio de material limo arcilloso y limo arenoso de origen esteárico marino y de escasa permeabilidad sobre los cuales evolucionaron los suelos del sector, cuyo desarrollo se encuentra condicionado no sólo por factores litológicos sino también hidrometeorológicos ya que en general el ambiente permanece anegado durante periodos prolongados del año, o bien con un nivel freático que casi permanentemente se encuentra cercano a la superficie. En periodos secos el suelo sufre agrietamientos que pueden representar puntos de acceso de elementos naturales o posibles contaminantes hacia niveles de agua subterránea. Por otro lado la elevada salinidad y alcalinidad de los mismos incide negativamente en el desarrollo de la flora y fauna del sitio.

El sector en estudio sufrió importantes modificaciones debido al desarrollo de actividades antrópicas que no sólo alteraron sus características, sino que conformaron un sistema de mayor complejidad. Las áreas no modificadas en general se concentran en cercanías de la costa del Río de La Plata donde se desarrolla la llamada selva marginal y en sitios restringidos como al este de la refinería donde predominan campos naturales y de pastizales.

Por ser originalmente, una zona baja y susceptible a las inundaciones, en principio no representó un área de interés para el crecimiento urbano; sin embargo, su fisonomía original se vio modificada en gran medida por el desarrollo de actividades no compatibles con el uso residencial.

Actualmente, la zona presenta cierta actividad rural marginal, un desarrollo industrial considerable y el asentamiento de un importante polo petroquímico, aledaños a la ciudad de La Plata, Berisso y Ensenada. Las áreas naturales más conservadas se corresponden con algunos ríos y arroyos tributarios del Río de La Plata que conservan su diseño natural, ciertos pajonales y relictos de la selva marginal.

Recursos Hídricos

Superficiales

El principal curso de la región es el Río de La Plata que nace en el Delta del Paraná por la confluencia de los ríos Uruguay y Paraná. Secundariamente se destaca el Río Santiago. En general, el sector de estudio representa un área terminal de una serie de arroyos y canales que surcan a la ciudad de La Plata y sus periferias como son el Arroyo El Gato, Arroyo Maldonado y Arroyo El Pescado.

Originalmente, dada las características de relieve sumamente plano, los cursos provenientes desde las áreas más elevadas del paisaje, adquieren en esta porción de terreno, un diseño de drenaje anárquico considerando que en la zona no existen divisorias de aguas superficiales. Sólo es posible observar algunas elevaciones de escasa expresión representada por albardones de arena y cordones conchales paralelos a la línea de la costa. Entre estas elevaciones se encuentran bajos topográficos donde se generan sectores pantanosos que surgen como respuesta a los ascensos del nivel freático, por la ocurrencia de lluvias intensas y/o por la afluencia de cursos desde cuencas superiores.

En el flanco sudoeste de la Refinería La Plata se encuentra uno de estos bajos destacable por sus dimensiones: el Bañado de Maldonado.

Actualmente, los procesos de industrialización originaron modificaciones en las condiciones naturales del paisaje, en lo que respecta a la conservación de los rasgos originales de suelos, topografía y patrones de drenaje. Las variaciones a las que se hace referencia están vinculadas a la elevación de terrenos por relleno y a la construcción de canales, siendo éste último aspecto el de mayor significación en los cambios en las características de drenaje del sector.

El régimen de agua superficial de los canales que flanquean la refinería (canales Este y Oeste) está relacionada con los aportes provenientes de los arroyos que evacúan los excedentes de cuencas superiores y los de las sudestadas originadas por el ingreso de las aguas del Río de La Plata hacia el interior.

Subterráneos

En el noreste de la Provincia de Buenos Aires se presenta una secuencia hidrogeológica característica integrada por unidades de diferente comportamiento hidráulico (acuífugos, acucludos, acuitardos y acuíferos) que a los fines prácticos y tomando como referencia la Formación Puelche, se ha subdividido en tres secciones. A la de la referencia se la denomina "Puelche", a la que se ubica por encima de la anterior "Epipuelche" y a la que se emplaza por debajo "Hipopuelche".

Las "Arenas Puelches" representan el acuífero más importante, debido fundamentalmente a sus condiciones hidráulicas, capacidad de almacenamiento, extensión regional y calidad química del agua contenida, convirtiéndose en la unidad hidrogeológica más explotada.

Dicha unidad está constituida por una secuencia de arenas cuarzosas finas a medianas abarcando una superficie aproximada de 80.000 km² y ocupando no sólo el noreste de la Provincia de Buenos Aires sino también noroeste de Entre Ríos, Santa Fe y Córdoba.

La unidad Epipuelche comprende los depósitos Pampeanos y Post-Pampeanos. A diferencia del Puelche presenta una marcada anisotropía vertical que se traduce en la presencia de niveles de mayor permeabilidad o acuíferos, entre los que se intercalan otros de menos permeabilidad o acuitardos determinando el semiconfinamiento de capas acuíferas, esto es, observan un comportamiento intermedio entre los freáticos y confinados dando lugar a un acuífero multiunitario.

En el área de estudio, en ambas unidades, el agua se caracteriza por tener un elevado tenor salino. Este carácter salino resulta un condicionante en cuanto a su aptitud para su uso, limitado para algunas actividades agrícolas (riego de pequeñas parcelas) o para bebida de ganado. Por otro lado, la calidad química del agua se encuentra afectada por los vertidos de la actividad humana que modifican sus condiciones fisicoquímicas.

El nivel freático es el elemento del sistema más activo hallándose a una profundidad de 1 a 2 metros o también aflorante en los sectores donde se encuentran los bañados.

La unidad se recarga, desde sitios topográficamente más elevados (Zonas urbanizadas de Berisso y Ensenada) a través de los excesos de agua meteórica.

Desde aquí a nivel local el escurrimiento tiende a dirigirse hacia el Río Santiago, hacia los sectores de bañados y hacia los cursos y canales existentes en el sector; mientras que regionalmente existe una tendencia de dirección de flujo marcada hacia el Río de la Plata. Debido a los mismos gradientes hidráulicos dominantes (1m/km) y las condiciones hidrológicas de baja permeabilidad (0,9 m/día), el flujo subterráneo es extremadamente lento y permanente en el espacio-tiempo. De esta manera los movimientos verticales (infiltración, evapotranspiración) prevalecen sobre los horizontales (escurrimiento superficial y subterráneo).

Las transformaciones creadas por el hombre generan, localmente, cambios en el sistema hidrológico dado la gran sensibilidad del mismo. Las variaciones que se presentan en él se vinculan básicamente con la construcción de canales y elevación de los terrenos por relleno. Los canales actúan como barrera hidráulica para el escurrimiento subterráneo convirtiéndose, de acuerdo a su posición y condiciones meteorológicas, en medios de recarga o descarga de agua freática donde los volúmenes transmitidos y las distancias recorridas se hallan condicionadas por la baja permeabilidad del medio.

En las zonas de descarga el comportamiento de la napa con respecto a los canales es variable; sin embargo cuando el nivel del agua de los canales alcanza un nivel máximo por efecto de crecidas o sudestadas existiría un aporte momentáneo desde el canal hacia la napa, que luego al descender los niveles drenaría nuevamente hacia el canal.

Por otro lado, el nuevo relieve generado por los rellenos promueve un reacomodamiento de la superficie hidráulica bajo otras condiciones. Limitada por canales, el terreno de asentamiento de Refinería La Plata se encuentra sobreelevado promoviendo la elevación del nivel freático y conformando un área enmarcada por una depresión coincidente con la posición de los canales.

Atmósfera

Las concentraciones promedios y máximas en el año 2017 son:

ANALITO	CO [ppm]	NO [ppb]	NO ₂ [ppb]	NO _x [ppb]	O ₃ [ppb]	SO ₂ [ppb]
PROMEDIO	0,4	13	6	18	19	9,2
MÁXIMOS	2,5	610	337	605	92	53

NOTA: [ppb] son "partes por billón"

En materia de aire, la Provincia de Buenos Aires posee un marco jurídico aplicable a fuentes fijas siendo estas aquellas fuentes de contaminantes que están definidas (ejemplo automoviles). El Organismo Provincial para el Desarrollo Sostenible (OPDS) es la autoridad de control de las fuentes fijas de contaminación atmosférica. En ese sentido, es el encargado de categorizar las industrias, expedir la factibilidad de radicación de las mismas y de otorgar el permiso de descarga de efluentes gaseosos. Dicho permiso posee una validez de dos años, al igual que los Certificados de Aptitud Ambiental, y la renovación de ambos debe solicitarse en forma continua.

El OPDS debe revisar cada tres años como máximo las normas de calidad y los niveles guía de calidad de aire, de emisión, tabla umbral de olor y escala de olores.

La tabla de valores máximos admisibles para calidad de aire establecida por la Res.

242/97 modificatoria del anexo III del Decreto 3395/96 permite hacer un seguimiento de la variación de los parámetros atmosféricos que figuran en la siguiente tabla de aplicación:

Contaminante	Símbolo	Concentración (mg/m ³)	ppm	Período de tiempo
Dióxido de azufre	SO ₂	1,300 (7)	0,50 (7)	3 horas (2)
		0,365 (7)	0,14 (7)	24 horas (1) (3)
		0,080	0,03	1 año (1) (4)
Material particulado en suspensión (PM-10) (6)	PM-10	0,050		1 año (1) (2)
		0,150 (7)		24 horas (1)(2)(3)
Monóxido de carbono	CO	10,000 (7)	9 (7)	8 horas (1)
		40,082 (7)	35 (7)	1 hora (1)
Ozono (Oxidantes fotoquímicos)	O ₃	0,235 (7)	0,12 (7)	1 hora (1)(2)
Óxidos de nitrógeno (expresado como dióxido de nitrógeno)	NO _x	0,367 (7)	0,2 (7)	1 hora (1) (2)
		0,1	0,053	1 año (1)(2)(4)
Plomo (5)	Pb	0,0015 (media aritmética)		3 meses (1)(2)(4)

- (1) **Norma primaria.**
- (2) **Norma secundaria.**
- (3) **24 horas medidas entre las 10.00 horas del día 1 y las 10.00 horas del día 2.**
- (4) **Media aritmética en el periodo considerado**
- (5) **Determinado a partir de material particulado total (MPT).**
- (6) **Partículas con diámetro menor o igual que 10 micrones.**
- (7) **No puede ser superado más de una vez al año.**

Observaciones: Los valores de la presente tabla está referidos a condiciones estándares (Temperatura: 25°C y Presión de 1 atmósfera).

Medio Ambiente Socioeconómico y de Infraestructura

Para la elaboración del presente tópico, se han tenido en cuenta a los partidos de Berisso y Ensenada ya que son las unidades de análisis político-administrativas involucradas.

Densidad poblacional

Partido de Ensenada

Según el Censo Nacional de Población y Vivienda 2010 registra una población de 56.729 habitantes, con una densidad de 561,7 habitantes por km². Del total, el 88% de la población se encuentra dentro del área de influencia de la Refinería La Plata.

La población disminuye desde el eje Portuario-Industrial hacia el límite con Berazategui, quedando claramente diferenciada un área “vacía” de población coincidente con la cuenca del Bañado de Ensenada.

En todos los casos predominan las Viviendas Tipo A (75%), siendo bajo el porcentaje de viviendas precarias (7%).

La mayoría de ellas se encuentran servidas por agua de la red pública, siendo muy bajo, el porcentaje de viviendas que utilizan perforaciones con bomba a motor.

1.1.1 Usos y ocupación del suelo

Partido de Berisso y Ensenada

De acuerdo con el análisis realizado de las fotos aéreas, tanto Berisso y Ensenada tienen un comportamiento similar en la distribución del uso del suelo. En este caso el elemento configurador del territorio lo impone la presencia del eje portuario-industrial que se extiende desde el Río de La Plata y que penetra perpendicularmente llegando casi al límite con el partido de La Plata. Por el eje central del complejo pasa el límite jurisdiccional de ambos Partidos.

Si se analizan los usos del suelo en forma conjunta observamos que a ambos lados del complejo y próximo a la costa se extiende en forma consolidada el tejido urbano (considerando como tal el espacio ocupado con viviendas familiares) con una alta ocupación por manzana.

A medida que el área urbana se expande hacia la periferia aparecen manzanas con ocupaciones medias y bajas propias de ineptitud del suelo como soporte para áreas urbanizadas.

En el partido de Ensenada a lo largo de la costa se puede observar una franja urbanizada que coincide con las zonas más altas de albardón donde predominan las segundas residencias, dado que esta zona pertenece en gran parte al área turística de Ensenada donde se encuentran instalados numerosos clubes y balnearios cedidos a sindicatos. La configuración lineal está determinada por el límite que le impone el bañado de Ensenada y el Río de la Plata.

En el partido de Berisso se puede identificar un límite (en este caso no de origen natura), que está dado por el conducto que traslada los efluentes cloacales de La Plata hacia Palo Blanco. Actúa como una barrera que impide la expansión de la zona urbana, aunque igualmente en este caso, el Bañado del Maldonado actúa como límite natural.

También se puede determinar la existencia de una alta ocupación por manzana a lo largo de la avenida 122 (Ruta N° 11) en el límite con el partido de La Plata. El sector correspondiente a Berisso posee manzanas con densidad de ocupación media y baja y se puede determinar una tendencia a expandirse sobre el bañado, mientras que en Ensenada predominan las altas densidades de ocupación actuando como límite el Parque Martín Rodríguez.

Sobre la costa de Berisso se observan grandes extensiones de vegetación arbórea en masa que actúa como límite de la expansión urbana de dicha localidad, mientras que en el partido de Ensenada hacia el sur (en las cercanías del límite de La Plata) se localiza otra masa arbórea que corresponde al Parque Martín Rodríguez. Es importante señalar que en límite sur del Parque se ha detectado la intrusión de viviendas precarias que están ocasionando una disminución del patrimonio vegetal del sector.

En ambos partidos el terreno anegadizo o la presencia de bañados abarca la mayor parte de la superficie.

Las industrias se concentran en su mayor parte en los terrenos pertenecientes a Ensenada y se ubican en forma concentrada formando un eje divisorio entre ambos partidos.

Infraestructura de Servicios

Equipamiento asistencial

Para el área salud se consideraron como indicadores básicos los establecimientos públicos y privados, el número de cama disponible y el nivel de complejidad. Este último indicador (de acuerdo al Ministerio de Salud de la Provincia) tiene una clasificación especial sólo para los establecimientos públicos que es la siguiente:

Nivel I: Atención exclusivamente ambulatoria.

Nivel II: Atención médica general brindada en consultorio o visita domiciliaria.

Nivel III: Agrega internación y atención odontológica periódica. Estos hospitales sirven habitualmente a poblaciones rurales.

Nivel IV: Aparecen diferencias las cuatro clínicas básicas: medicina, cirugía, pediatría y tocoginecología, tanto en consultorios como en internación, y odontología en forma permanente. Los establecimientos de este nivel están generalmente ubicados en pequeños núcleos urbanos.

Nivel V: De atención exclusivamente ambulatoria con diferenciación de clínica médica, pediatría y tocoginecología, aparece ligado a establecimientos de nivel VI o más.

Nivel VI: A las cuatro clínicas básicas se agregan algunas especializadas quirúrgicas, tanto en consultorio como en internación. Se encuentran en centros urbanos de relativa importancia y con frecuencia como cabecera de provincia.

Nivel VII: Como el nivel V brinda atención exclusivamente ambulatoria, pero se agregan especialidades quirúrgicas.

Nivel VIII: Cuenta con una amplia gama de especialidades médicas y quirúrgicas apoyadas en servicios de radioterapia, medicina nuclear y cuidado intensivo. Estos hospitales suelen actuar como nivel de derivación regional y se encuentran en grandes centros urbanos, a menudo como centro de docencia universitaria.

Los establecimientos privados se clasifican en tres niveles:

Nivel I: Establecimientos generales y especializados con menos de 20 camas.

Nivel II: Establecimientos especializados con más de 20 camas.

Nivel III: Establecimientos generales con más de 20 camas.

Con respecto a Berisso y Ensenada, ambos partidos poseen establecimientos privados especializados y generales con distinta capacidad de internación.

Berisso cuenta con un establecimiento público de alta complejidad (nivel VI) como es el Hospital Zonal General de Agudos que posee una capacidad de internación de 105 camas.

Las unidades sanitarias están ubicadas sobre los corredores principales dependiendo en algunos casos de la provincia y otras de la municipalidad. Algunas tienen atención exclusivamente ambulatoria mientras que otras brindan atención en consultorios o tienen

servicio o domicilio. También hay un importante número de clínicas básicas de origen privado, cuya capacidad de internación es de 185 camas. Con respecto a Ensenada cuenta con tres Unidades Sanitarias ubicadas en la periferia del núcleo principal, ambas son de dependencia municipal y no cuentan con internación. El resto está formado por establecimientos públicos y privados de media o baja complejidad con un número de 116 camas.

Equipamientos recreativos: espacios verdes

Se puede diferenciar a los espacios verdes como de dominio público o privado. Dentro de los primeros corresponde mencionar a las plazoletas, plazas y parques y dentro del dominio privado se contabilizan los clubes.

En general se ha podido detectar una carencia importante de espacios verdes principalmente públicos, en todos los partidos analizados. Berisso, por ejemplo, cuenta con una sola plaza ubicada sobre la Avenida del Inmigrante, la plaza Almafuerde, y sobre la Avenida Montevideo cuenta con el área verde correspondiente al Centro Cívico.

Si bien cuenta con un área de esparcimiento en el sector correspondiente a la ribera del Río de la Plata, la cual tiene escasos espacios verdes para recreación.

En el caso de Ensenada el núcleo urbano posee solamente dos plazas, localizándose en el límite con la ciudad de La Plata, el Parque General Rodríguez de importantes dimensiones. Sobre éste último cabe agregar dos comentarios. Por un lado la intrusión de población que se ha generado desde Villa Catela dando lugar a un asentamiento de características precarias, y por otro, las continuas inundaciones a que se ve sometido.

Con respecto a los espacios verdes privados su localización predomina sobre los márgenes del Río Santiago, el arroyo Doña Flora y el Río de La Plata.

En cuanto al Partido de La Plata, la zona adyacente a las vías del TMR (transportes metropolitanos Roca) en las localidades de Gonnet y City Bell, cuenta con numerosos espacios públicos. En esta zona se pueden localizar espacios verdes de significativa superficie como el Club Hípico de City Bell o el Sindicato de Luz y Fuerza en Villa Elisa. City Bell cuenta con un espacio privado de 100800m².

Medio biótico

Introducción

El desarrollo de esta sección está altamente limitado ya que la descripción que técnicamente se requiere para un estudio de impacto se justifica para la evaluación de la incidencia de las acciones previstas sobre la biota del lugar. En el caso que nos ocupa, la intervención humana prácticamente ha dado origen a un cuadro totalmente alejado de sistemas naturales y las áreas se encuentran con un grado de intervención tal que se debe hacer un considerable estudio técnico para lograr encontrar algún relictos de ambiente natural.

Se describen las generalidades de la biota del área de Ensenada, haciendo un resumen histórico de la situación pasada.

Desarrollo

Desde el sur desde el Gran Buenos Aires hacia el norte de partido de Magdalena se extendía un mosaico de ecosistemas que caracterizaban a la región. En el partido de Ensenada aún sobreviven manchones que sirven de refugios a la vida silvestre. Antes que en el partido se radiquen los más de 48000 habitantes que hoy lo ocupan y hasta hace apenas un siglo, la cercanía de la ribera del Río de la Plata se hallaba cubierta por una densa selva marginal que se extendía hasta Magdalena, donde el agua que la inundaba se volvía salada.

La Ensenada de Barragán, de acuerdo al nombre de su primer poblador, se ubica en la costa oeste del estuario del río de la Plata, en un recodo ribereño limitado al noroeste por

la punta de Lara y la punta Santiago, al sudeste. En dicha Ensenada desembocaba el río Santiago, pero sucesivas deposiciones de sedimentos arrastrados por el Plata cerraron el estuario de este río, cambiando la conformación de la Ensenada.

En líneas generales el actual partido de Ensenada se halla sobre un llano con ondulaciones poco notables, de alturas que oscilan entre los 2,5m sobre el nivel del mar (cerca de la ribera), y los 5 a 7 m (en las proximidades del límite con el municipio de La Plata).

Desde la costa del Río de la Plata hacia el oeste los ambientes originales del partido de Ensenada pueden describirse los siguientes, siendo en algunos casos situaciones históricas que se fueron gestando y observando a través de la recopilación bibliográfica sobre el área:

Zona costera

Camalotales: Anualmente, al finalizar el verano, llegaban a la costa integrados por el Aguapié (*Eichornia azurea*) y el Pasto Camalote (*Panicum elephantipes*) ingresando ocasionalmente en la desembocadura de arroyos. Este fenómeno era aprovechado por las Gallaretas (*Fulica*) y Pollonas (*Gallinula* y *Porphyriops*) junto a otras aves palustres para utilizar el hábitat en busca de alimentos.

Playas arenosas: Durante las bajantes de la marea, se observaban carroñeros como Caranchos (*Polyborus*) y Chimangos (*Milvago*), junto a Gaviotas (*Laridae*), así como algunas Palomas Picazuro (*Columba picazuro*) y Garzas de distintas especies (*Ardeidae*) caminando sobre la resaca en busca del alimento descubierto por las aguas. En los meses invernales era posible ver correteando en pos de insectos a la Remolinera Parda (*Cinclodes fuscus*) y al Sobrepuesto (*Lessona rufa*). En temporadas de transición estacional solían verse vadear charcas poco profundas aves limícolas como Playeros (*Scolopacidae*) y Chorlos (*Charadriidae*).

Desembocadura de arroyos: En estos sitios arbolados y en transición con el césped ribereño era frecuente observar *Ardeidae* bastante arborícolas como la Garza Bruja (*Nycticorax*) y la Garcita Azulada (*Butorides*), también utilizaban las ramas de los árboles como sitios de vigilancia los Martines Pescadores (*Alcedinidae*), particularmente *Ceryle*. Con el ingreso de camalotes, solían hallarse especies de pajonal como el Junquero (*Phleocryptes*). Durante las crecientes se observaban algunas aves nadadoras como Biguaes (*Phalacrocorax*) ingresando a los arroyos.

Césped ribereño: Esta comunidad ocupaba los terrenos inundables inmediatamente contiguos a la playa. Vegetaba sobre los suelos arenosos de la ribera, sometidos a la permanente acción del oleaje durante las crecientes. Su característico aspecto estaba determinado precisamente por esta acción que le impedía un desarrollo considerable de las plantas, manteniendo el césped a una altura de entre los 5 y los 10 cm.

Eran asocios de Zuma (*Spilanthus stolonifera*), compositae más el Junquito Ribereño (*Eleocharis bonariensis*), *Cyperaceae*. Este ambiente era utilizado por Caranchos (*Polyborus*), Palomas (*Columba*) y frecuentemente por especies terrícolas como el Hornero (*Furnarius*) y el Picabuey (*Machetromis*) y como hábitat de alimentación por los Zorzales (*Turdus*) y la Paloma Torcaza (*Zenaida*).

Zona selvática

- Selva marginal: La ribera está formada por un albardón más o menos ancho, de 50 a 500 metros, en partes arenoso, en partes limoso-arcilloso, y en algunos lugares formado por bancos de conchillas del Platense, las que indican que el sitio fue ocupado por el mar en tiempos geológicos antiguos.

Sobre dicho albardón se fundó la ciudad de Ensenada. Este albardón separaba el Río de la Plata de los terrenos bajos e inundables que se extendían hacia el interior por varios kilómetros, hasta la vieja barranca del río de la Plata sobre cuyo borde corre actualmente la línea férrea de Buenos Aires a la Plata.

Sobre las partes arenosas o limosas de este albardón se desarrollaba una sucesión vegetal que culminaba en la selva marginal. Se considera que se trataba de un subclímax,

mantenido gracias a los factores edáficos y micro climáticos en una región donde la vegetación climax era la estepa de gramíneas.

La llamada selva marginal se hallaba conformada por vegetación acarreada por los ríos Uruguay y Paraná y depositadas en la costa del Plata, formando un microclima de relativa estabilidad. Como toda selva constaba de varios estratos.

Un estrato arbóreo compuesto principalmente de Mata Ojo (*Pouteria salicifolia*), Chalchal (*Allophylus edulis*), Lecherón (*Sebastiania brasiliensis*), Laurel del Monte (*Ocotea acutifolia*) y otras diez especies nativas más.

El estrato alto era frecuentado por pájaros caza moscas (*Tyrannidae*) selváticos juntos a otras especies de aves de sombra como los Chivíes (*Vireo*), el Juan Chiviro (*Cyclarhis*), los Anambés (*Pachyramphus*) y los Pitiayumiés (*Parula*), incansables recorredores del follaje denso de las copas en busca de alimento.

El estrato arbustivo, de hasta unos dos metros de altura, estaba compuesto por Malva de Monte (*Pavonia sepium*), la Flor de Espica Chica (*Acalypha gracilis*) y el Cornetillo (*Diodia brasiliensis*) junto al Coronillo (*Scutia buxifolia*) y era recorrido por el típico Arañero Coronado Chico (*basileuterus culicivorus*) o por *Tyrannidae* insectívoros de vuelo elástico como la Mosqueta Castaña (*Empidonax euleri*) o algún *Furnariidae* recorredor como el Pijuí Frente Gris (*Synallaxis frontalis*).

El estrato herbáceo estaba integrado por flores de Santa Lucía (*Commelinaceae*), Macachines (*Oxalidaceae*) y una *Compistae* típica, el Panadero de Monte (*Conyza rivularis*) junto al Pasto Negro (*Carex sellowiana*), *Cyperaceae*, y tapices de varias especies de helechos (*Pteridophyta*).

El piso propiamente dicho estaba compuesto por materiales en descomposición, hongos y musgos. Este ambiente constituía el hábitat de alimentación para las dos especies de *Turdus*, el Yerutí Común (*Leptotila*) y el Chiricote (*Aramides cajanea*).

Las rapaces de selva estaban representadas por aves nocturnas como el Lechuzón Orejudo (*Asio clamator*) y el Alicuco común (*Otus choliba*) y por aves diurnas como el Garganchillo Común (*Buteo magnirostris*).

La selva marginal también recibe el nombre de selva en galería porque acompaña a los arroyos, por lo cual podemos afirmar que los arroyos que surcaban el partido para desembocar en el Río de La Plata eran escoltados por franjas de dicha formación boscosa.

Algunos de estos ríos y arroyos todavía existen como el Boca Cerrada, Miguelín, Piloto, Zanjón, Doña Flor, La Fama y el Río Santiago. Son el general cursos cortos que pierden gran parte de su caudal por evapotranspiración.

Actualmente sobrevive un pequeño parche de esta selva que se halla protegido en el partido y es considerado el relicto de selva subtropical más austral del mundo.

-Abras y pequeños claros en selva marginal: Las abras y claros eran espacios abiertos entre la vegetación arbórea provocados por caída de árboles grandes o distintas condiciones de los suelos. El suelo allí era mucho más seco que en la selva debido a su mayor insolación.

Entre las aves que la frecuentaban es posible hallar algunas palustres de pajonal y terrenos inundables o de matorrales como la Mosqueta Pecho Rayado (*Myiophobus*) y el Siete Vestidos (*Poospiza nigrorufa*).

Sobre árboles aislados de Curupí (*Sapium*) y Molle (*Schinum*) descansaban Golondrinas (*Hirundinidae*) cazadoras de insectos en vuelo y rapaces como el Gavilán Mixto (*Parabuteo*). También tenían sus perchas de vigilancia algunos *Tyrannidae* asaltantes de insectos.

-Tacuarales: Aisladamente, en los bordes de los arroyos crecía en matas la *Bambuseae* indígena, el Yatebó o Tacuara Brava (*Guadua trinitii*), formando manchones de unos 20m², poseyendo sus gruesas y curvadas cañas ásperas unos 12 metros de altura.

-Arroyos y pequeños afluentes: Las orillas barrosas cubiertas con helechos (Pteridophyta) eran recorridas por *Basileuterus* y *Turdus*, el lecho solía ser vadeado por *Aaramides cajanea* y por el arponeador *Hocó Colorado* (*Tigrisoma*). El curso libre era asiduamente recorrido en vuelo por el *Martín Pescador Chico* (*Chloroceryle americana*).

-Lagunitas en selva: Eran pequeñas depresiones o charcas casi sin vegetación, relativamente umbrías con permanente presencia de agua de muy poca profundidad. Algunas estaban típicamente cubiertas por vegetales flotantes libres como ser *Lentejitas de agua* (*Lemna valdiviana*). Estas lagunitas solían ser vadeadas por algunas gallinetas (*Rallidae*).

Zona de otras comunidades arbóreas y arbustivas

Saucedales: Se trataba de comunidades compuestas por Sauces Criollos (*Salix humboldtiana*), sobre suelos inundables y cuyo estrato arbóreo alcanzaba unos 10 0 12 metros de altura. Eran áreas bastante discontinuas que se extendían más o menos ampliamente a los costados de la selva y sobre albardones paralelos a la línea de la costa. En este ambiente era abundante el Benteveo Común (*Pitangus sulphuratus*), en el cual anidaba profusamente, y el insectívoro Boyerito (*Icterus cayanensis*).

Matorral

Llamamos matorral ribereño a la angosta zona que estaba formada por vegetación arbustiva o arbórea de escaso porte que se encontraba entre las praderas ribereñas y la selva y entre la selva y el pajonal así como en los bordes de albardones interiores, vecinos al pajonal.

Estaba integrado por la *Acacia Mansa* (*Sesbania punicea*), la *Acacia de Pajonal* (*Aeschynomene montevidensis*) y el *Sarandí Blanco* (*Cephalantus glabratus*) entre otras plantas. El suelo era algo húmedo e inicialmente estaría cubierto por algunas *Mavaceae*, *Convolvulaceae* y *Asclepiadaceae*. La avifauna se hallaba representada por *Bataráes* (*Thamnophilus*) y *Espineros* (*Phacellodomus*).

Zona de pajonales inundables

Pajonal-seibal: El pajonal ocupaba los terrenos bajos inmediatos a la ribera, inundados durante gran parte del año, pero defendidos de las olas por el albardón marginal. El bañado fruto de un conjunto aluvional reciente, con arcilla que impedía la infiltración. Toda la zona de suelos barrosos e inundados estaba ocupada por consocios de *Scirpus giganteus* (*Cyperaceae*) de hasta 1,80 metros de altura cubriendo densamente el suelo. Este estrato era aprovechado por la *Gallineta Común* (*Rallus sanguinolentus*), los dos *Laterallus* y por el *Mirasol Común* (*Ixobrychus*).

En este ambiente era característico un estrato arbóreo muy irregular constituido por *Seibos* (*Erythrina cristagalli*), donde solían hallarse variados *Tyrannidae* posantes como el *Amarillo* (*Satrapa*), la *Tijereta* (*Tyrannus savanna*), el *Pitirre Real* (*Tyrannus melancholicus*) y algunas rapaces y *Ardeidae* que utilizaban perchas para vigilancia o reposo como hacia los *Caracoleros* (*Rostrhamus*) y el *Chiflón* (*Syrigma*).

Bañados y matorrales húmedos: En bordes de comunidades en transición de suelos más altos a suelos deprimidos hallábamos una vegetación de terrenos inundables compuesta por *Cyperaceae* bajas, varias *Serruchetas* (*Eringium*), por el *Camalote de Bañado* (*Pontederia cordata*), la *Saeta* (*Sagittaria*), los *Cuchareros* (*Echinodorus*), *Onagraceae* y *Poligonaceae*.

Pastizales altos: Se deban en el área denominada antiguamente “Lomas de la Ensenada”, y donde actualmente se ubica la ciudad y gran parte del municipio de La Plata; la altura alcanza hasta 20 mts. sobre el nivel de la costa, con lomadas fruto de la erosión hídrica sobre una superficie “inicial” plana, y con un suelo propio de una pradera tapizado por

consocios de gramíneas del género *Stipa*, este ambiente fue rápidamente reemplazado principalmente por actividades ganaderas y agrícolas.

Situación actual

La alta influencia del uso industrial y su crecimiento han determinado su alto impacto en la biota del lugar.

Debido a la acentuada urbanización e industrialización producida a partir de la revolución industrial, y particularmente durante la era post-industrial, en las últimas décadas se ha hecho evidente la afectación sufrida por el entorno, siendo notable la erradicación de los ambientes naturales.

Actualmente se conservan manchones vegetales representativos, en la reserva natural de Punta Lara (Ensenada), así como en parte del Parque Pereyra Iraola, en relación a lo que ha sido la composición específica de la biota y, en conjunto las comunidades que se hallaban en la región históricamente.

Descripción del proyecto

Actividad a desarrollar

La actividad a desarrollar consiste en la producción de kerosene y gasoil de alta calidad, para cumplir con la Norma EURO V, y lograr un aumento en la conversión en el Complejo Industrial La Plata (CILP). La unidad de hidrocracking recibe corrientes de destilados pesados (Gasoil pesado) procedente del topping y de los destilados ligeros de las unidades de destilación al vacío. Opcionalmente se pueden usar destilados pesados procedentes de procesos de conversión; como gasoil pesado de coque o de las unidades de cracking catalítico.

La unidad cuenta con dos reactores, uno de pretratamiento y otro en el que se produce la reacción principal (hidrocraqueo); una absorbadora-regeneradora, la cual llevará a especificación los productos de interés y una fraccionadora para producir los cortes de interés.

El efluente del proceso se toma en un separador trifásico de alta presión. De ahí se obtienen tres corrientes: el gas de reciclaje, el gasoil para stripping y el agua con destino a la planta de Aguas Ácidas.

El gas de reciclaje se acondiciona para su reinyección mediante un endulzamiento por absorción con aminas y una compresión posterior. Se ajusta la concentración de H₂ con una corriente de reposición.

Como ya se ha mencionado, la unidad de hidrocracking se encuentra ubicada en la Refinería La Plata, [más precisamente en el predio comprendido entre las calles interna 14, 30, 47 y 49](#). En la figura siguiente se muestra la vista aérea del terreno.

El predio posee una extensión de 11986m².



Tipificación de subproductos negativos sólidos, líquidos y gaseosos

A continuación se numeran los potenciales subproductos que serán generados en la fase de explotación:

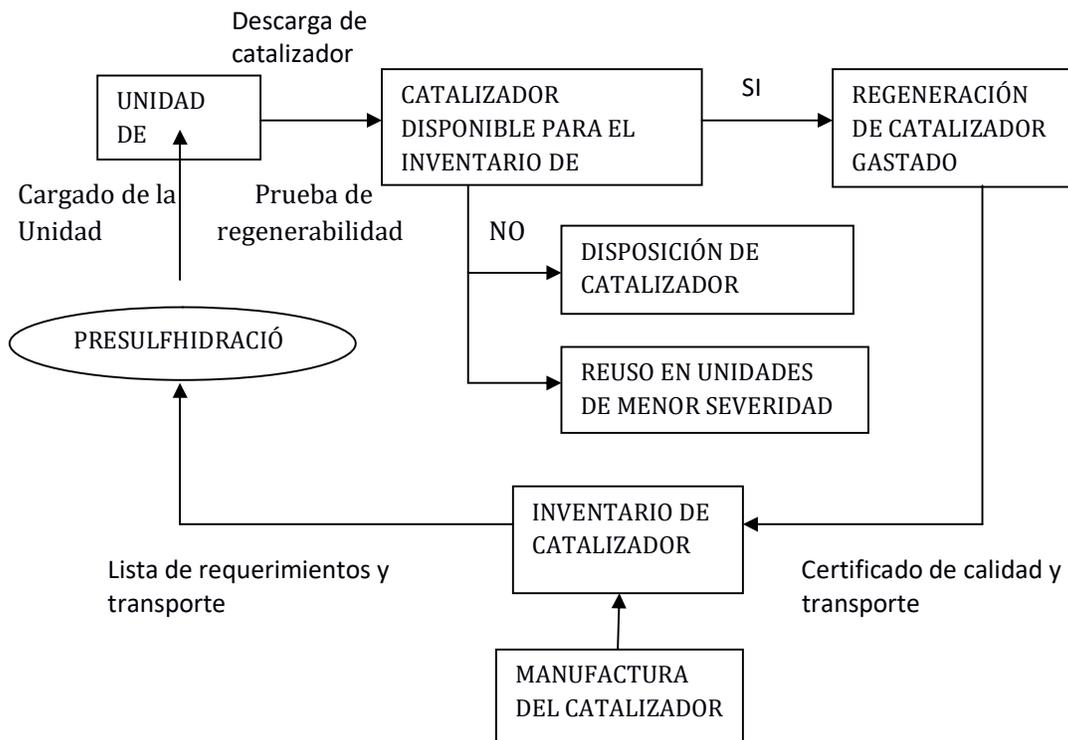
1. Generación de sulfuro de hidrógeno (SH_2)
En el proceso de hidrodesulfuración se hace reaccionar hidrógeno con hidrocarburos insaturados (oleofinas y aromáticos) transformándolos en saturados (parafínicos y nafténicos). El hidrógeno reacciona con compuestos de azufre, nitrógeno y oxigenados transformándolos en amoníaco (NH_3), agua (H_2O) y en su mayoría sulfuro de hidrógeno (SH_2).
2. Generación de aguas ácidas
Parte de los productos de reacción (fundamentalmente el NH_3 y SH_2) son disueltos en fase acuosa mediante la inyección de agua de proceso en la línea del efluente reactor.
Luego, la solución acuosa formada (comúnmente se denomina a este residuo como “aguas ácidas o agrías”) es separada para su tratamiento en el separador de alta, en el acumulador de reciclo del stripper y en el secador de vacío de gasoil.
Las aguas ácidas pueden estar contaminadas con hidrocarburos, ácido sulfhídrico, amoníaco, compuestos orgánicos de azufre, ácidos orgánicos y fenoles.
Dada la nocividad este subproducto, por los compuestos disueltos que contiene, es vital la introducción de medidas correctoras destinadas a realizar un adecuado post-tratamiento.

3. Generación de sub-productos sólidos por la descarga de catalizador agotado
El catalizador agotado puede contener molibdeno, níquel, cobalto, hierro, vanadio, cobre y sílice o alúmina, como portadores.
Entre las estrategias de manejo recomendadas para los catalizadores se incluyen las siguientes:
- Empleo de catalizadores de larga duración y utilización de la regeneración para aumentar la duración de los catalizadores;
 - Utilización de métodos apropiados de manipulación y almacenamiento in situ,
 - Devolución de los catalizadores agotados al fabricante para su posterior regeneración o recuperación, o envío del mismo a otras empresas externas de manejo para la manipulación, regeneración, reciclado o recuperación de metales preciosos o pesados y eliminación en conformidad con las recomendaciones de manejo de residuos industriales.
4. Generación de gases de combustión en el horno de precalentamiento
Las emisiones de gases de escape y gases de combustión del proceso (dióxido de carbono (CO₂), óxidos de nitrógeno (NO_x) y monóxido de carbono (CO)) provienen de la combustión del gas y del fuel oil en el horno de precalentamiento de carga combinada. El fuel oil utilizado como combustible puede contener además tenores de azufre que producen en la combustión pequeñas cantidades de óxidos de azufre.
Las emisiones de partículas sólidas asociadas a los gases de combustión precedentes de los hornos pueden contener coque, hierro, vanadio, níquel, etc.
5. Generación de emisiones fugitivas
Las emisiones fugitivas están asociadas a los procesos de venteos, fugas en las tuberías, válvulas, conexiones, bridas, aislamientos, conductos de extremos abiertos, juntas de las bombas, sistemas de transporte de gases, juntas de los compresores, válvulas de descompresión, así como a las operaciones de carga y descarga de los hidrocarburos.
Las emisiones fugitivas pueden incluir los siguientes compuestos:
- Hidrógeno
 - Metano
 - Compuestos orgánicos volátiles (COV), (por ejemplo, etano, etileno, propano, propileno, butanos, butilenos, pentanos, pentenos);
 - Hidrocarburos aromáticos policíclicos (HAP) y otros compuestos orgánicos semivolátiles;
 - Gases inorgánicos como el sulfuro de hidrógeno, amoníaco, dióxido de carbono, monóxido de carbono;
 - Aguas ácidas;
 - Vapor de media;
 - Gasoil y Nafta de proceso.

Tratamiento de subproductos negativos sólidos: catalizadores agotados

Introducción

Los catalizadores se utilizan en diversos procesos y tienen un ciclo de vida definido a fin de aprovecharlos al máximo. En la siguiente figura se presenta un esquema simplificado del ciclo de vida de un catalizador, el mismo se inicia con su manufactura y almacenamiento (inventario). Dependiendo de los requerimientos de proceso, se transporta a la unidad industrial y generalmente se carga en los reactores correspondientes. Se procede a su activación mediante un proceso de sulfuración, que consiste en transformar los óxidos metálicos a su fase de sulfuros (fase activa) utilizando agentes sulfurantes que contienen azufre tal como el H₂S. En algunos casos, el catalizador se sulfura fuera del reactor.



Una vez que la unidad industrial ha operado durante cierto tiempo, el catalizador se descarga y entonces se puede optar por la regeneración del mismo y envío al inventario de catalizadores para su reutilización en el mismo proceso o bien en algún otro proceso de menos severidad o su disposición como desecho industrial.

Los catalizadores de HDS (hidrodesulfuración) generalmente están soportados sobre gamma alúmina y contienen óxidos de molibdeno asociados con óxidos de cobalto (CoMo). Cuando estos se emplean en el hidrotreatmento de fracciones pesadas como el gasoil se desactivan por depósito de carbón y metales sobre su superficie; materiales inherentes a la naturaleza de la carga hidrocarburo que procesan.

Con relación a la composición de los catalizadores gastados, éstos contienen entre 5 y 25% en peso de carbón (algunas veces más) y azufre. La cantidad de metales depositados es altamente dependiente del contenido de metales tales como V y Ni presentes en la carga. Otros contaminantes típicos son hierro, generados por la corrosión de los tanques, tubería

e intercambiadores de calor, y sílice a partir de la descomposición de agentes antiespumantes, entre otros.

Históricamente los catalizadores gastados de HDS se envían a sitios de disposición final de residuos sólidos aprobados para ello, que cumpla con el criterio de ser lugares sin riesgo para la flora y la fauna.

Cuando las otras alternativas tales como la regeneración y la recuperación no son económicamente viables, la disposición de los catalizadores gastados en sitios de disposición final de residuos peligrosos es la única opción disponible. Algunas refinerías almacenan los catalizadores gastados en sitios de disposición final de residuos sólidos especialmente designados, esperando el tiempo necesario hasta que se desarrollen y estén disponibles mejores técnicas de tratamiento. No obstante, esta clase de almacenamiento constituye sólo una solución temporal.

Por otro lado, los catalizadores que se envían como desecho a sitios de disposición final de residuos sólidos se deben tratar apropiadamente para estabilizarlos. Por ello, se han realizado esfuerzos para desarrollar procesos para el tratamiento de catalizadores gastados por procedimientos convenientes que reduzcan la lixiviabilidad de los mismos. Una opción alterna, para reducir la lixiviabilidad de los catalizadores gastados es la encapsulación y fijación/estabilización química. La encapsulación consiste en tratar el material de desecho con sustancias tales como asfalto, concreto o polímeros, que encapsulan el material de desecho y lo convierten en un agente termoplástico estable durante periodos de tiempo largos. Sin embargo, se desconocen los efectos a largo plazo de este método.

Gestión de catalizadores agotados

En la actualidad, existen compañías especializadas que proveen servicios a refinerías y plantas petroquímicas relacionadas a la gestión de catalizadores. Uno de estos servicios es la regeneración off-site.

En consecuencia, en este proyecto se recurrirá al servicio de una empresa de esta naturaleza para la regeneración de los catalizadores de los reactores una vez que éstos se agoten.

Situándonos en el proceso de regeneración, las etapas del tratamiento de catalizadores agotados son:

- Descarga del reactor
- Recolección en containers y transporte a la unidad de tratamiento
- Regeneración

Descarga del reactor

El tiempo de vida promedio de los catalizadores depende en gran medida, de la adecuada sulfuración, estimándose en 36 semanas.

Se utilizan los siguientes catalizadores en los reactores:

Reactor de Pre-tratamiento

- ✓ Catalizador de alúmina TK DCH-8

Reactor Principal

- ✓ Catalizador zeolita TK-925

Proceso de regeneración

Para comenzar, se monitorean las propiedades físicas de los catalizadores agotados, como la resistencia a la compresión, longitud promedio y distribución de tamaños. Los análisis de carbón y azufre son claves, y el análisis de metales es necesario para identificar qué metales influyen más en la desactivación.

Diferentes tecnologías están disponibles para la regeneración off-site:

- Regeneración en horno rotativo
- Regeneración en horno con cinta transportadora
- Regeneración en horno por lecho fluidizado

El proceso empleado en nuestro proyecto es el basado en la regeneración en horno rotativo. Este método provee un excelente contacto entre el gas caliente y el sólido, un alto grado de homogeneidad y un excelente control de la temperatura. En dicho proceso el aire caliente entra por la parte inferior del horno y se pone en contacto con el sólido pasando a través de los poros del catalizador donde se elimina el carbón depositado. Los gránulos se encuentran formando una pequeña capa que rota lentamente dentro de una coraza interna de forma cónica.

Una vez realizado el proceso, mediante métodos de laboratorio, se determina la superficie por unidad de masa del catalizador regenerado y se compara con la del catalizador virgen del mismo tipo, esto provee una excelente indicación de la calidad de la regeneración.

Subproductos negativos líquidos: tratamiento de aguas ácidas

La alimentación a la planta de aguas ácidas consiste principalmente en ácido sulfhídrico y amoníaco disueltos en agua con trazas de dióxido de carbono, fenoles y cianuros entre otros contaminantes presentes. Dicha alimentación provendrá del agua del acumulador del condensador de la fraccionadora (*ver punto 2 de Tipificación de subproductos*).

El proceso de aguas ácidas es capaz de tratar aguas con altas concentraciones de amoníaco (mayores a 6%p/p), ácido sulfhídrico (mayores a 10,4%p/p) y dióxido de carbono. Existen cuatro etapas en el procesamiento de aguas ácidas:

- Desgasificación,
- Strippeo de sulfuro de hidrógeno,
- Strippeo de amoníaco,
- Purificación y recuperación de amoníaco.

Desgasificación y almacenamiento de carga

La corriente de alimentación de aguas ácidas es combinada con una corriente de reciclo proveniente del stripper de amoníaco y luego es enfriada para que ingrese en la torre de desgasificación. En esta unidad el hidrógeno, el metano y otros hidrocarburos livianos son removidos. El agua ácida desgasada es bombeada hasta un tanque de almacenamiento que se utiliza para homogeneizar y amortiguar cambios en la composición. En este tanque a la vez se utiliza para separar por flotación y sedimentación, hidrocarburos y sólidos respectivamente.

Strippeo de sulfuro de hidrógeno

Desde el tanque de almacenamiento, la corriente de aguas ácidas desgasificada es enviada a la planta de tratamiento donde es precalentada en un intercambiador carga-fondo y alimentada al stripper de sulfuro de hidrógeno. Dicho stripper es una columna de destilación con inyección de vapor en el fondo.

El sulfuro de hidrógeno obtenido posee una alta pureza, lo que resulta una excelente alimentación para unidades de recuperación Claus que transforman por reacción química dicho gas en azufre elemental.

Strippeo de amoníaco

La corriente de fondo del stripper de sulfuro de hidrógeno que contiene todo el amoníaco y trazas de ácido sulfhídrico es alimentada directamente al stripper de amoníaco, que consta de una columna de destilación con reflujo. En dicha unidad, esencialmente todo el amoníaco y los restos de sulfuro de hidrógeno son removidos del agua, que abandona por

la columna en el fondo. Esta corriente intercambiaba calor con la alimentación al stripper de sulfuro de hidrógeno, luego su temperatura es rectificada pasando por los tubos de un aerofriador para poder ser utilizada nuevamente como agua de proceso o para recibir un post tratamiento.

El amoníaco y el sulfuro de hidrógeno obtenidos por tope pasan por el condensador parcial de tope, para que el líquido obtenido sea refluado a la columna.

Purificación y recuperación de amoníaco

El vapor que abandona el condensador parcial del stripper de amoníaco es un gas rico en amoníaco que puede ser aprovechado de varias formas. Por ejemplo:

- Incineración de amoníaco: En varias plantas la recuperación de amoníaco no es redituable económicamente. En estos casos, el gas puede ser incinerado.
- Síntesis de amoníaco anhidro: Para obtener este producto el gas primero atraviesa un sistema de dos scrubbers que remueven las trazas de sulfuro de hidrógeno, luego es licuado y almacenado como amoníaco anhidro.
- Síntesis de amoníaco acuoso: Para producir una solución acuosa de amoníaco, se remueve el sulfuro de hidrógeno con un sistema idéntico al punto anterior y luego el amoníaco es disuelto en agua hasta la concentración deseada.

Subproductos negativos gaseosos: tratamiento con aminas

La Planta de Aminas elimina los contaminantes ácidos de las corrientes residuales gaseosas de los hidrotamientos de los hidrocarburos mediante una absorción selectiva de los contaminantes, una vez tratado el gas puede ser reciclado al reactor de hidrogenación. En la unidad de HTG, la corriente gaseosa que se separa del efluente reactor y que contiene altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno (SH₂ ver punto 1 de Tipificación de subproductos) se envía a una torre de absorción de gases donde los contaminantes ácidos son absorbidos por soluciones de aminas (MEA, DEA o MDEA, etc.) que circulan en contracorriente, de forma que el SH₂ se disuelve en este absorbente líquido. La amina, rica en SH₂ disuelto tras la absorción, se calienta y agota con vapor para eliminar el sulfuro. La amina pobre en SH₂ retorna al proceso de absorción y la corriente de elevada concentración en sulfuro de hidrógeno se envía a la unidad Claus para la recuperación de azufre.

Condiciones y medio ambiente de trabajo. Riesgos internos específicos de la actividad

De acuerdo con las disposiciones vigentes en materia de seguridad industrial y legislación laboral, se informará sobre las condiciones que, en la operación habitual del establecimiento, podrán generar riesgo por:

Emisiones sonoras:

- a) Fase de Preparación del sitio y Construcción

Los niveles de ruido que se estima se registrarán durante las obras de construcción se indican en la siguiente tabla:

Niveles de ruido en obra	
Maquinaria y equipo	Decibeles (dB)
Retroexcavadora	93
Topadora	80-95
Vibrocompactadora	80-93
Camiones volcadores	83-94

b) Fase de explotación

Los niveles de ruido que se registrarán durante la operación de las instalaciones involucradas en el proyecto, considerando que la Refinería constituye en conjunto una fuente fija, son los siguientes:

- 80 dB (A) en el interior de las áreas, debido a la operación de la nueva unidad.
- 60 dB (A) en la periferia de la Refinería.
- 40 dB (A) fuera de la Refinería, en los alrededores.

Las principales fuentes de ruido en las instalaciones incluyen grandes máquinas rotativas, tales como compresores, bombas, aerofriadores, el horno y motores eléctricos. Durante la despresurización de emergencia, se pueden generar niveles altos de ruido debido a los gases a alta presión enviados a la antorcha y a la liberación de vapor a la atmósfera.

Las estrategias de prevención y reducción de ruido incluyen:

- Optimizar el diseño y la distribución de la planta, usando los edificios de mayor tamaño como barrera del ruido y ubicando las fuentes de ruido tan lejos como sea posible de los receptores existentes.
- Usar equipos generadores que emitan niveles reducidos de ruido.
- Instalar barreras aislantes de sonido y silenciadores en las de control.
- Obligar al personal al uso de elementos de protección personal auditivos cuando circulen por la planta.

Vibraciones:

Las vibraciones son oscilaciones de partículas alrededor de un punto, en un medio físico equilibrado cualquiera (aire, agua, etc.) y se pueden producir por efecto del propio funcionamiento de una máquina o equipo, partes de máquinas desequilibradas en movimiento, choques, movimientos turbulentos de fluidos.

Los efectos sobre la salud que pueden producir las vibraciones según su frecuencia son:

- Muy baja frecuencia (inferiores a 4Hz): Alteraciones en el sentido del equilibrio, provocando mareos, náuseas y vómitos.
- Baja y media frecuencia (de 4 a 40Hz): Afectan sobre todo a la columna vertebral, aparato digestivo y la visión (vehículos y maquinaria industrial, tractores, obras públicas).
- Alta frecuencia (de 40 a 500Hz): Pueden producir quemaduras por rozamiento y problemas vasomotores, en las articulaciones, musculares (herramientas manuales percutoras rotativas).

Las posibles fuentes fijas de vibraciones en la planta de hidrocracking estarán asociadas a los equipos rotantes como las bombas, los compresores y los aerofriadores. La correcta instalación de estos equipos con sus respectivas bases y soportes antivibratorios, el

adecuado alineamiento de los ejes y el riguroso mantenimiento preventivo y correctivo será vital para evitar problemas de vibraciones.

Carga térmica, radiaciones y tanques soterrados:

No existen fuentes generadoras de contaminación térmica o radiactiva por lo que no se describen estos aspectos.

Sustancias peligrosas:

Durante la etapa de preparación del sitio y construcción, las sustancias peligrosas que se manejarán serán H₂, gasoil (como combustible) y acetileno (para soldadura).

Durante la fase de explotación las sustancias peligrosas serán:

Sulfuro de hidrógeno o ácido sulfhídrico (SH₂)-Amoníaco (NH₃)-Hidrógeno (H₂)-Metano (CH₄)-Etano (C₂H₆)-Propano (C₃H₈)-Isobutano (C₄H₁₀).

Los trabajadores pueden estar expuestos a posibles peligros por inhalación durante las operaciones habituales de la planta. Entre los peligros para la piel se puede incluir el contacto con ácidos, vapor y superficies calientes. Los peligros químicos se deberán manejar en función del resultado de un estudio de seguridad en el trabajo y de un estudio sobre higiene industrial.

Entre las medidas protectoras se incluyen la formación de los trabajadores, los sistemas de permisos de trabajo, la utilización de equipos de protección personal (EPP), y los sistemas de detección de gases tóxicos con alarmas.

Sustancias inflamables y explosivas:

Durante la etapa de preparación del sitio y construcción, las sustancias inflamables que se manejarán serán H₂, gasoil (como combustible) y acetileno (para soldadura).

Durante la fase de explotación las sustancias inflamables serán:

Hidrógeno (H₂)- Metano (CH₄)- Etano (C₂H₆- Propano (C₃H₈)- Isobutano (C₄H₁₀)- Nafta-Gasoil-Kerosene- Fuel oil/Fuel gas.

Los peligros de incendios y explosiones que se generan por las operaciones de los procesos industriales incluyen las emisiones accidentales de gases. Las emisiones de gases de refinería pueden provocar columnas de fuego (llamadas comunmente como llamaradas), si se inflaman en la zona de emisión, o pueden dar lugar a una explosión de nube de vapores, o una bola de fuego o a una llamarada, dependiendo de la cantidad de material inflamable implicada y del grado de confinamiento de la nube. El hidrógeno y el sulfuro de hidrógeno pueden inflamarse incluso sin que haya fuentes de encendido, si su temperatura es superior a sus respectivas temperaturas de autoencendido de 500°C y 260°C.

Los peligros de explosiones también pueden estar asociados a la acumulación de vapores en los depósitos de almacenamiento.

Las medidas recomendadas para prevenir y controlar los riesgos de incendios y explosiones derivados de las operaciones del proceso incluyen las siguientes:

- Diseñar, construir y operar la planta en conformidad con las normas internacionales para la prevención y control de los peligros de incendios y explosiones, incluidas las disposiciones necesarias para la segregación de las zonas de procesos, almacenamiento, servicios auxiliares y seguridad. Las distancias de seguridad pueden basarse en estudios específicos de seguridad en la instalación y en la aplicación de las normas reconocidas internacionalmente sobre seguridad contra incendios.
- Disponer de dispositivos de detección temprana de escapes, tales como comprobación de la presión de los sistemas de transporte e líquidos y gases, además de la detección de calor y humo en caso de incendio;
- Evaluación del potencial de acumulación de vapor en los depósitos de almacenamiento e implementación de técnicas de control y prevención;

- Evitar las posibles fuentes de encendido (por ejemplo, configurando el diseño de los conductos para evitar vertidos accidentales sobre equipos y máquinas rotativas con elevadas temperaturas);
- Facilitar medidas de protección pasiva contra incendios dentro de la zona de incendio proyectada, que sean capaces de resistir la temperatura de las llamas durante el tiempo suficiente para permitir al operario aplicar la acción apropiada para apagar el incendio;
- Definiendo las zonas de incendio y equiparlas con un sistema de drenaje apropiado para recoger y transportar las emisiones accidentales de líquidos inflamables a una zona de contención segura, incluida la contención secundaria en los tanques de almacenamiento.

La red de agua contra incendio se integrará a la red existente de la Refinería La Plata, formando un loop por medio de tubería enterrada de 8" de diámetro en acero al carbón. Constará principalmente de hidrantes montados sobre monitores tipo corazón con capacidad de 500gal/min cada uno, gabinetes para hidrante exterior con manguera de 2^{1/2}" de diámetro y 30m de longitud.

Se contará con extintores portátiles de 9,1kg de polvo químico para el área de proceso y extintores de CO₂ de 9,1kg para el cuarto satélite.

Dentro de las instalaciones se tendrán estaciones manuales de alarma y alarma sonora tipo serena a prueba de explosión; así como una estación manual de alarma tipo jalón para usos en interiores.

Aparatos sometidos a presión:

En cuanto a las medidas correctoras para los equipos sometidos a presión, los mismos tendrán instalados una válvula de seguridad (PSV) que en caso de ocurrir una sobrepresión las mismas se accionarán aliviando el sistema (en general el punto de seteo de las válvulas de seguridad es del 8-10% de la presión de operación).

En el separador de alta presión se prevé la instalación de un sistema de enfriamiento mediante la inyección automática de agua sobre la superficie externa del recipiente en caso que existir un recalentamiento en el mismo. Esto se hace con el fin de evitar una BLEVE.

Riesgos eléctricos:

Los trabajadores estarán expuestos a riesgos ocupacionales derivados del contacto con líneas eléctricas vivas durante las actividades de construcción, mantenimiento y explotación. Las medidas de prevención y control asociadas a las líneas eléctricas vivas incluyen.

- Disponer que la instalación, mantenimiento o reparación de equipos eléctricos sea realizada únicamente por obreros capacitados y calificados que posean los elementos de protección personal adecuados para este tipo de actividad;
- Desactivar y conectar a tierra de la debida manera las líneas vivas de distribución de energía eléctrica antes de realizar trabajos de las líneas o en sus proximidades;
- Asegurarse de que todo trabajo relacionado con cables sea llevado a cabo por obreros capacitados y cumpliendo las normas específicas de seguridad y aislamiento. Los obreros calificados o capacitados que realicen tareas en sistemas de transmisión o distribución deben estar en condiciones de:
 1. Diferenciar entre los elementos vivos y los otros elementos del sistema eléctrico;
 2. Determinar el voltaje de los elementos vivos;

3. Entender las distancias mínimas de aproximación estipuladas para voltajes específicos en líneas vivas;
 - Garantizar el uso adecuado de equipos y procedimientos de seguridad especiales cuando el trabajo se realice cerca o en las proximidades de partes electrizadas expuestas de un sistema eléctrico.
 - Los obreros, inclusive aquellos que hubiesen recibido capacitación adecuada, no deben aproximarse a un elemento expuesto.

Cuando las tareas de mantenimiento y operación deben realizarse a una distancia mínima, el plan de higiene y seguridad deberá contener disposiciones en materia de capacitación específica, medidas de seguridad y dispositivos de seguridad para el personal. Todas las instalaciones eléctricas deben ser realizadas por personal habilitado (personal de mantenimiento), con la supervisión de una persona autorizada que generalmente es el supervisor o responsable de la unidad afectada. La certificación para realizar esa tarea debe incluir tanto instrucción teórica como experiencia práctica; Deben establecerse procedimientos estrictos para desactivar y verificar los equipos eléctricos antes de realizar tareas de mantenimiento. Si no es posible desactivarlos, la instalación eléctrica se moverá o aislará a fin de reducir al mínimo los efectos peligrosos; Previo a emprender trabajos de excavación, se deberán identificar y marcar todas las instalaciones de cables subterráneos, las que deberán figurar en los dibujos y planos y hacer rastreos eléctricos.

Fugas y/o derrames:

Las posibles fugas y/o derrames fueron explicitadas en el punto 5 de la Tipificación de subproductos.

Entre las recomendaciones para prevenir y controlar las emisiones fugitivas se incluyen las siguientes:

- Tomando como base el resumen de los diagramas de proceso e instrumentación (P&ID), identificar las corrientes y los equipos (tuberías, válvulas, juntas, recipientes sometidos a presión, bombas, compresores, etc.) en los que sea probable que se produzcan emisiones fugitivas o derrames y priorizar su seguimiento con equipos de detección de vapor, acompañado por el mantenimiento predictivo/correctivo correspondiente y la sustitución de dichos elementos según sea necesario;
- La selección de las válvulas, bridas, accesorios, cierres y juntas adecuadas debe basarse en su capacidad para reducir las fugas de gas y las emisiones fugitivas;
- Cuando la presión lo permita, los vapores de hidrocarburos deben redirigirse al proceso;
- La incineración de los gases se debe llevar a cabo a temperatura elevada (aproximadamente 800°C) para garantizar la eliminación total de los componentes de menor concentración (por ejemplo, el H₂S, los aldehídos, los ácidos orgánicos y los componentes fenólicos) y reducir al mínimo el impacto de las emisiones y los olores;
- Implementar rigurosos programas de mantenimiento, especialmente para las cajas de estopa en vástagos de válvula y asientos en las válvulas de seguridad, para reducir o eliminar los vertidos accidentales.
- Seleccionar las válvulas, bridas y conexiones adecuadas.
- Diseñar, construir, operar y mantener adecuadamente las instalaciones.
- Implementar programas de detección y reparación de fugas.
- Instalar sistemas de vigilancia continua o monitoreo en todas las áreas sensibles.

Identificación y Cuantificación de Impactos

Medidas correctoras

A continuación se enumeran los potenciales impactos que generará el proyecto y sus pertinentes medidas correctoras:

1. Emisiones gaseosas: La emisión de gases agrios producto serán tratados en la unidad de aminas (ver sección 2.6). La emisión de gases de combustión producto de la quema del fuel oil en el horno de precalentamiento será constantemente monitoreada para evaluar las performance de los quemadores mediante equipos colocados estratégicamente en la periferia de la planta que detectarán SO_x , NO_x y CO. Además periódicamente se realizarán análisis Orsat de los gases a la salida de la chimenea para chequear la correcta combustión.
2. Generación de Subproductos líquidos negativos: los efluentes líquidos de la unidad que de no poseer un post-tratamiento serían residuos peligrosos, son enviados a la planta de aguas ácidas (ver sección 2.5).
3. Generación de Subproductos sólidos negativos: los catalizadores agotados serán vendidos a la firma EURECAT para su regeneración (ver sección 2.4).
4. Ruido: las medidas correctoras involucran el uso de elementos de protección personal por cualquier persona que se encuentre en el predio, instalar silenciadores en sala de control, procurar el correcto mantenimiento de máquinas rotantes (bombas, compresores, aroenfriadores).
5. Vibraciones: instalar bases antivibratorias en equipos rotantes, realizar un intensivo mantenimiento predictivo y correctivo en equipos, válvulas y líneas.
6. Salud y seguridad del personal: obligar al todo el personal al uso de elementos de protección personal, ropa ignífuga, guantes, cascos, gafas protectoras, orejeras, zapatos de seguridad, y todo lo necesario para evitar el riesgo a la salud del trabajador. Capacitar periódicamente al personal en temas relacionados a la seguridad en el trabajo.
7. Riesgos eléctricos: ver sección 2.7.
8. Sustancias peligrosas: ver sección 2.7.
9. Aparatos sometidos a presión: realizar un riguroso plan de mantenimiento de las válvulas de seguridad PSV, ver sección 2.7.
10. Fugas y derrames: ver sección 2.7.

Marco Legal

En el Anexo 1 se mencionan todas las normas legales consideradas para la realización del impacto ambiental de este proyecto así como leyes, artículos, etc.

Bibliografía

Convenio colectivo de trabajo de los trabajadores petroleros – Gremio SUPeH

“El petróleo Refino y tratamiento químico” – P. Wuithier

“Hydrocracking Science and Technology” – Heinnz Heinemann

“Refino de petróleo: tecnología y economía” - James H. Gary, Glenn E. Handwerk

“Petroleum Refinery Distillation” – R. Watkins

“Handbook of Petroleum Processing” - J. Gary Handwerk, Petroleum Refining

“PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS 5° EDITION” - Max S. Peters Klaus D. Timmerhaus.

Profesionales consultados

Ing. en petróleo Juan Carlos Diaz, ex gerente de producción Repsol-YPF refinería La Plata, Director de Operaciones Dapsa.

Ing. Químico Juan Esteban Vrcic. Ingeniero de procesos YPF refinería La Plata.

Jefe de Turno YPF CIE

Jefe de Turno YPF CILP

Ing. Químico Eduardo Rueda

Ing. Quimico Carlos Fernando Acedo

Páginas consultadas

- Ministerio de Energía y minería
- ADEFA
- YPF SA

ANEXO 1

Ley 11459

EL SENADA Y CÁMARA DE DIPUTADOS DE LA PROVINCIA DE BUENOS AIRES SANCIONAN CON FUERZA DE LEY.

ARTÍCULO 1º: La presente ley será de aplicación a todas las industrias instaladas, que se instalen, amplíen o modifiquen sus establecimientos o explotaciones dentro de la jurisdicción de la Provincia de Buenos Aires.

ARTÍCULO 2º: A los fines de la presente ley se entenderá por establecimiento industrial a todo aquel donde se desarrolla un proceso tendiente a la conservación, reparación o transformación en su forma, esencia, calidad o cantidad de qué materia prima o material para la obtención de un producto final mediante la utilización de métodos industriales.

ARTÍCULO 3º: Todo el establecimiento industrial deberá contar con el pertinente Certificado de Aptitud Ambiental como requisito obligatorio indispensable para que las autoridades municipales puedan conceder, en uso de sus atribuciones legales, las correspondientes habilitaciones industriales. El Certificado de Aptitud Ambiental será otorgado por la Autoridad de aplicación, en los casos de establecimientos calificados de tercera categoría según el artículo 15º, mientras que para los que sean calificados de primera y segunda categoría será otorgado por el propio Municipio.

ARTÍCULO 4º: Los parques industriales y toda otra forma de agrupación industrial que se constituya en la Provincia, además de las obligaciones que correspondan a cada establecimiento, deberán contar también con el Certificado de aptitud Ambiental expedido en todos los casos por la Autoridad de Aplicación en forma previa a cualquier tipo de habilitación municipal o provincial. Esa Certificación acreditará la aptitud de la zona elegida y la adecuación del tipo de Industrias que podrán instalarse en el parque o agrupamiento, según lo establezca la reglamentación; y el peticionante deberá presentar una Evaluación Ambiental en los términos que también se fijarán por vía reglamentaria. La misma obligación rige para la modificación o ampliación de los parques o agrupamientos existentes.

CAPÍTULO II – TRÁMITE Y EXPEDICIÓN DE CERTIFICADOS

ARTÍCULO 5º: La presentación de la solicitud de los Certificados de Aptitud Ambiental deberá ajustarse a los requisitos consignados en la presente y su reglamentación y efectuarse ante el Municipio personalmente o por intermedio de las Asociaciones de Industriales o Cámaras Empresariales del lugar, que tuvieron personería jurídica, las que remitirán toda la documentación a la Municipalidad del partido correspondiente.

Todo proyecto presentado ante una Asociación o Cámara le da a ésta la facultad de realizar el seguimiento del expediente y realizar peticiones de trámite en representación del peticionante.

En caso de ser presentada la solicitud por intermedio de Asociaciones industriales o Cámaras Empresariales deberá entenderse que los procedimientos y plazos de la presente ley comenzarán a regir desde la presentación ante el Municipio.

ARTÍCULO 6º: La reglamentación precisará las normas con exigencias y procedimientos de trámite teniendo en cuenta las categorías del artículo 15º; fijará también pautas para la ubicación de los establecimientos en dichas categorías en base al nivel de complejidad y a las consecuencias ambientales y sanitarias posibles, y entre las normas de procedimiento establecerá los requisitos de las solicitudes para su rápida ubicación por categorías y para la recepción completa de la documentación.

El Municipio del lugar de radicación, cuando recibiere una solicitud deberá dar traslado en no más de diez (10) días hábiles a la Autoridad de Aplicación para que proceda a su clasificación. Si a los quince (15) días de presentada la solicitud ésta no hubiese ingresado a la dependencia correspondiente de la Autoridad de Aplicación, el interesado podrá presentar directamente a ésta un duplicado con la documentación que establezca la reglamentación. En todos los casos la Autoridad de Aplicación deberá hacer la clasificación y, si correspondiere trasladar las solicitudes al Municipio en un plazo que no podrá ser mayor a los veinte (20) días.

De toda demora, el funcionario responsable deberá informar sobre los motivos al interesado y a sus superiores.

ARTÍCULO 7º: El Certificado de Aptitud Ambiental será expedido por la Autoridad de Aplicación o el Municipio, según corresponda, previa evaluación ambiental y de su impacto en la salud, seguridad y bienes del personal y población circundante. En particular la solicitud deberá acompañar los siguientes requisitos:

- a) Memoria descriptiva donde se consignen los datos referidos a la actividad industrial a desarrollar, ingeniería de procesos, materias primas, insumos, productos a elaborar, subproductos, residuos, emisiones efluentes a generar y estimación del personal a emplear.
- b) Proyecto de planta industrial con indicación de instalaciones mecánicas, eléctricas y de todo equipo y materiales que pueda afectar la seguridad o salubridad del personal o población, así como también las medidas de seguridad respectivas.
- c) Adecuado tratamiento y destino de los residuos sólidos, líquidos, semisólidos y gaseosos, que se generen inevitablemente.
- d) Ubicación del establecimiento en zona apta y caracterización del ambiente circundante.
- e) Informe de factibilidad de provisión de agua potable, gas y energía eléctrica.
- f) Elementos e instalaciones para la seguridad y la preservación de la salud del personal, como así para la prevención de accidentes, según lo establezca la reglamentación en función de la cantidad de personal y grado de complejidad y peligrosidad de la actividad industrial a desarrollar.
- g) Toda otra norma que establezca la reglamentación con el objeto de preservar la seguridad y salud del personal, de la población circundante y el medio ambiente.

ARTÍCULO 8º: Una vez ingresada una solicitud de Certificado de Aptitud Ambiental en dependencias de la Autoridad de Aplicación o en el Municipio en su caso, la decisión definitiva deberá adoptarse en el plazo de noventa (90) días para los establecimientos de tercera categoría. Si al vencimiento de dichos plazos no hubiese pronunciamiento, el funcionario deberá informar al interesado y a sus superiores jerárquicos sobre los motivos

de la demora; y si transcurrieron sesenta (60) días más desde el vencimiento de los plazos establecidos y mediante pedido de pronto despacho sin satisfacer, el certificado de Aptitud Ambiental se considerará automáticamente concedido cualquiera sea la categoría que corresponda a la solicitud.

ARTÍCULO 9º: En los certificados de Aptitud Ambiental se hará constar:

- a) Nombre del Titular.
- b) Ubicación del Establecimiento.
- c) Rubro de la actividad según el registro respectivo.

ARTÍCULO 10º: Los establecimientos industriales ya instalados que deseen realizar ampliaciones, modificaciones o cambios en sus edificios, ambientales o instalaciones deberán solicitar al correspondiente Certificado de Aptitud Ambiental en forma previa a la correspondiente habilitación industrial. La solicitud deberá presentarse conforme a las prescripciones de la presente ley y su reglamentación y se presentará ante el Municipio para procederse conforme a lo establecido en la segunda parte del artículo 6º, con las condiciones y plazos allí establecidos. Regirán las mismas normas para el tratamiento de la solicitud de certificados que se establecen respecto de la industria a instalarse, con excepción de los plazos del artículo 8º que para resolver serán de sesenta (60) días para los de tercera categoría y de treinta (30) días para los de primera y segunda categoría, mientras que el plazo complementario de certificación automática se reduce a la mitad.

ARTÍCULO 11º: Una vez obtenido el Certificado de Aptitud Ambiental, cuya validez serán de dos (2) años, podrán iniciarse los trabajos de instalación o modificación del establecimiento, que hayan sido autorizados. Cuando se inicie la actividad productiva o se incorporen a ella las modificaciones o ampliaciones, el titular del establecimiento deberá comunicarlo por medio fehaciente al Municipio y a la Autoridad de Aplicación en un plazo no mayor de quince (15) días.

El Certificado de Aptitud Ambiental perfeccionado con la comunicación del comienzo de la actividad, permite el funcionamiento en regla del establecimiento, pero los funcionarios competentes están obligados a verificar que dicho funcionamiento se ajusta a lo autorizado y a las prescripciones de la presente ley en un plazo razonable que establecerá la reglamentación. Esa obligación regirá sin perjuicio del deber permanente de verificar que no se alteren las condiciones de las autorizaciones concedidas, y que en general se cumplan las prescripciones de la presente ley en todo el territorio provincial.

ARTÍCULO 12º: Las solicitudes que impliquen solamente cambios de titularidad, serán aprobadas sin más trámite que la presentación de la documentación que acredite tal circunstancia. El nuevo titular, a los efectos de esta ley, será considerado sucesor individual de sus antecesores el ejercicio pleno de sus derechos y en el cumplimiento de sus obligaciones.

ARTÍCULO 13º: La autoridad de Aplicación deberá llevar un registro Especial de los Certificados de Aptitud Ambiental.

ARTÍCULO 14º: Los interesados podrán efectuar una consulta previa de factibilidad de radicación industrial ante el Municipio a cuyo fin deberán cumplimentar con los recaudos

que establecerá la reglamentación para tales casos. La respuesta deberá producirse en el término de diez (10) días para los establecimientos de primera y segunda categoría y de veinte (20) días para los de tercera categoría y su validez queda limitada al término de ciento ochenta (180) días corridos, transcurridos los cuales caducarán.

CAPÍTULO III – CLASIFICACIÓN DE INDUSTRIAS

ARTÍCULO 15º: A los fines previstos en los artículos precedentes y de acuerdo a la índole del material que manipulen elaboren o almacenen, a la calidad o cantidad de sus efluentes, al medio ambiente circundante y a las características de su funcionamiento e instalaciones que establecimientos industriales se clasificarán en tres (3) categorías:

- a) Primera categoría, que incluirá aquellos establecimientos que se consideran inocuos porque su funcionamiento no constituye riesgo o molestia a la seguridad, salubridad e higiene de la población, ni ocasiona daños a sus bienes materiales ni al medio ambiente.
- b) Segunda categoría, que incluirá aquellos establecimientos que se consideran incómodos porque su funcionamiento constituye una molestia para la salubridad e higiene de la población u ocasiona daños graves a los bienes y al medio ambiente.
- c) Tercera categoría, que incluirá aquellos establecimientos que se consideran peligrosos porque su funcionamiento constituye un riesgo para la seguridad, salubridad e higiene de la población u ocasiona daños graves a los bienes y al medio ambiente.

ARTÍCULO 16º: Los establecimientos pertenecientes a la primera categoría que empleen menos de cinco (5) personas como dotación total, incluyendo a todas las categorías laborales y a los propietarios, y que dispongan de una capacidad de generación inferior a los quince (15) HP, si bien deberán ajustarse a las exigencias de la presente ley, estarán exceptuadas de obtener la previa Aptitud Ambiental y podrán solicitar la habilitación industrial con sólo brindar un informe bajo declaración jurada de las condiciones de su ubicación y características de su funcionamiento en orden a no afectar al medio ambiente, al personal y a la población.

CAPÍTULO IV – SANCIONES

ARTÍCULO 17º: Todo incumplimiento o trasgresión de la presente ley, hará pasible a sus responsables de su aplicación de las siguientes sanciones:

- a) Apercibimiento.
- b) Multas de hasta mil (1000) sueldos básicos de la categoría inicial para los empleados de la Administración Pública Provincial. Dicho tope podrá duplicarse, triplicarse, y así sucesivamente para la primera, segunda y sucesivas reincidencias.
- c) Clausura.

ARTÍCULO 18º: El Decreto reglamentario realizará una clasificación de infracciones y fijará pautas para la graduación de las sanciones, en función de la culpa, dolo, tamaño del establecimiento e importancia del daño causado.

ARTÍCULO 19º: La sanción de clausura podrá ser total o parcial y temporaria o definitiva y procederá cuando la gravedad de la infracción justifique y sólo en los casos de reincidencia o imposibilidad de adecuación técnica a los requerimientos legales.

ARTÍCULO 20º: La clausura de un establecimiento, procederá en forma temporaria, total o parcialmente, como medida preventiva, cuando el establecimiento no cuente con Certificación de Aptitud Ambiental o cuando la situación sea de tal gravedad que así lo aconseje.

ARTÍCULO 21º: La clausura temporaria, como medida preventiva, podrá ser aplicada por personal municipal o provincial debidamente facultado para ellos. Dicha medida podrá ser recurrida por el interesado ante la Autoridad de Aplicación que resolverá en definitiva. Este recurso no tendrá efecto suspensivo.

ARTÍCULO 22º: El juzgamiento de las infracciones estará a cargo de la Autoridad de Aplicación, pero ésta podrá delegar esa facultad en los Municipios para los casos de su jurisdicción que correspondieren a establecimientos de primera y segunda categoría.

ARTÍCULO 23º: El Certificado de Aptitud Ambiental cuando haya sido concedido por el mero vencimiento de los términos del artículo 8º podrá ser revocado sin más sustanciación, dentro del plazo que fijará la reglamentación por imperio del segundo párrafo del artículo 11º, si una inspección arrojará elementos suficientes para la adopción de esa medida a juicio de la Autoridad de Aplicación o del Municipio según categoría.

CAPÍTULO V – DE LOS RECURSOS

ARTÍCULO 24º: Cuando se apliquen multas como consecuencias de infracciones verificadas por las autoridades comunales, los respectivos Municipios tendrán una participación del cincuenta (50) por ciento de los fondos que se recauden y percibirán el total si aplicaran las sanciones por delegación de la Autoridad de Aplicación.

ARTÍCULO 25º: Por el concepto de habilitación sanitaria exigida por la presente ley se abonará una tasa especial cuyo monto, en el caso de establecimientos de tercera categoría, será fijada por la Ley Impositiva. Los fondos que ingresen exclusivamente por aplicación de dicha tasa lo harán a una cuenta especial en la jurisdicción de la Autoridad de Aplicación y serán aplicados al equipamiento de la repartición vinculada con la aplicación de la presente ley. Los fondos que ingresaren en concepto de multa se destinarán a Rentas Generales.

CAPÍTULO VI – AUTORIDAD DE APLICACIÓN

ARTÍCULO 26º: La Autoridad de Aplicación de la presente ley en función de los fines y la materia que trata, será determinada por el Poder Ejecutivo. La Autoridad de Aplicación realizará una permanente fiscalización del cumplimiento de la presente ley y coordinará con los Municipios las tareas de controlar, pudiendo delegarlas totalmente dentro de sus jurisdicciones para los casos de primera y segunda categoría.

ARTÍCULO 27º: Los agentes o funcionarios de la Administración Pública Provincial o Municipal que efectúen tareas de controlar tendrán acceso a los establecimientos industriales instalados en la Provincia de Buenos Aires y se encuentran facultados para:

1. Requerir el titular del establecimiento o cualquiera de sus dependientes, la documentación legal referente a la industria, en cuanto hace a la Aptitud Ambiental y habilitación de la misma.
2. Requerir del titular del establecimiento o cualquiera de sus dependientes, la información que considere pertinente en cuanto a su misión específica.
3. Revisar el estado de los edificios, sus instalaciones y maquinarias en lo que hace a seguridad, higiene, tratamiento de efluentes, contaminación del medio ambiente o cualquier otro fin pertinente para el cumplimiento de su función.
4. Requerir el auxilio de la fuerza pública cuando se le impida el acceso o niegue la información correspondiente. Las actas labradas por los inspectores darán fé pública respecto de su contenido, las que llevarán la firma de inspeccionado o la constancia de que se niega a hacerlo.

CAPÍTULO VII – DISPOSICIONES COMPLEMENTARIAS

ARTÍCULO 28º: Las solicitudes de Certificados de Aptitud Ambiental que estuvieren en trámite serán clasificadas por la Autoridad de Aplicación. Si se encontraren en los Municipios, éstos harán el traslado correspondiente conforme a las prescripciones y plazos del artículo 6º, y una vez reasignados los expedientes según su categoría se deberá notificar al interesado para que complete la documentación si fuere necesario. Cuando queda completada la documentación se aplicarán prescripciones del artículo 8º, pero los plazos serán el doble de los allí establecidos. La reglamentación podrá establecer normas especiales para este artículo que se aplicarán por solo una vez, las que en tal caso regirán por igual para todas las solicitudes en trámite según su categoría.

ARTÍCULO 29º: Todo establecimiento industrial que al entrar en vigencia la reglamentación de la presente ley estuviera funcionando sin las certificaciones y habilitaciones requeridas por la legislación vigente a la fecha de su instalación tendrá un plazo de un (1) año para su presentación espontánea a contar desde que comience a regir el Decreto Reglamentario respectivo. Este plazo podrá tener una prórroga de hasta un (1) año más si el petitionante justifica su necesidad por la índole de los trabajos destinados a poner en regla el establecimiento y la Autoridad de Aplicación lo autoriza. Mediante dicha presentación podrá acogerse a la presente ley, pero si no la hiciera en tiempo y forma será pasible de la sanción que aplicará autoridad de Aplicación o Municipio de delegación de aquella. La reglamentación precisará las condiciones de representación, de delegación en las autoridades municipales, los procedimientos y la graduación de sanciones.

ARTÍCULO 30º: La Autoridad de Aplicación deberá publicar mensualmente en el boletín oficial las radicaciones autorizadas y denegadas.

ARTÍCULO 31º: La presente ley entrará en vigencia a los noventa (90) días de su publicación.

ARTÍCULO 32º: La presente ley deberá ser reglamentada por el Poder Ejecutivo en el plazo de noventa (90) días de su publicación.

ARTÍCULO 33º: Derogase el Decreto-Ley 7.229/66 y toda otra norma que se oponga a la presente.

ARTÍCULO 34º: Comuníquese al Poder Ejecutivo.

Dada en la Sala de Sesiones de la Honorable Legislatura de la Provincia de Buenos Aires, en la ciudad de La Plata, a los veintiún días del mes de octubre del año mil novecientos noventa y tres.

Norma Internacional EURO V

Concentraciones permitidas

Norma	Entrada en vigor	CO (g/km)	HCT (g/km)	NMHC	HCT+NOx (g/km)	NOx (g/km)	PM (g/km)
Motor diésel							
Euro 1**	01/07/92	2,72 (3,16)	----	----	0,97 (1,13)	----	0,14 (0,18)
Euro 2, IDI	01/01/96	1,0	----	----	0,7	----	0,08
Euro 2, DI	01/01/1996 ^a	1,0	----	----	0,9	----	0,10
Euro 3	01/01/00	0,64	----	----	0,56	0,50	0,05
Euro 4	01/01/05	0,50	----	----	0,30	0,25	0,025
Euro 5	01/09/09	0,50	----	----	0,23	0,18	0,005 ^c
Euro 6	01/09/14	0,50	----	----	0,17	0,08	0,005 ^c
Motor gasolina							
Euro 1**	01/07/92	2,72 (3,16)	----	----	0,97 (1,13)	----	----
Euro 2	01/01/96	2,2	----	----	0,5	----	----
Euro 3	01/01/00	2,30	0,20	----	----	0,15	----
Euro 4	01/01/05	1,0	0,10	----	----	0,08	----
Euro 5	01/09/09	1,0	0,10	0,068	----	0,06	0,005 ^{b,c}
Euro 6	01/09/14	1,0	0,10	0,068	----	0,06	0,005 ^{b,c}

Desde la Euro 1 hasta la 4 los vehículos de pasajeros de más de 2.500 Kg pertenecían a la categoría N1.

** Los valores entre paréntesis son límites de la conformidad de producción.

a. Valores aplicables hasta el 30/09/1999. Posterior a esa fecha los motores de inyección directa deben cumplir los límites de los de inyección indirecta.

b. Solo aplicable a vehículos con motores de inyección directa.

c. 0,0045 g/km usando el procedimiento PMP, programa sobre medición de partículas.

CO: masa de monóxido de carbono; HCT: masa total de hidrocarburos; NOx: masa de óxidos de nitrógeno; PM: masa de partículas, NMHC: masa de hidrocarburos no metanos.

IDI: inyección indirecta, DI: inyección directa.

ANEXO 2

Grafico 1 - Figura 10.12 grafica de Arrhenius para cinéticas de primer orden de hidrocracking de gasoil de vacio) pag189 del libro "Hydrocracking science and technology"

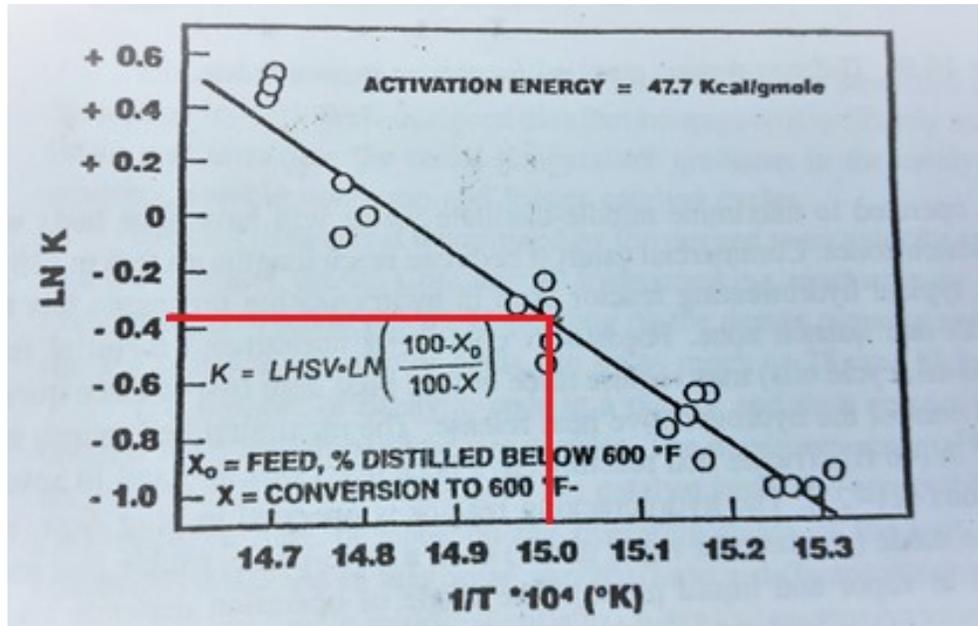


Grafico 2 - Diagrama de SATO para productos derivados del petroleo

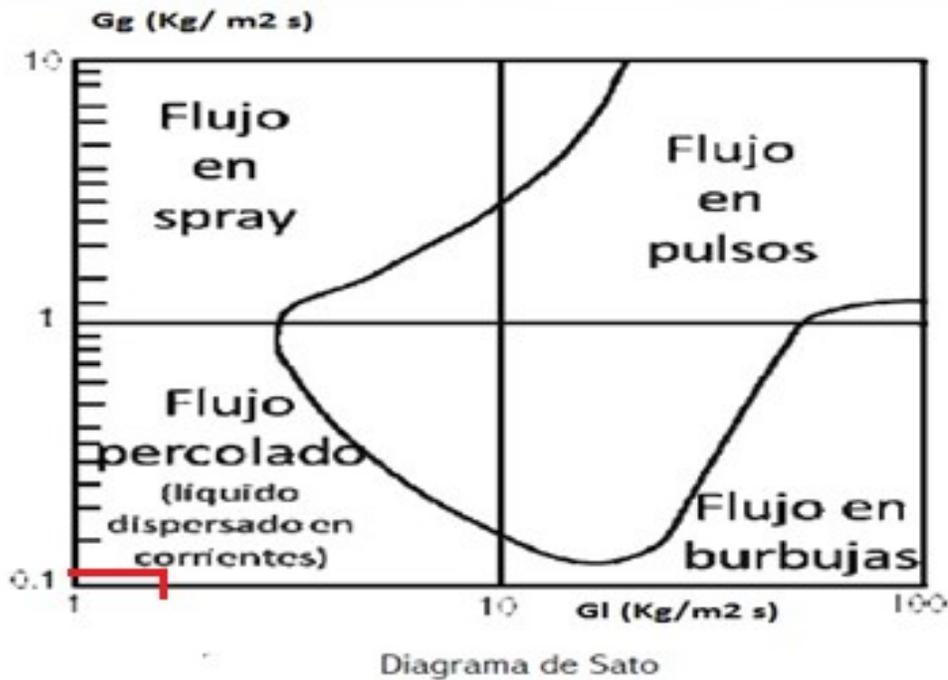


Grafico 3 – Figura para calcular el liquido maximo en un absorbedor “Figura 7 del libro “Métodos de cálculo en los Procesos de Transferencia de masa” del Dr H. Sawistowski”.

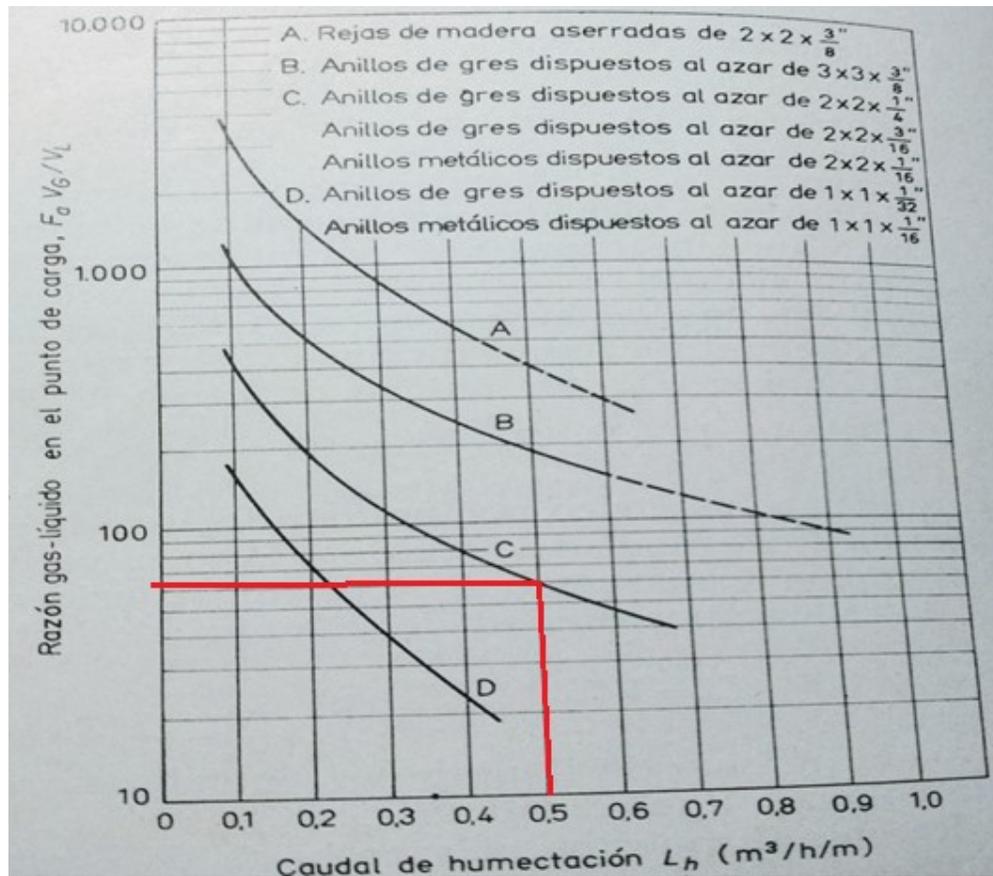


Grafico 4 – Grafica para estimar la perdida de carga de un relleno

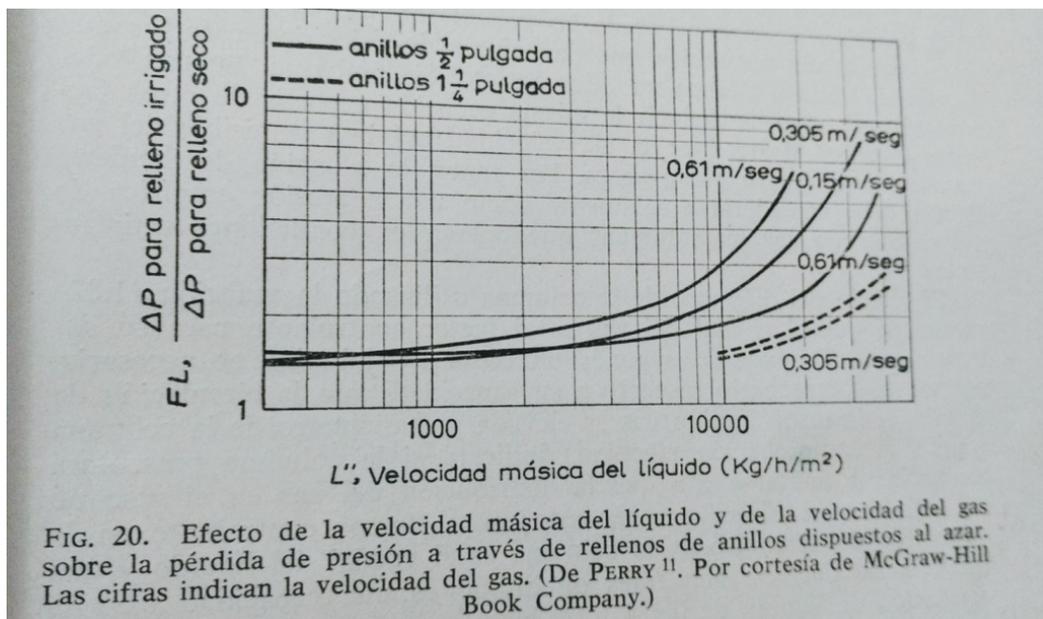


FIG. 20. Efecto de la velocidad másica del líquido y de la velocidad del gas sobre la pérdida de presión a través de rellenos de anillos dispuestos al azar. Las cifras indican la velocidad del gas. (De PERRY¹¹. Por cortesía de McGraw-Hill Book Company.)

Grafico 5 – Correlacion de Gilliland para calcular el numero de etapas teoricas.

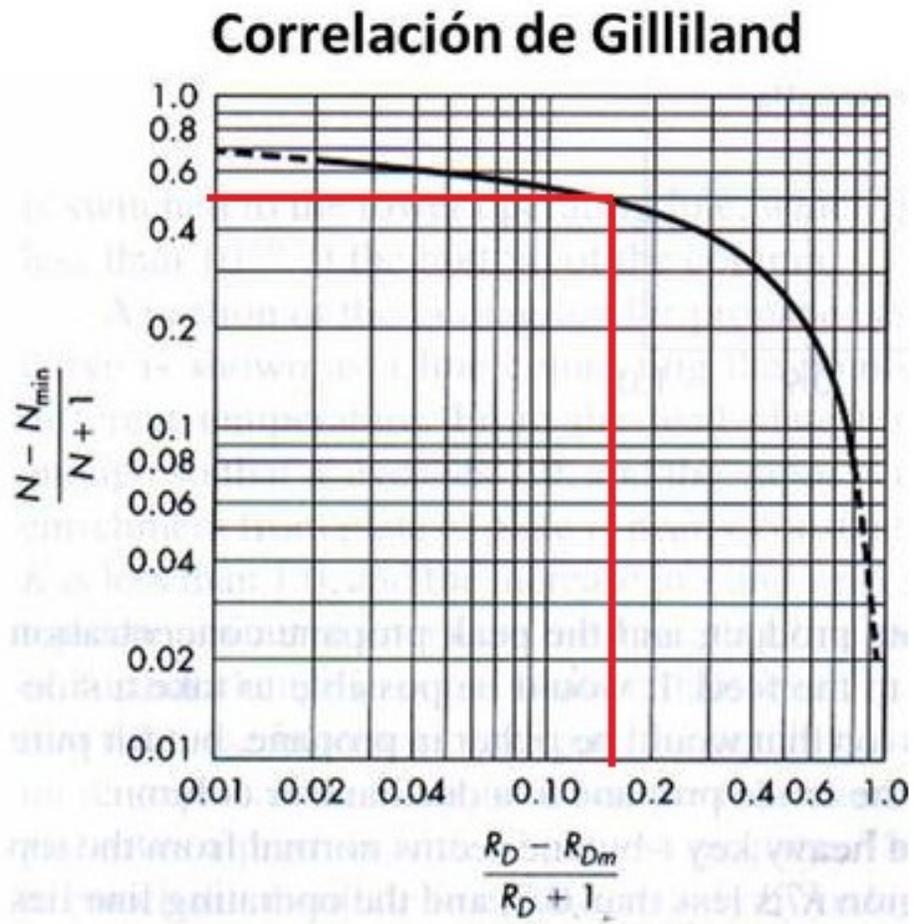


Grafico 7 - Grafica proveidos por Koch

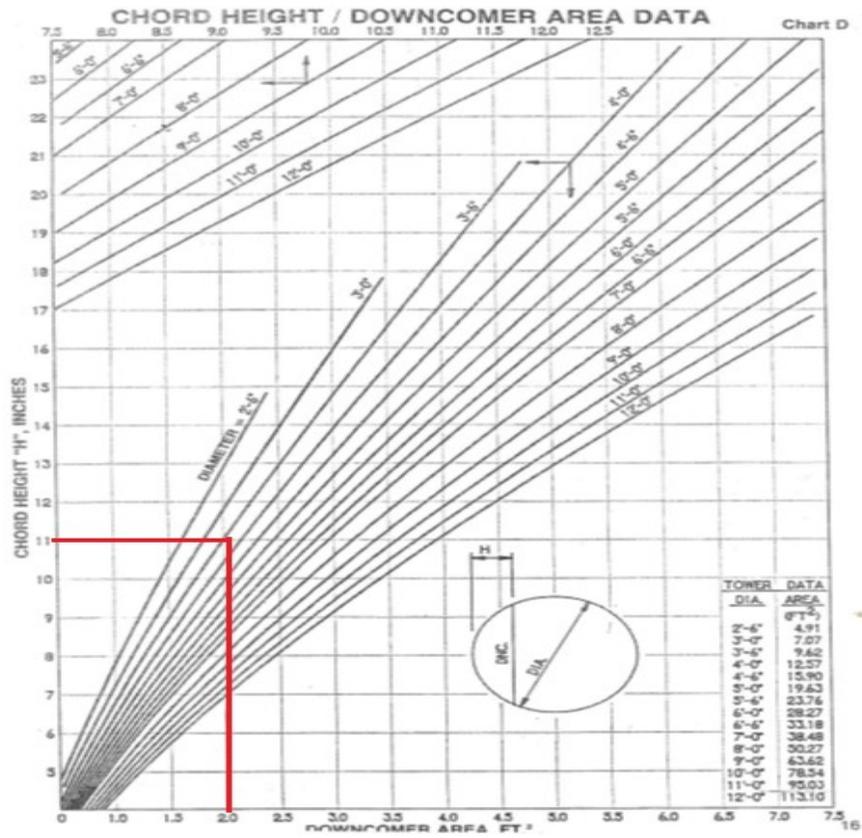


Grafico 8 - Grafica proveidos por Koch

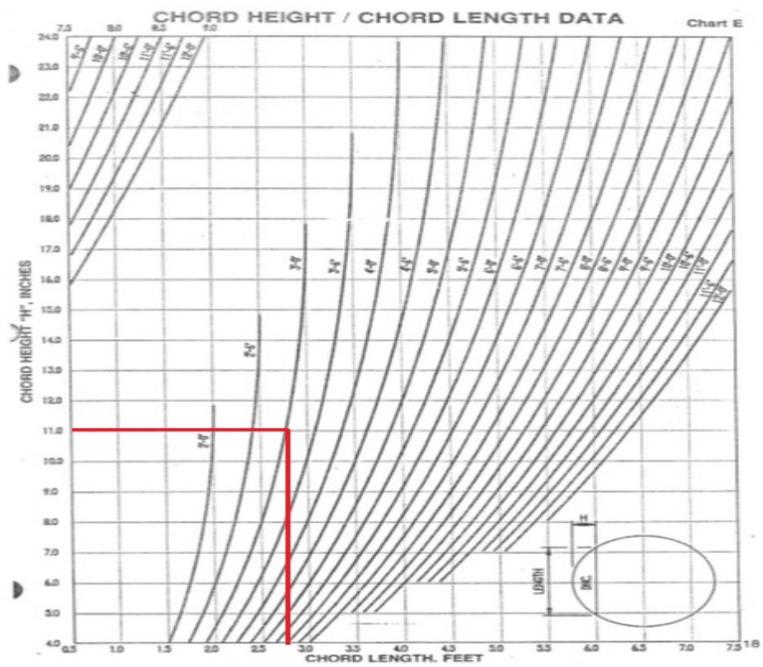


Grafico 9 – Calculo de los cortes de fracciones de petroleo

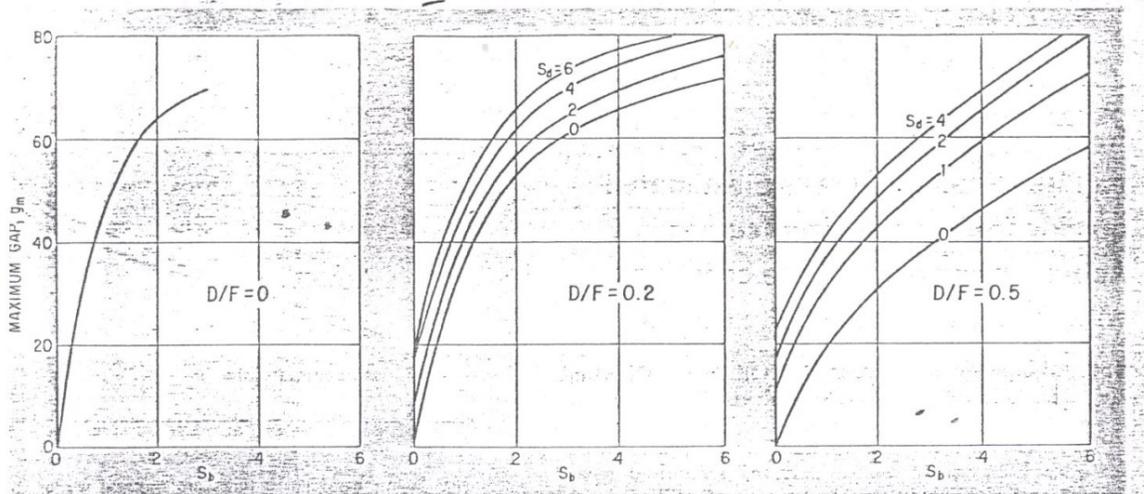


Grafico 10 – Estimacion del factor A

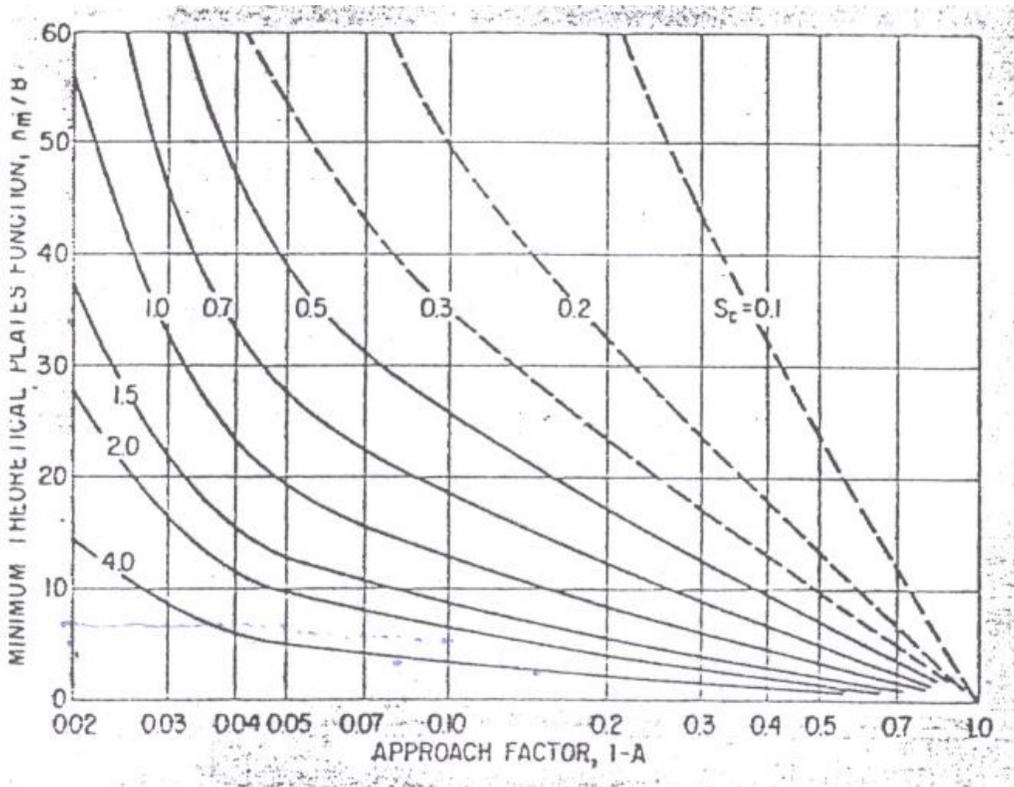


Fig. 4—Generalized curve includes function B.

Grafico 10 – Correlacion con la presion de la columna

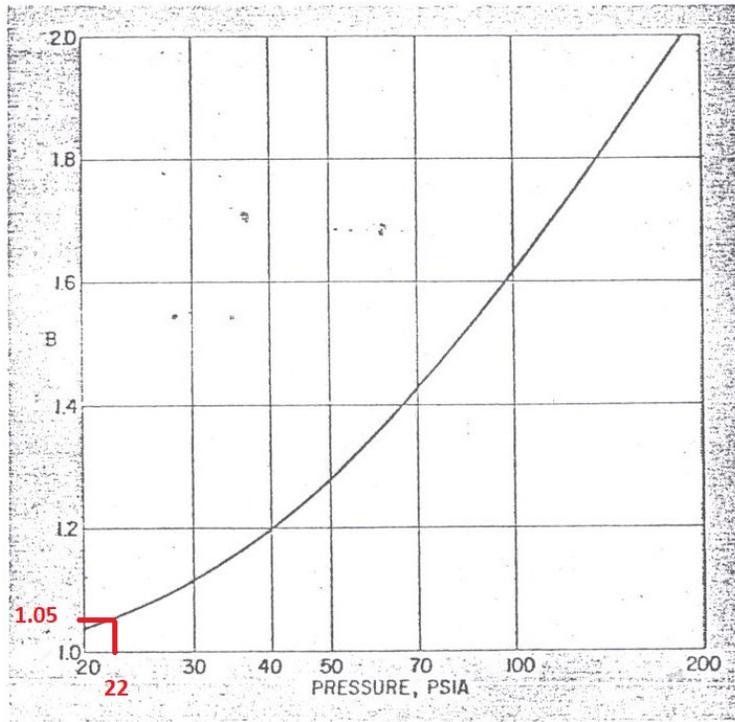


Fig. 5—Function B is related to pressure.

Grafico 11 – Correlacion para el calculo del reflujo minimo

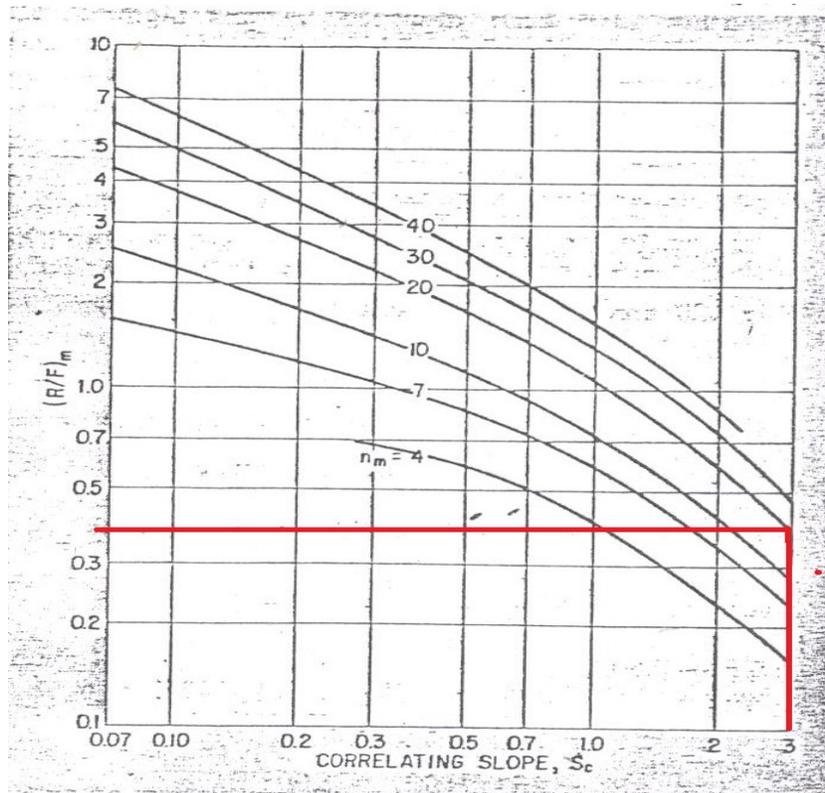


Grafico 12 – Relacione entre el reflujo y las etapas teoricas

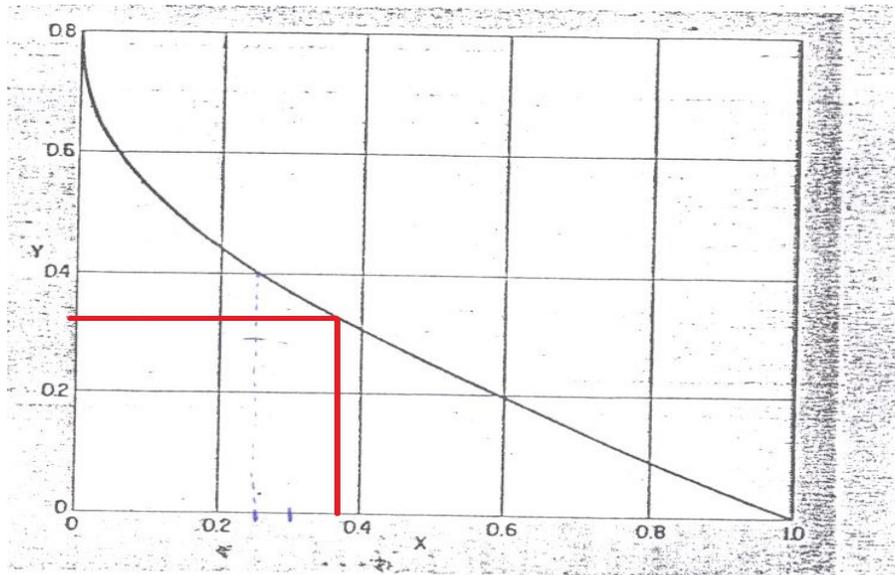


Fig. 7—Theoretical trays related to reflux ratios.

Grafico 13 - Gráfico de Factor Calórico F_c . "Ludwig, Vol III (pp. 77)"

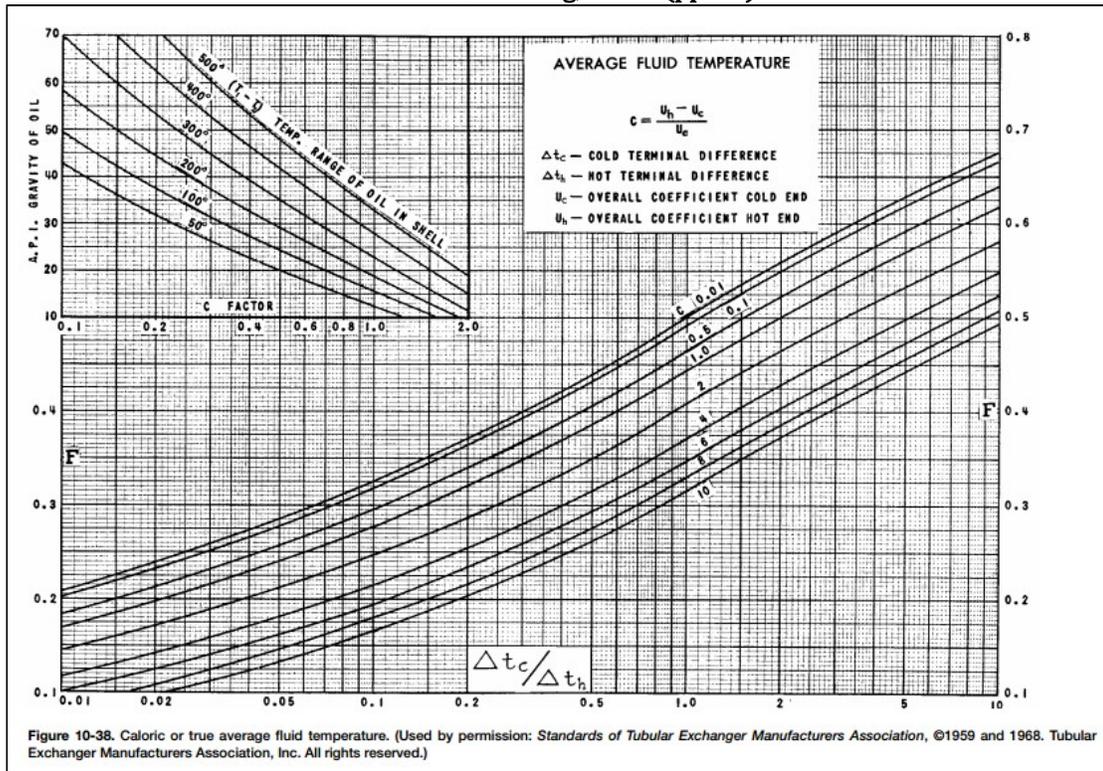


Grafico 14 - Factor F_t de Corrección de Diferencia de Temperaturas Medias. "Ludwig, Vol III (pp. 59)"

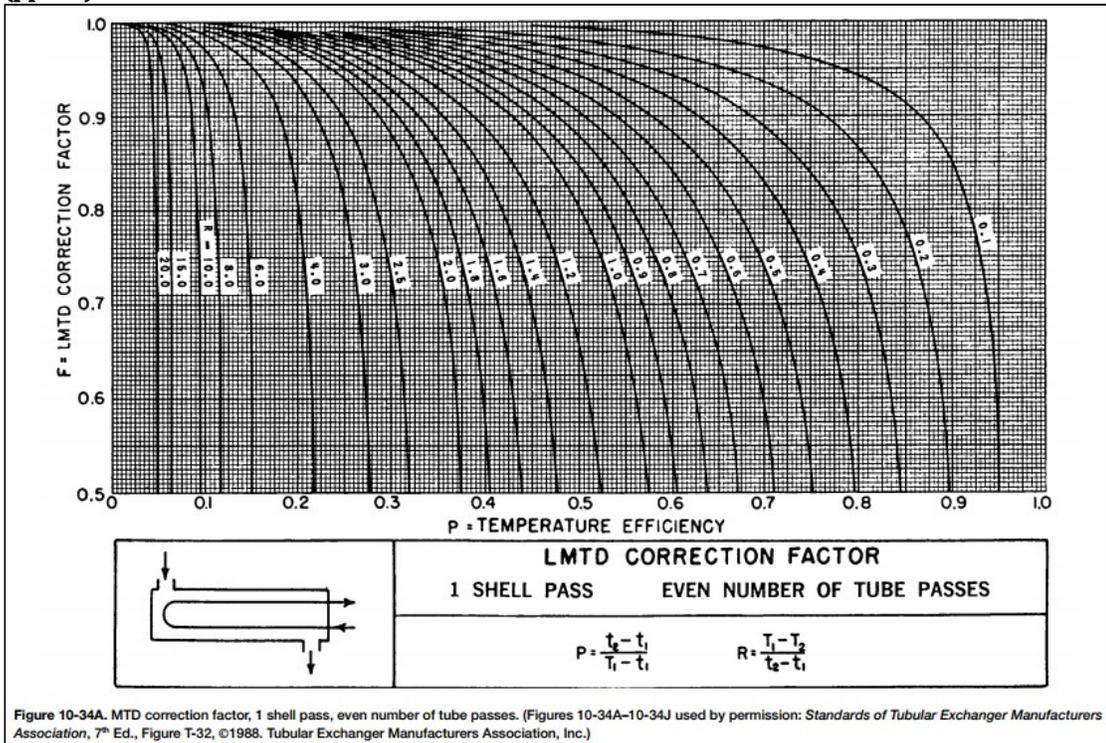


Grafico 15 - Gráfica de Coeficiente Pelicular de Transferencia de Calor Lado Coraza. "Ludwig, Vol III (pp. 106)"

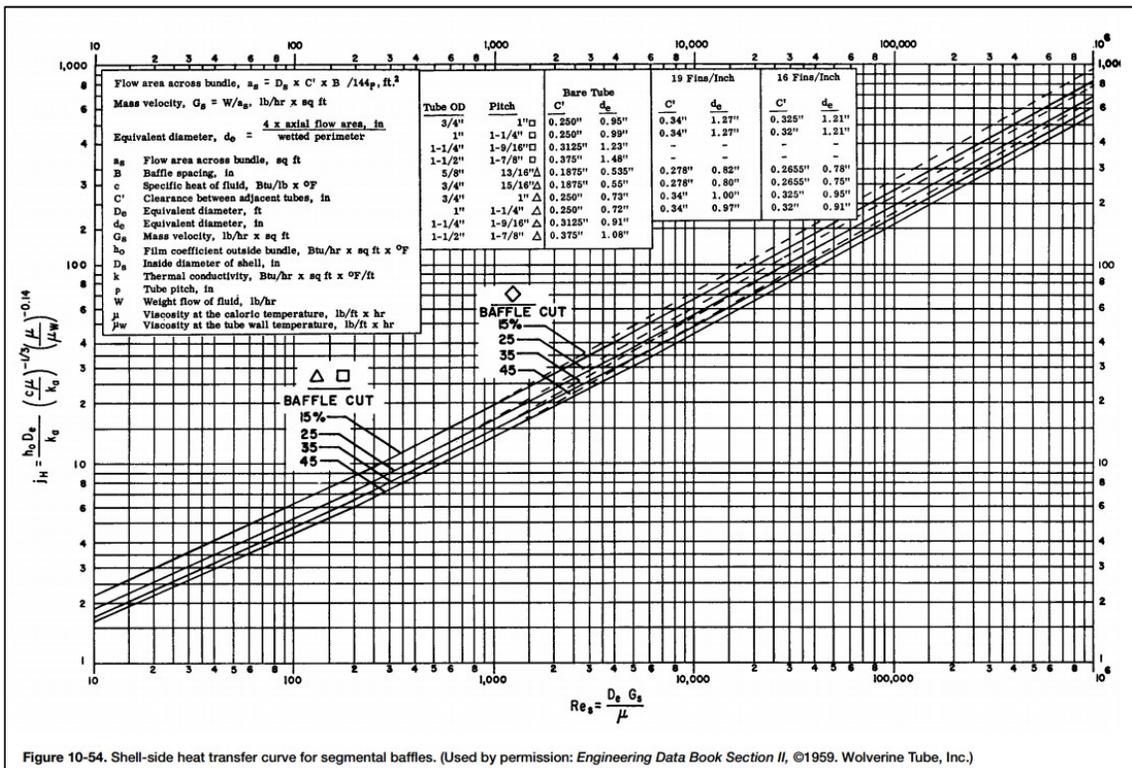


Grafico 16 - Factor de Fricción Lado Coraza. "Ludwig, Vol III (pp. 216)"

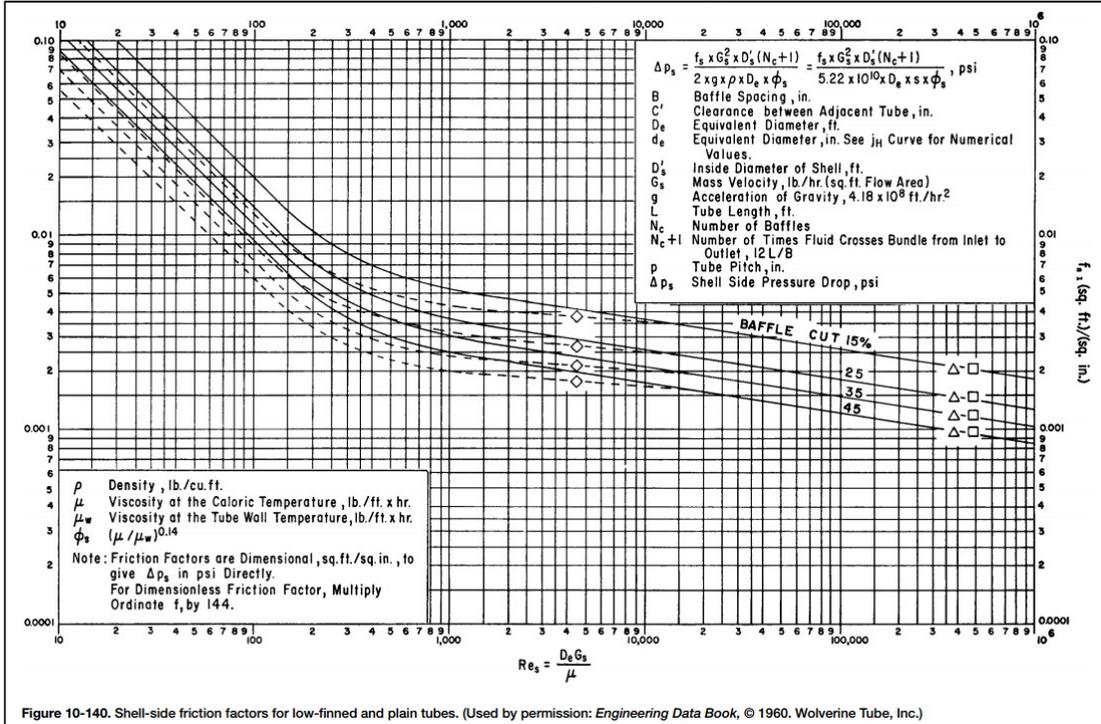
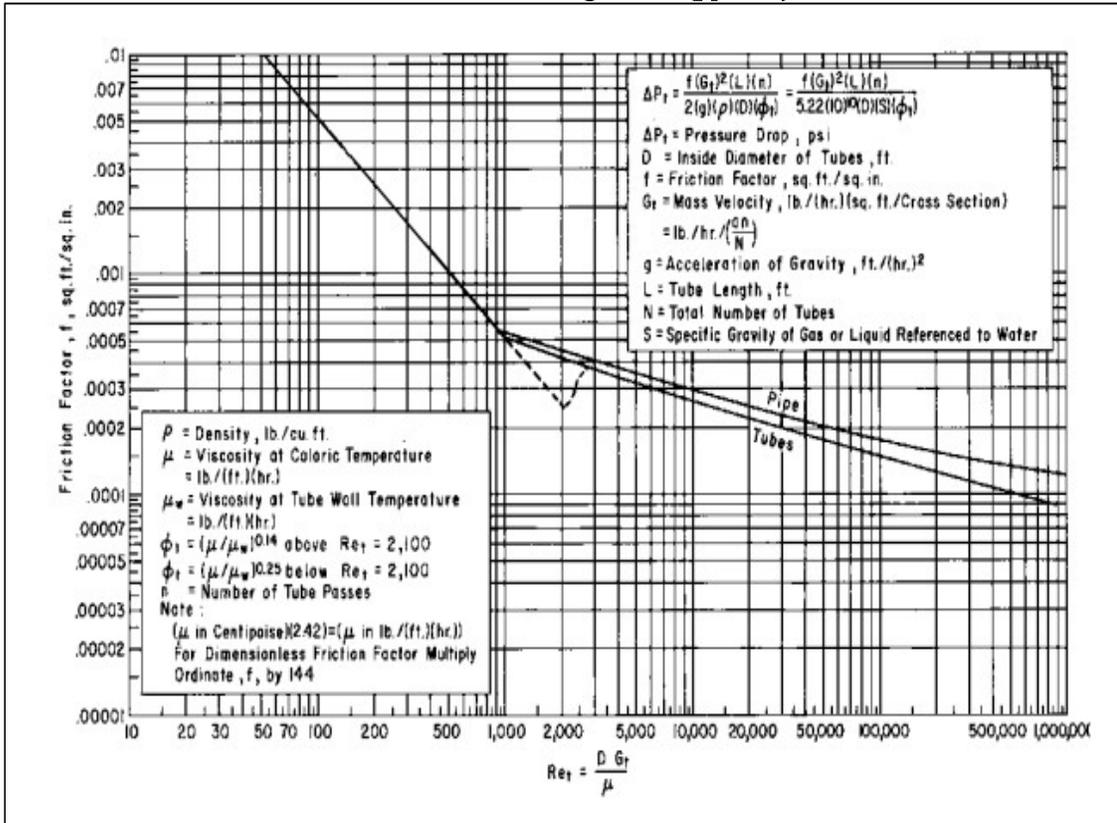


Grafico 17 - Factor de Fricción Lado Tubos. "Ludwig, Vol III (pp. 214)"



Grafica 18 – Gráfica de Coeficiente Pelicular de Transferencia de Calor Lado Tubos. “Ludwig, Vol III (pp. 106)”

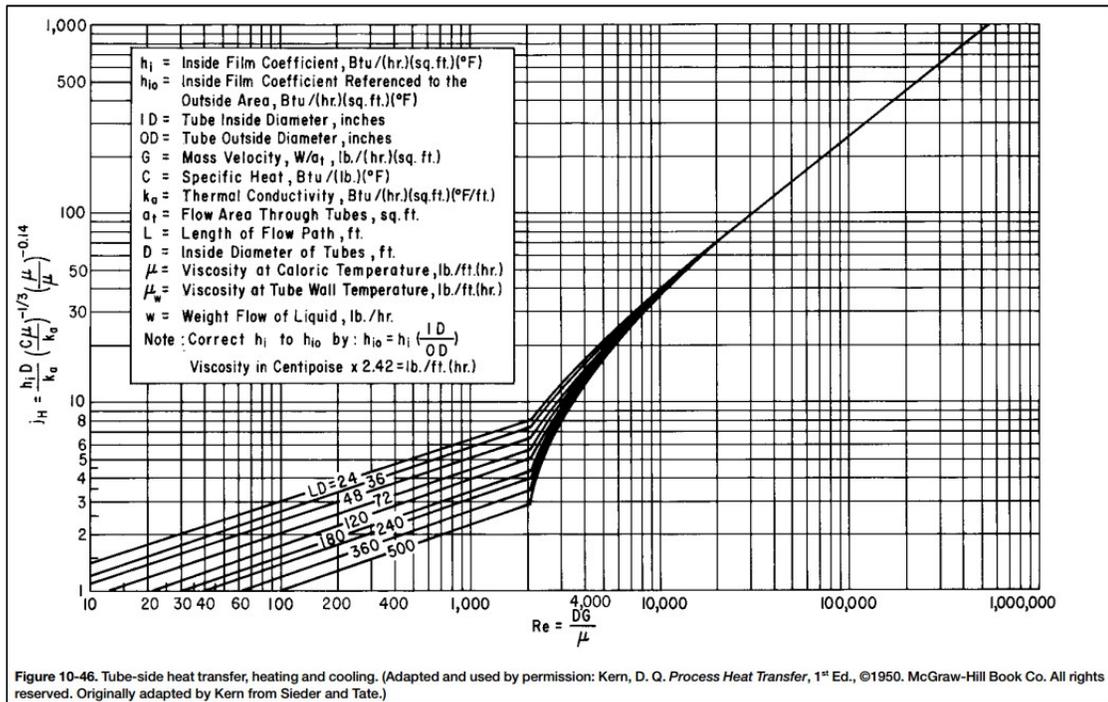
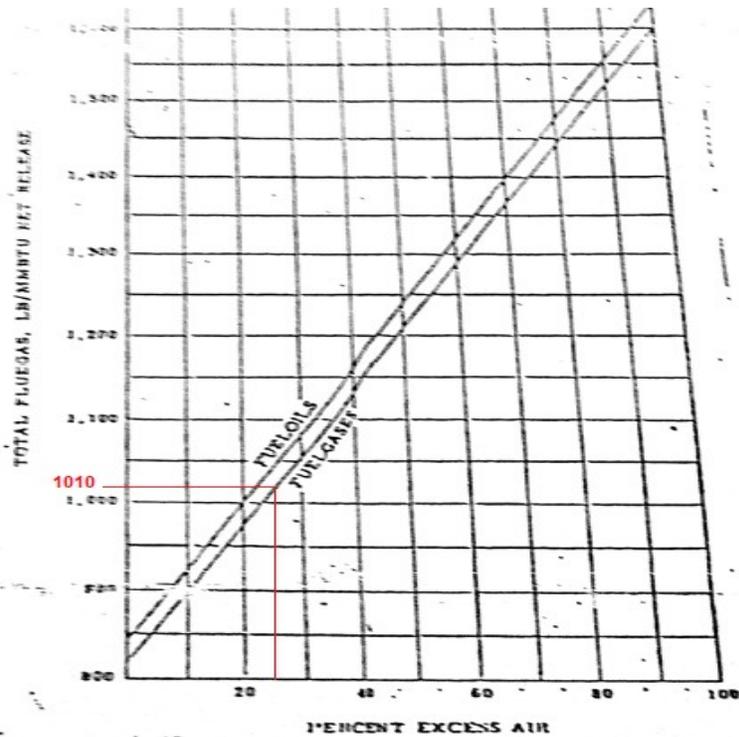
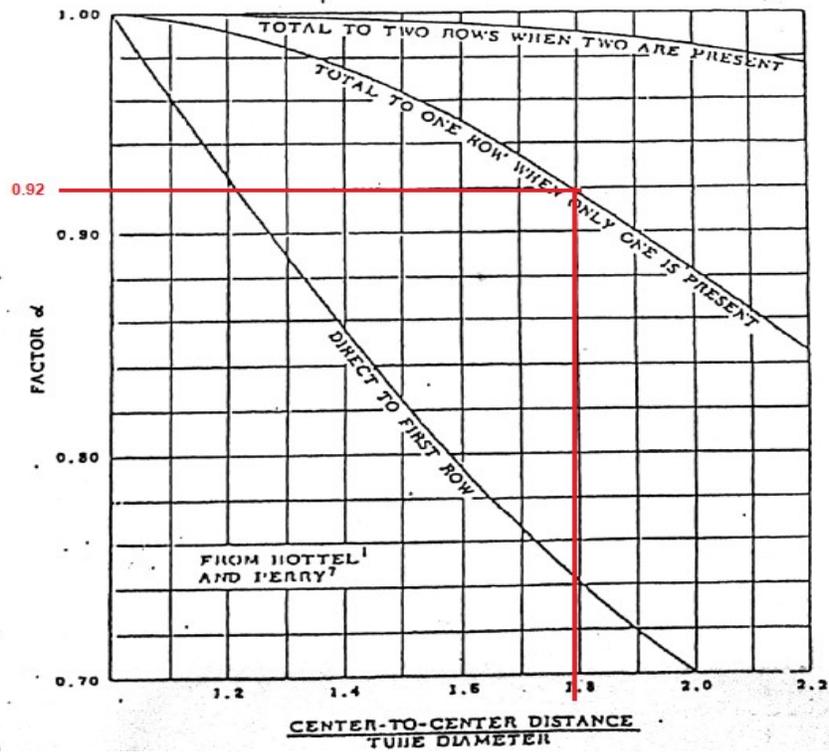


Figure 10-46. Tube-side heat transfer, heating and cooling. (Adapted and used by permission: Kern, D. Q. *Process Heat Transfer*, 1st Ed., ©1950. McGraw-Hill Book Co. All rights reserved. Originally adapted by Kern from Sieder and Tate.)

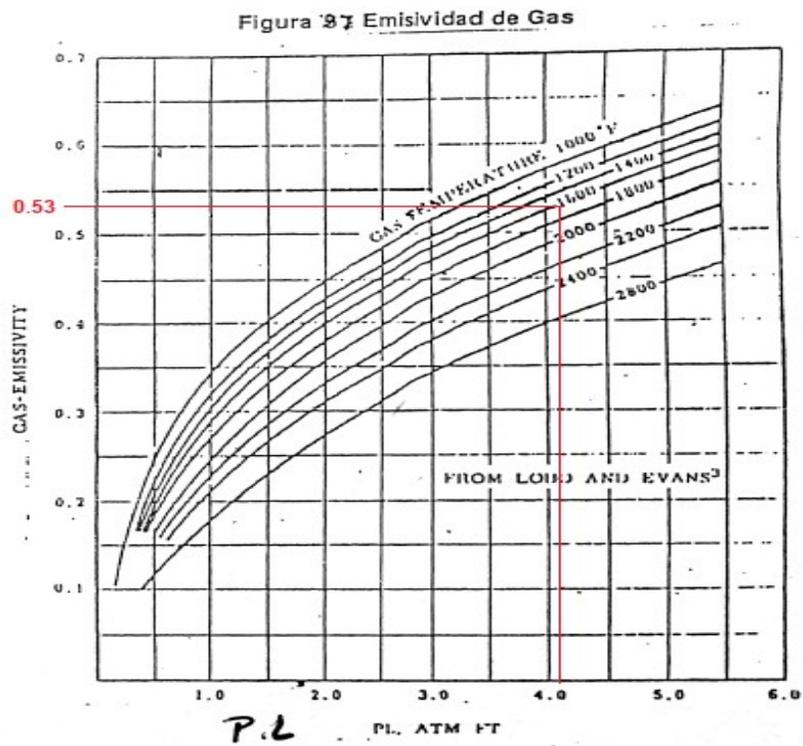
Grafica 19 – Flujo de gas vs % aire en exeso . “Manual TET figura 92”.



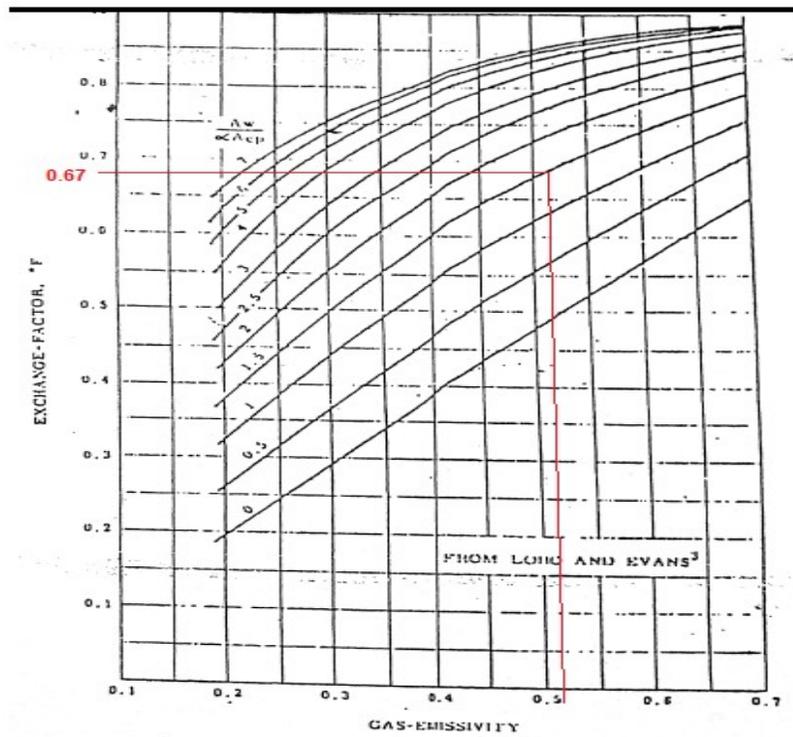
Grafica 20 - Factor de eficiencia de absorcio. "Manual TET figura 85"



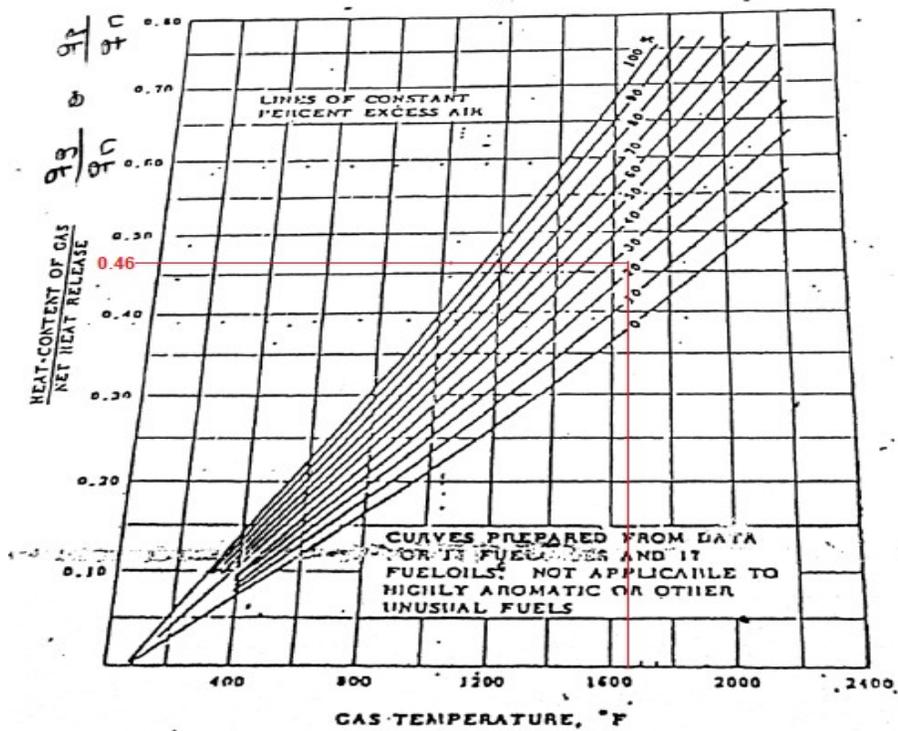
Grafica 21 - Emisividad de gases. "Manual TET figura 87"



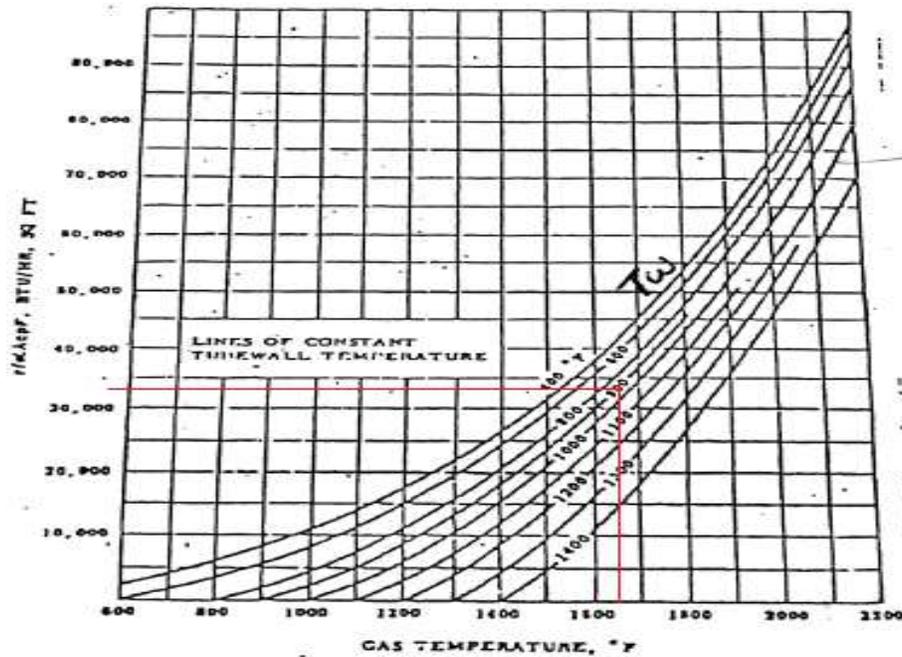
Grafica 22 – Factor de superficie radiante. “Manual TET figura 88”



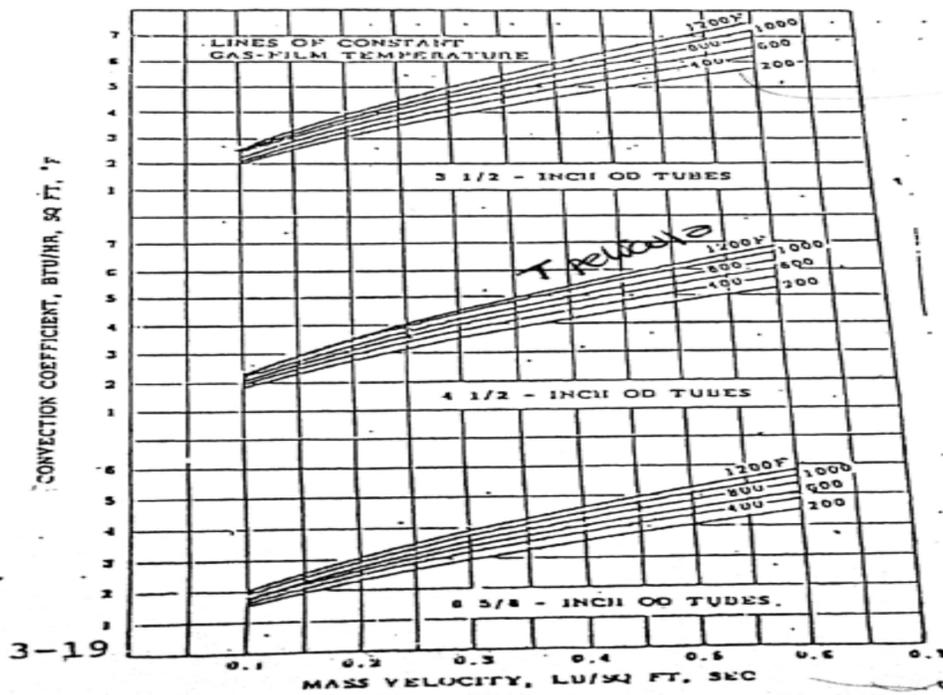
Grafica 23 - Calor latente. “Manual TET figura 90”



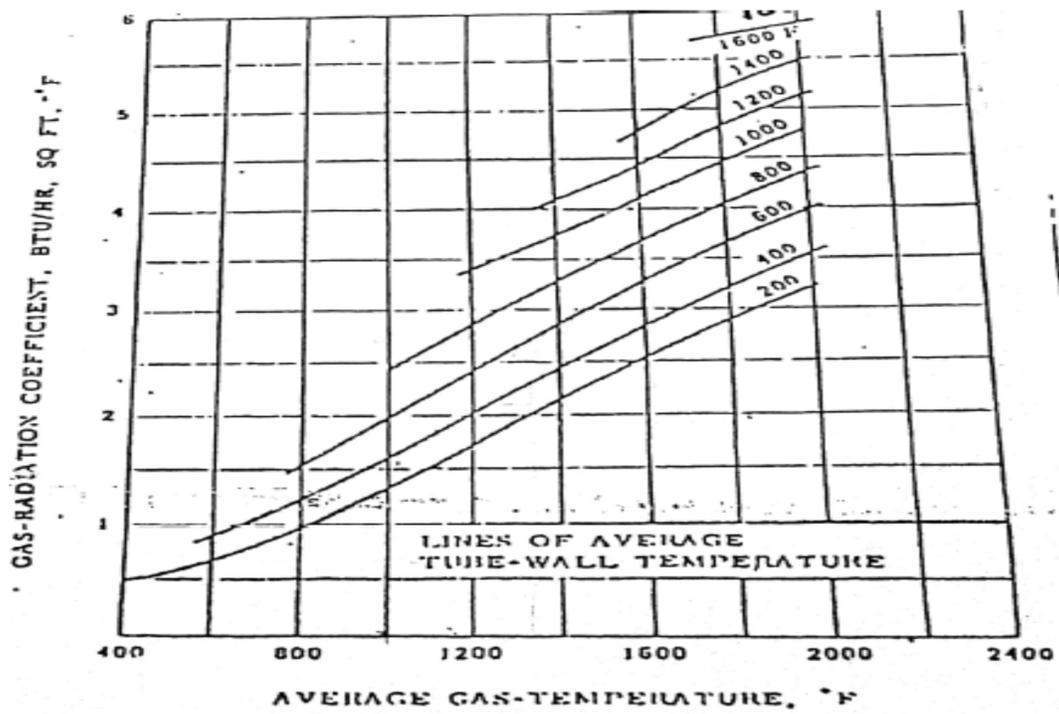
Grafica 24 - Area plana equivalente. "Manual TET figura 89"



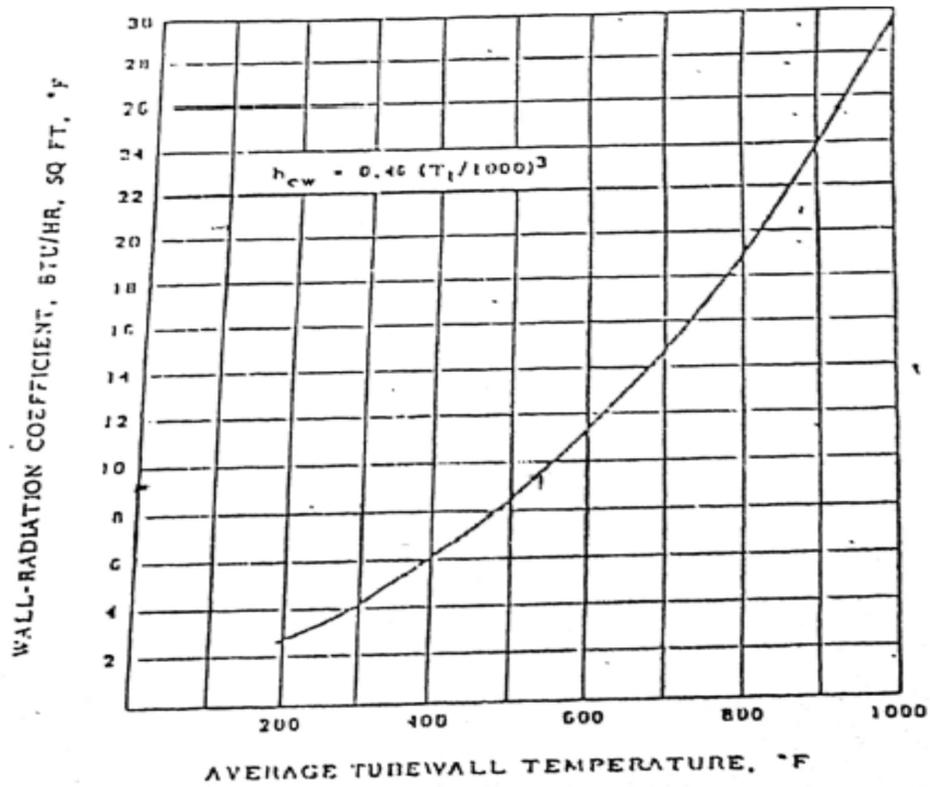
Grafica 25 - Coeficiente de conveccion. "Manual TET figura 93"



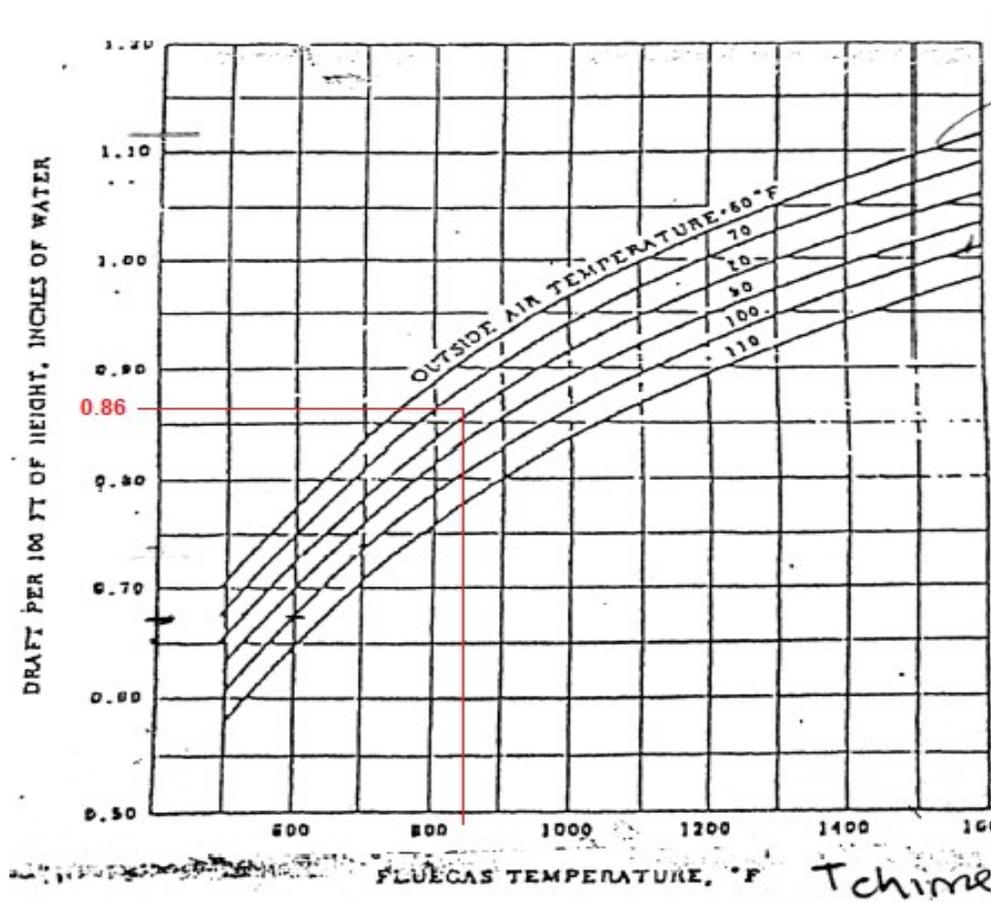
Grafica 26 – Coeficiente de Radiacion. "Manual TET figura 94"



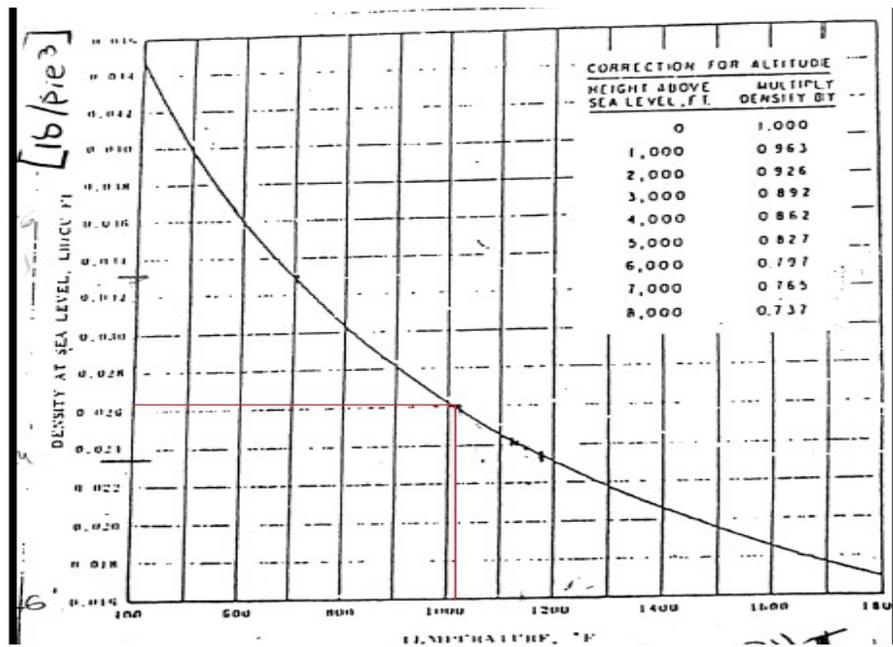
Grafica 27 – Coeficiente de Radiacion en Pared. "Manual TET figura 95"



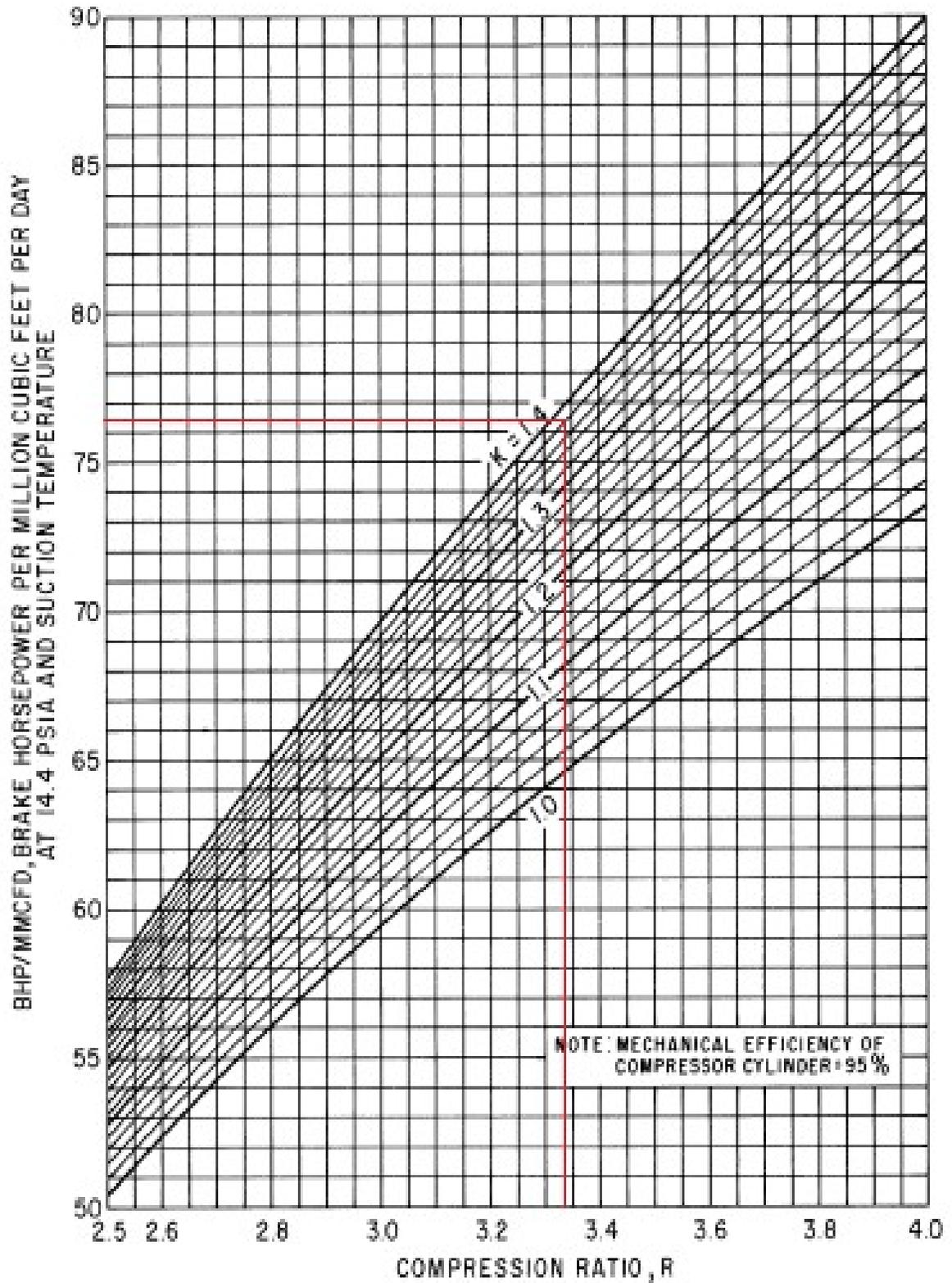
Grafica 28 - Tiraje en Chimenea. "Manual TET figura 98"



Grafica 29 - Densidad del Fuel Gas. "Manual TET figura 97"



Grafica 30 – Grafico de relacion de compresion vs potencia estimada. “Ludwig - Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants, Volume 3 – Capitulo 11”



Grafica 31 - Diagrama de Moody. Tomado de Perry (pp. 6.10)

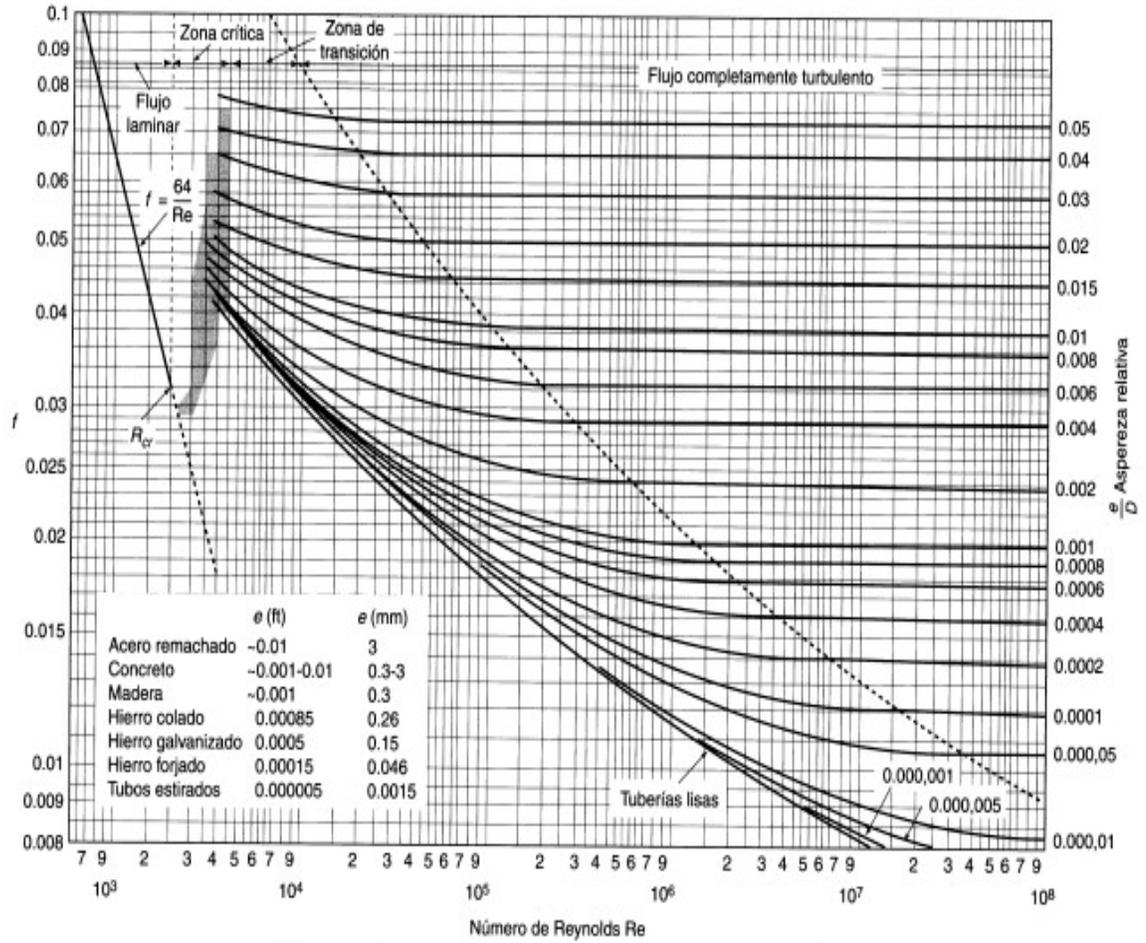
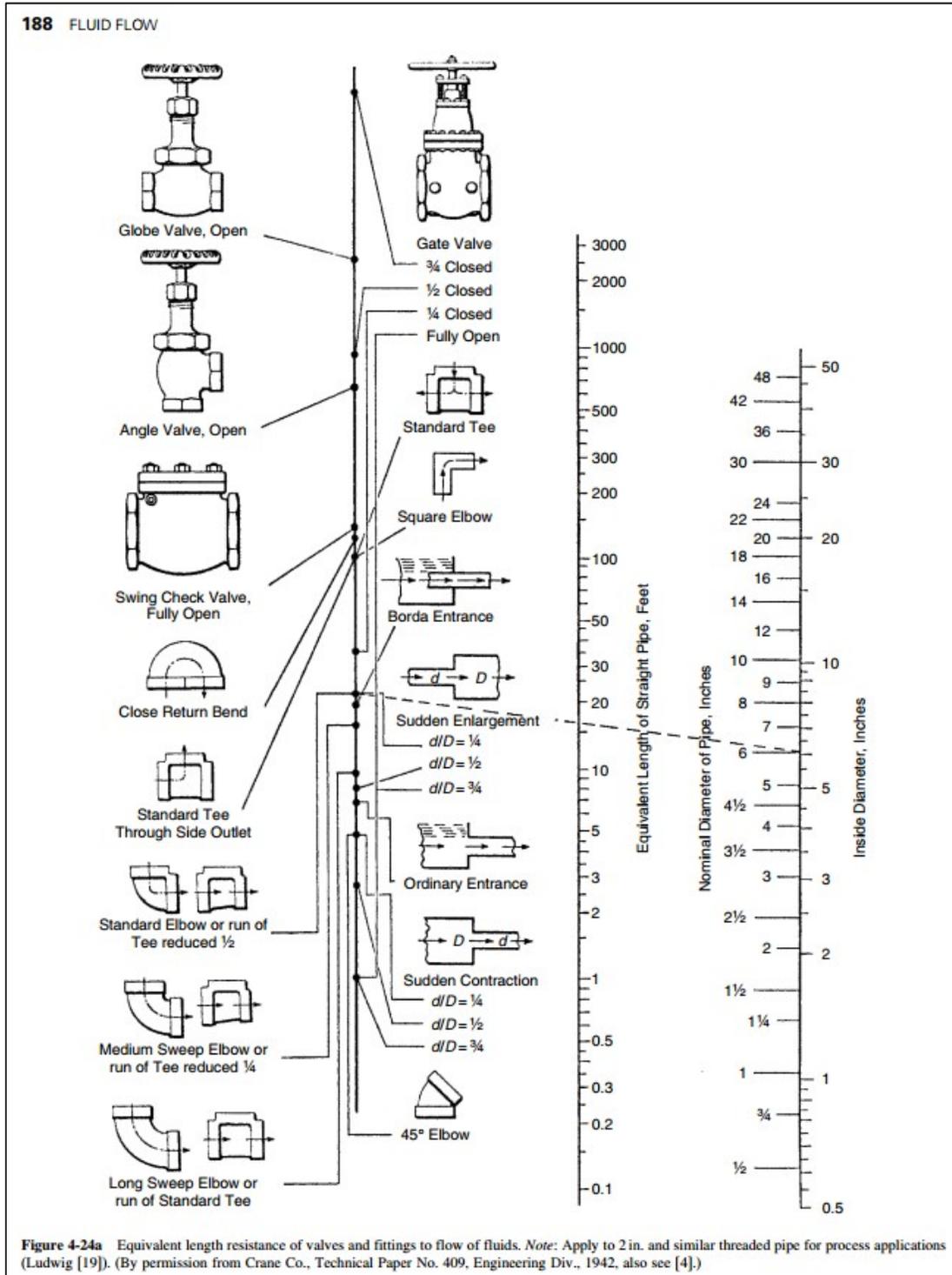
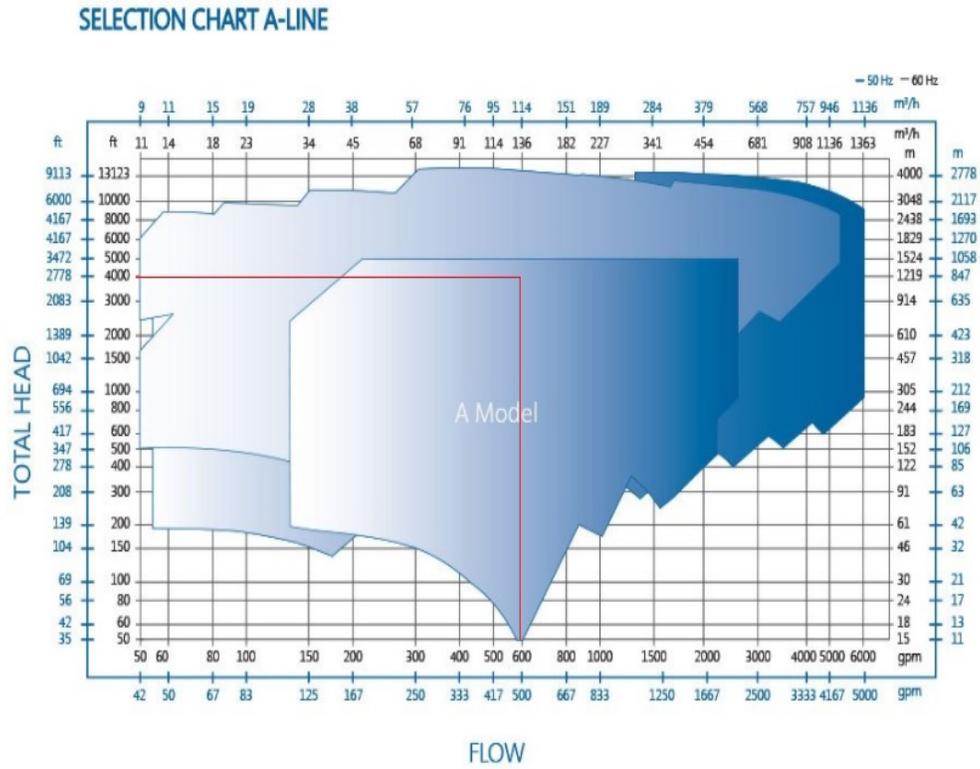


Diagrama de Moody. (De L.F. Moody, *Trans. ASME*, vol. 66, 1944.)

Grafica 32 - Longitudes equivalentes de accesorios de tuberías. Tomado de Ludwig, Vol I (pp. 188-199)



Grafica 33 – Grafica de eficiencia/altura/GPM de la bomba multietapas provista por el vendedor



ANEXO 3

BALANCE DE MASAS

BM Global	ENTRADAS					SALIDAS							SALIDAS			
	Eda Proceso	H2 Make Up	Agua Rep.	Iny. Agua	Vapor Stripping	Off-Gas	VGO a FCC	Gasoil	Kerocene	N. Pesada	LPG	Gas Agrio	Purgas H2O	Reciclo de VGO	Agua de Ac. FC	Amoniaco
C1	0	434	0	0	0	265	0	0	0	0	14,4	0	0	0	0	0
C2	0	277	0	0	0	264	0	0	0	0	60	0	0	0	0	0
C3	0	162	0	0	0	167	0	0	0	0	101	0	0	0	0	0
C4	0	0	0	0	0	476	0	0	0	0	812	0	0	0	0	0
C5	0	0	0	0	0	284	0	0	0	0	40	0	0	0	0	0
NAFTA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	12151	0	0	0	0	0	0
KEROCENE	0	0	0	0	0	0	0	0	17852	0	0	0	0	0	0	0
GASOIL	0	0	0	0	0	0	0	13850	0	0	0	0	0	0	0	0
VGO	71760	0	0	0	0	0	4850	0	5	0	0	0	0	25326	0	0
H2	0	1349	0	0	0	39	0	0	0	0	0,4	0	0	0	0	0
N2	0	172	0	0	0	151	0	0	0	0	21	0	0	0	0	0
SH2	0	0	0	0	0	28	0	0	0	0	8,2	144	0	0	0	0
NH3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	160,4
H2O	0	0	5200	2000	4000	0	0	0	0	0	0	1724	7200	0	5000	0
TOTAL [kg/h]	71760	2394	5200	2000	5000	2000	3588	20200	26050	16900	1057	1868	7200	25326	5000	160,4

ANEXO 4

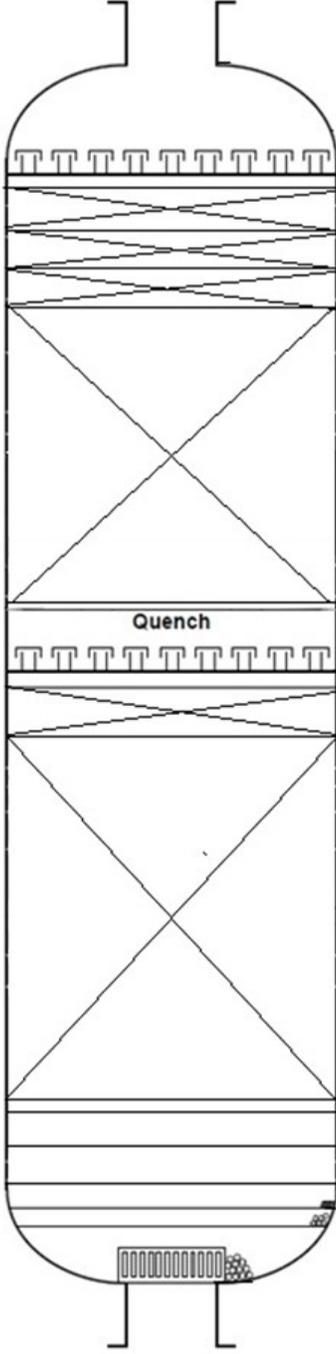
UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE REACTOR		
DENOMINACION: REACTOR DE PRETRATAMIENTO		FECHA:		
UNIDAD: R-7001		REVISION:		
SERVICIO: HIDROGENACION DE HIDROCARBUROS		LOCACION: HDC RLP		
DATOS GENERALES				
DENOMINACION DE EQUIPO		Reactor catalítico de lecho fijo		HOJA
FUNCION		Hidrogenar la carga al proceso para despues ser tratada (HC)		
DATOS DE OPERACIÓN				
FLUIDOS	REACTIVOS	LIQUIDO	97086	Kg/h
	CATALIZADOR	GAS	2395	Kg/h
			10920	Kg
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	340			°C
PRESION DE OPERACIÓN	50			Kg-cm2
CAUDAL DE OPERACIÓN (HC)	109			M3/h
CAUDAL MAXIMO (HC)	60			M3/h
CAUDAL MINIMO (HC)	140			M3/h
DENSIDAD DEL LIQUIDO	890,7			Kg/M3
DENSIDAD DEL GAS	3,264			Kg/M3
RELACION H2/HC	140			-
PRESION PARCIAL DE HIDROGENO	41,09			Kg-cm2
DATOS DE CONSTRUCCION				
CAPACIDAD TOTAL		185		m3
DIAMETRO INTERIOR		3000		mm
LONGITUD				
SECCION DE DISTRIBUCION		300		mm
CATALIZADOR	TK -10	150		mm
CATALIZADOR	TK -711	150		mm
CATALIZADOR	TK-551	150		mm
CATALIZADOR	TK-DCH-8	10470		mm
Esferas Inertes 1/2"		80		mm
Esferas Ceramicas 1/4"		100		mm
Esferas Ceramicas 3/4"		600		mm
SECCION DE COLECCIÓN		1000		mm
PLATO DISTRIBUIDOR Y SOPORTE		100		mm
CABEZALES		1200		mm
TOTAL		14300		mm
POSICIONAMIENTO		Vertical		
ESPESOR		40		mm
PESO VACIO		113624		Kg
PESO CON CATALIZADOR		201869		Kg
PESO EN OPERACIÓN		201968		Kg
DATOS DE DISEÑO				
TEMPERATURA DE DISEÑO		340		°C
TEMPERATURA MAXIMA		370		°C
PRESION DE DISEÑO		50		Kg-cm2
CAIDA DE PRESION		0,23		Kg-cm2/m
CAIDA MAXIMA DE PRESION ADMISIBLE		0,4		Kg-cm2/m
MATERIAL DE CONSTRUCCION		Exterior: Acero Al Carbono		30
		Interior: Acero Inoxidable		10
TIPO DE CABEZAL		Semi-Esferico		
LONGITUD DEL CABEZAL		600		mm
DETALLE DE CONSTRUCCION				
TIPO DE RADIOGRAFIA		Parcial y total		
SOLDADURA		HOLD (especifica ing. de detalle)		
EFICIENCIA DE LA SOLDADURA		0,85		
DETALLE DE CONEXIONES				
ENTRADA DE ALIMENTACION		Parte Superior		
SALIDA DE PRODUCTOS		Parte Inferior		
OBSERVACIONES				
- Acero Inoxidable P8-SA240 Grado 316-L				

UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE REACTOR	
DENOMINACION: REACTOR DE PRETRATAMIENTO		FECHA:	
UNIDAD: R-7001		REVISION:	
SERVICIO: HIDROGENACION DE HIDROCARBUROS		LOCACION: HDC RLP	
DATOS GENERALES			
DENOMINACION DE EQUIPO	Reactor catalitico de lecho fijo	HOJA	2 de 3
FUNCION	Hidrogenar la carga al proceso para despues ser tratada (HC)		
ESQUEMA			
<p style="text-align: center;">Predistribuidor de carga</p>			
<p style="text-align: center;">Esquema del distribuidor de liquido Esquema de "Chimenea"</p>			
<p style="text-align: center;">A--4 INCH MINIMUM THICKNESS B--4 INCH MINIMUM THICKNESS</p>			
OBSERVACIONES			
- Medidas y otros accesorios seran especificados posteriormente en la ingenieria de detalle.			

UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE REACTOR	
DENOMINACION: REACTOR DE PRETRATAMIENTO		FECHA:	
UNIDAD: R-7001		REVISION:	
SERVICIO: HIDROGENACION DE HIDROCARBUROS		LOCACION: HDC RLP	
DATOS GENERALES			
DENOMINACION DE EQUIPO	Reactor catalitico de lecho fijo	HOJA	2 de 3
FUNCION	Hidrogenar la carga al proceso para despues ser tratada (HC)		
ESQUEMA DE CARGA			
OBSERVACIONES			

UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE REACTOR		
DENOMINACION: REACTOR PRINCIPAL		FECHA:		
UNIDAD: R-7002		REVISION:		
SERVICIO: CRACKEO DE HIDROCARBUROS DE ALTO PM		LOCACION: HDC RLP		
DATOS GENERALES				
DENOMINACION DE EQUIPO		Reactor catalitico de lecho fijo		HOJA 1 de 3
FUNCION		Producir la reaccion principal del proceso (cracking) en presencia de hidrogeno a altas presiones de trabajo		
DATOS DE OPERACIÓN				
FLUIDOS		REACTIVOS	LIQUIDO	95305 kg/h
			GAS	4594 kg/h
		CATALIZADOR	172500	Kg
TEMPERATURA DE OPERACIÓN		400	°C	
PRESION DE OPERACIÓN		100	Kg-cm2	
CAUDAL DE OPERACIÓN (HC)		108	M3/h	
CAUDAL MAXIMO (HC)		60	M3/h	
CAUDAL MINIMO (HC)		160	M3/h	
DENSIDAD DEL LIQUIDO		890,7	Kg/M3	
DENSIDAD DEL GAS		8,036	Kg/M3	
RELACION H2/HC		203	-	
PRESION PARCIAL DE HIDROGENO		72,6	Kg-cm2	
DATOS DE CONSTRUCCION				
CAPACIDAD TOTAL		185	m3	
DIAMETRO INTERIOR		4000	mm	
LONGITUD				
SECCION DE DISTRIBUCION		100	mm	
CATALIZADOR	TK-10	150	mm	
CATALIZADOR	TK-711	100	mm	
CATALIZADOR	TK-551	100	mm	
CATALIZADOR	TK-925	6570	mm	
Quench		600	mm	
SECCION DE DISTRIBUCION		100	mm	
CATALIZADOR	TK-925	6350	mm	
CATALIZADOR	TK-10	200	mm	
Esferas Inertes 1/2"		80	mm	
Esferas Ceramicas 1/4"		80	mm	
Esferas Ceramicas 3/4"		1200	mm	
SECCION DE COLECCIÓN		600	mm	
PLATO DISTRIBUIDOR Y SOPORTE (x2)		200	mm	
TOTAL		16430,1	mm	
POSICIONAMIENTO		Vertical		
ESPESOR		90	mm	
PESO VACIO		160909	kg	
PESO CON CATALIZADOR		333409	kg	
PESO EN OPERACIÓN		333509	kg	
DETALLE DE CONSTRUCCION				
TIPO DE RADIOGRAFIA		Parcial y total		
SOLDADURA		HOLD (especifica ing. de detalle)		
EFICIENCIA DE LA SOLDADURA		0,85		
DETALLE DE CONEXIONES				
ENTRADA DE ALIMENTACION		Parte Superior		
SALIDA DE PRODUCTOS		Parte Inferior		
QUENCH		Lateral del Reactor		
OBSERVACIONES				
- Acero Inoxidable P8-SA240 Grado 316-L				

UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE REACTOR	
DENOMINACION: REACTOR PRINCIPAL		FECHA:	
UNIDAD: R-7002		REVISION:	
SERVICIO: CRACKEO DE HIDROCARBUROS DE ALTO PM		LOCACION	HDC RLP
DENOMINACION DE EQUIPO	Reactor catalitico de lecho fijo	HOJA	2 de 3
FUNCION	Producir la reaccion principal del proceso (cracking) en presencia de hidrogeno a altas presiones de trabajo		
DATOS DE DISEÑO			
TEMPERATURA DE DISEÑO	450	°C	
TEMPERATURA MAXIMA	430	°C	
PRESION DE DISEÑO	110	Kg-cm2	
CAIDA DE PRESION	0,07	Kg-cm2/m	
CAIDA MAXIMA DE PRESION ADMISIBLE	0,35	Kg-cm2/m	
MATERIAL DE CONSTRUCCION	Exterior: Acero Al Carbono	70	mm
	Interior (cladeado): Acero Inoxidable	20	mm
TIPO DE CABEZAL	Semi-Esferico		
LONGITUD DEL CABEZAL	600	mm	
ESQUEMA			
OBSERVACIONES			
- Medidas y otros accesorios seran especificados posteriormente en la ingenieria de detalle.			

UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE REACTOR	
DENOMINACION: REACTOR PRINCIPAL		FECHA:	
UNIDAD: R-7002		REVISION:	
SERVICIO: CRACKEO DE HIDROCARBUROS DE ALTO PM		LOCACION	HDC RLP
DENOMINACION DE EQUIPO	Reactor catalitico de lecho fijo	HOJA	3 de 3
ESQUEMA DE CARGA			
 <div style="display: flex; justify-content: space-between; align-items: flex-start; margin-top: 10px;"> <div style="width: 45%;"></div> <div style="width: 50%;"> <ul style="list-style-type: none"> 600 mm 200 mm 50 mm - ESPESOR DE PLATO DISTRIBUIDOR 150 mm - TK-10 100 mm - TK-771 100 mm - TK-551 6570 mm - TK-925 100 mm - PLATO SOPORTE 600 mm - QUENCH 150 mm - PLATO DISTRIBUIDOR 200 mm - TK-10 6300 mm - TK-925 100 mm - PLATO SOPORTE 80 mm - ESFERAS CERAMICAS 1/4" 80 mm - ESFERAS CERAMICAS 1/2 " 690 mm - ESFERAS CERAMICAS 3/4 " 600 mm </div> </div>			
OBSERVACIONES			

UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE COLUMNA DE PLATOS	
DENOMINACION: REGENERADOR DE DEA		FECHA:	
UNIDAD: D-7005		REVISION:	
SERVICIO: ELIMINA EL SH2 DE LA SOLUCION DE DEA		LOCACION: HDC RLP	
DATOS GENERALES			
DENOMINACION DE EQUIPO	Columna de platos	Hoja	2 de 2
FUNCION	Regenera la solucion de DEA agotada eliminando SH2 y vapor de agua, concentrando asi la solucion acuosa de DEA para volver a ser usada en una columna absorbedora		
DISEÑO DISPOSITIVO DE CONTACTO (INTERNOS)			
N° DE PLATOS	23		<p>ESQUEMA DE PASO</p>
TIPO DE PLATO	Platos con Valvulas		
ESPEJOR	m	0,07	
AREA TOTAL	m2	1,165	
AREA DE BURBUJEO	m2	0,975	
DIAMETRO DE VALVULAS	m	4,5	
AREA DEL VERTEDERO FONDO	m2	0,095	
AREA DEL VERTEDERO TOPE	m2	0,095	
ESPACIADO ENTRE PLATOS	m	0,66	
PASOS	1		
FACTOR DE INUNDACION (FF)	%	71	
TIPO DE VALVULAS	Valvula tipo "A"		
N° DE VALVULAS	115		
DIAMETRO DEL ORIFICIO	m	0,0125	
% DE APERTURA	%	25	
ALTURA ESTIMADA DE APERTURA	m	0,01	
PROVEEDOR	Koch-Flexitrays		
MATERIAL DE CONSTRUCCION	Acero al Carbono		
Eficiencia	%	88	
			<p>ESQUEMA DEL DISPOSITIVO</p>
			<p>ESQUEMA DEL DISPOSITIVO</p>
OBSERVACIONES			
- Se detallara mas informacion de internos en ingenieria de detalle			

SERVICIO: HORNO DE CALENTAMIENTO DE CARGA A D-7007		UTN FRLP INTEGRACION V	LOCALIZACION : HDC RLP
1	UNIDAD: H-7002	NUMERO : 1	REV
2	CONSTRUCTOR: HOLD	REFERENCIA: Unidad 7000	
3	TIPO: CAJA		
4	CALOR ABSORBIDO TOTAL, MM BTU / HR: 100,16		1
5	CONDICIONES DE DISEÑO		
6	* CASO DE OPERACIÓN	SOR	
7	SECCION DE CALENTAMIENTO		
8	* SERVICIO	PRECALENTAMIENTO CARGA DE FRACCIONADORA	
9	CALOR ABSORBIDO, MM BTU / HR	75,12	
10	* FLUIDO	HC	
11	* CAUDAL, LB / HR	202911	
12	* CAUDAL, B.P.D	1745800	
13	* CAIDA DE PRECION ADMISIBLE (LIMPIO), PSI	40	
14	* CAIDA DE PRECION CALCULADA (LIMPIO), PSI	13,4	
15	* AVG. RAD. SECC. DENSIDAD DE FLUJO PERMITIDO, BTU / HR FT2	12000	
16	AVG. RAD. SECC. DENSIDAD DE FLUJO CALC., BTU / HR FT2	11886	
17	MAX. RAD SECC. DENSIDAD DE FLUJO, BTU / HR FT2	-	
18	CONV. SECC. DENS. DE FLUJO (TUBO DESNUDO), BTU / HR FT2	-	
19	* VELOCIDAD LIMITANTE, FT/S	10	
20	VELOCIDAD MASICA DE FLUIDO DE PROCESO, LB / SEG FT2	160,7	
21	* TEMPERATURA DENTRO DE LA PELICULA MAXIMA PERMITIDA, °F	-	
22	* FACTOR DE ENSUCIAMIENTO (FOULING), HR FT2 °F / BTU	-	
23	* FORMACION DE COQUE, PULG	-	
24	CONDICIONES DE ENTRADA		
25	* TEMPERATURA, °F	248	
26	* PRESION, (PSIA) (PSIG)	69,7	
27	* FLUJO DE LIQUIDO, LB / HR	202911	
28	* FLUJO DE VAPOR, LB / HR	-	
29	* GRAVEDAD ESPESIFICA COMO LIQUIDO (SP. GR. @ 60°F)	24,44	
30	* PESO MOLECULAR COMO VAPOR	178	
31	* VISCOSIDAD (LIQUIDO/VAPOR), CP.	0,64047	
32	* CALOR ESPESIFICO (LIQUIDO/VAPOR), BTU / LB °F	0,499	
33	* CONDUCTIVIDAD TERMICA (LIQUIDO/VAPOR), BTU / HR FT °F	0,0531	
34	CONDICIONES DE SALIDA		
35	* TEMPERATURA, °F	719	
36	* PRESION, (PSIA) (PSIG)	56,9	
37	* FLUJO DE LIQUIDO, LB / HR	54786	
38	* FLUJO DE VAPOR, LB / HR	148125	
39	* GRAVEDAD ESPESIFICA COMO LIQUIDO (SP. GR. @ 60°F)	24,44	
40	* PESO MOLECULAR COMO VAPOR	178	
41	* VISCOSIDAD (LIQUIDO/VAPOR), CP.	0,2342/0,0132	
42	* CALOR ESPESIFICO (LIQUIDO/VAPOR), BTU / LB °F	0,716/0,609	
43	* CONDUCTIVIDAD TERMICA (LIQUIDO/VAPOR), BTU / HR FT °F	0,0338/0,0276	
44	OBSERVACIONES Y REQUERIMIENTOS ESPECIALES		
45	* DATOS DE LA DESTILACION DE LA CARGA REQUERIDO		
46	CONDICIONES TERMICAS DE OPERACIÓN		
47	-		
48	DIMENSIONES		
49	ALTO (h)= 25 ft		
50	ANCHO (A)= 20 ft		
51	LARGO (L)= 40 ft		
52	ALTURA DE CHIMENEA= 49 ft		
API STD-560		REV: 1	FECHA: HOJA 1 DE 2

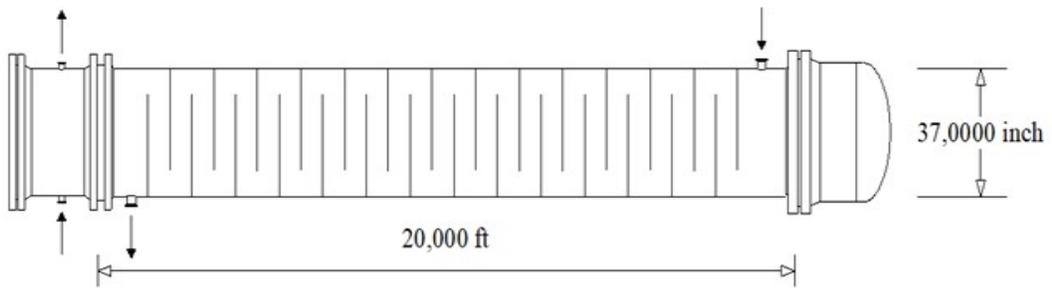
1	CONDICIONES DE DISEÑO DE COMBUSTION			REV
2	CASO DE OPERACION		SOR	
3	* TIPO DE COMBUSTIBLE		FUEL GAS / FUEL OIL	
4	* EXCESO DE AIRE, %		25	
5	CALOR CALCULADO (LHV), MM BTU / HR		52,6	
6	EFICIENCIA DE COMBUSTIBLE CALCULADA, % (LHV)		75	
7	EFICIENCIA DE COMBUSTIBLE GARANTIZADA, % (LHV)		-	
8	CALOR LIBERADO POR PERDIDA DE RADIACION, % (LHV)		52,1	
9	TEMP. DE GASES DE COMBUSTION DE SALIDA: ZONA RAD. °F		1650	
10	ZONA CONV. °F		850	
11	PRECAL. DE AIRE, °F		-	
12	CAUDAL DE GAS COMBUSTION, LB / HR		75869	
13	VELOCIDAD MASICA DEL GAS DE COMBUSTION A TRAVEZ DE LA SECCION DE CONVECCION		0,26	
15	PERDIDA DE CARGA: EN TUBOS SHIELD, PULG H2O		0,07	
16	EN ZONA DE COMBUSTION, PULG H2O		0,08	
17	* TEMP. AIRE AMBIENTE, CALCULO DE EFICIENCIA, °F		-	
18	* TEMP. AIRE AMBIENTE, DISEÑO, °F		77	
19	* ALTURA SOBRE EL NIVEL DEL MAR, FT		0	
20	* EMISION VOLUMETRICA DE CALOR (LHV), BTU / HR FT3		HOLD	
21	* EMISIONES REQUERIDAS: PPMV (CORREJIDO A 3% O2)		Nox: 0,2	Sox
22	LB / MM BTU (LHV) (HHV)		CO: 9	PARTICULADO
23	CARACTERISTICAS DEL COMBUSTIBLE			
24	*GAS		* LIQUIDO TIPO FO	
25	* LHV BTU / (LB) (SCF)		* LHV 925,9 BTU/LB	
26	* HHV BTU / (LB) (SCF)		* HHV - BTU/LB	
27	* PRESION @ QUEMADOR 90 PSIG		* P. @ QUEMADOR 255 PSIG	
28	* TEMP. @ QUEMADOR 104 °F		* T. @ QUEMADOR 392°F	
29	PESO MOLECULAR 28,95		* VISC. @ 212°F 95 CST	
30			* T. CORRIENTE AT. HOLD °F	
31			* PRESION PSIG	
32	COMPOSICION		%V	
33	H2		10	
34	C1		37	
35	C2=		7,6	
36	C2		15,2	
37	C3=		3,4	
38	C3		6,4	
39	SUPERIORES		20,4	
			* VANADIO (PPM) 15	
			* SODIO (PPM) 21	
			* AZUFRE (%P) 0,3825	
			* CENIZAS (%P) 0,0032	
40	DATOS DE QUEMADORES			
41	PROVEEDOR: HOLD	MODELO N°: HOLD	N°: 6	
42	TIPO: QUEMADOR DUAL	LOCALIZACION: PISO	MAXIMO	
43	CALOR ENTREGADO POR QUEMADOR, MMBTU / HR	DISEÑO: 155	NORMAL	MINIMO
44	CAIDA DE PRESION A TRAVEZ DEL QUEMADOR @ LIBERACION DE CALOR POR DISEÑO, PULG H2O: 0,25			
45	DISTANCIA ENTRE EL CENTRO DE QUEMADO AL CENTRO DE LA LINEA DE TUBOS, HORIZONTAL, PULG		VERTICAL, IN:	
46	DISTANCIA ENTRE EL CENTRO DEL QUEMADOR A LA PARED SIN REFRACTARIO, HORIZONTAL, PULG		VERTICAL, IN:	
47	* TIPO DE PILOTOS: HOLD	CAPACIDAD (BTU/HR): HOLD	COMBUSTIBLE:	
48	* METODO DE IGNICION: MANUAL/AUTOMATICO			
49	* TIPO DE DETECCION DE LLAMA	NUMERO:		
50	NOTAS: 3 QUEMADORES POR LADO			
API STD-560			REV: 1	FECHA:
				HOJA 2 DE 2

UTN FRLP		INTEGRACION V				Página	1 de 2	
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE INTERCAMBIADORES DE CALOR								
1								
2	CLIENTE:	YPF.SA				TAG N°	E-7010	
3	DIRECCION:	REFINERIA LA PLATA				COTIZACION	20500 USD	
4	LOCALIZACION:	HDC RLP				FECHA		
5	SERVICIO: INTERCAMBIO ENTRE DEA RICA EN SH2 QUE SALE DEL ABSORBEDOR CON FONDO DE STRIPPER							
6	TAMAÑO	37,00 X 240,00 pulg	TIPO:	CAZCO Y TUBO	CONECTADO EN:	-	PARALELO	SERIE
7	Sup./Unidad (Tot./Ef.)	3644 / 3247,9	ft2	Corazas/Unidad	1	Sup./Coraza	3377 / 3321	ft2
8	PERFORMANCE DE LA UNIDAD							
9	COLOCACION DEL FLUIDO				LADO CORAZA		LADO TUBO	
10	NOMBRE DEL FLUIDO				SOL. DEA CONCENTRADA		SOL. DEA RICA EN SH2	
11	CAUDAL	lb/h			LIQUIDO		LIQUIDO	
12	GAS				-		-	
13	LIQUIDO (EDA/SDA)				88569,3		88569,3	
14	VAPOR (EDA/SDA)				-		-	
15	NO CONDENSABLE				-		-	
16	FLUIDO CONDENSADO O VAPORIZADO				-		-	
17	DENSIDAD STD LIQUIDO	lb/m ³			60,19		60	
18	VISCOSIDAD LIQUIDO	CP			0,316		0,275	
19	CALOR ESPECIFICO LIQUIDO	BTU/lb °F			1,005		1,008	
20	COND. TERMICA LIQUIDO	BTU/ ft h °F			0,387		0,391	
21	PESO MOLECULTA				18,01		18,02	
22	VISCOSIDAD VAPOR	CP			-		-	
23	CALOR ESPECIFICO VAPOR	BTU/lb °F			-		-	
24	COND. TERMICA VAPOR	BTU/ ft h °F			-		-	
25	TEMPERATURA (EDA/SDA)	°F			156,8 / 230		252,7 / 177,9	
26	PRESION DE OPERACION	PSI			71,12		17,50	
27	VELOCIDAD	ft/s			0,45		0,49	
28	PERDIDA DE CARGA	PSI			0,14		0,44	
29	RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h ft2 °F / BTU			0,002		0,002	
29	CALOR INTERCAMBIADO	4654990	BTU/h			LMTD (Corregida)	20,6	°F
30	COEFICIENTE DE TRANSMISION/SERVICIO	69,57			BTU/ h ft2 °F	Limpio	80,82	BTU/ h ft2 °F
31	CONSTRUCCIÓN DE UNA CORAZA							
32				CORAZA		TUBOS		
33	PRESION DE DISEÑO	PSI			HOLD		HOLD	
34	TEMP. DE DISEÑO (MAX/MIN)	°F			HOLD		HOLD	
35	N° DE PASOS				1		2	
36	CORROSION PERMITIDA	pulg			HOLD		HOLD	
37	CONEXIONES	ENTRADA			HOLD		HOLD	
38		SALIDA			HOLD		HOLD	
39		INTERMEDIA			HOLD		HOLD	
40	N° de tubos	940	DE	BWG	14	Longitud:	20 ft	Pitch: 1 pulg
41	Tipo de tubo	LISO			Material ACERO AL CARBONO			
42	Coraza	OD 37	pulg		Cubierta de coraza HOLD			
44	Canal o casquete	HOLD			Cubierta del canal HOLD			
44	Espejo estacionari	HOLD			Placa tubular flotante 0,125 pulg			
45	Cubierta del cabezal	HOLD			Protección contra choques HOLD			
46	Baffles-transversales	SI	Tipo		%Corte 25		Espaciado 12 pulg	
47	Baffles-longitudinales	NO			Tipo de sello HOLD			
48	Soportes - Tubo	HOLD			Curvatura en U	HOLD	Tipo	HOLD
49	Sellado sólido	HOLD			Junta placa tubular - Tubo HOLD			
50	Junta de expansió	HOLD			Tipo HOLD			
51	p V ² -Tobera de entrada	HOLD			Entrada haz tubula	HOLD	Salida haz tubular	HOLD
52	Empaquetadura/Coraza	HOLD			Lado de tubo	HOLD	Cabezal flotante	HOLD
53	Cabezal flotante	SI						
54	Requerimientos del Código	HOLD			Clase TEMA			
55	Peso/Coraza	HOLD			Llena de agua	HOLD	Haz tubular	HOLD
56	Observaciones							
57								
58								
59								

UTN FRLP	INTEGRACION V	Página	1 de 2
-----------------	----------------------	--------	--------

HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE INTERCAMBIADORES DE CALOR			
1			
2	CLIENTE: YPF SA	TAG N°	E-7010
3	DIRECCION: REFINERIA LA PLATA	COTIZACION	20500 USD
4	LOCALIZACION: HDC RLP	FECHA	
5	SERVICIO: INTERCAMBIO ENTRE ENTRADA AL HORNO Y EL FONDO DE LA COLUMNA		
6	TAMAÑO 37,00 X 240,00 pulg	TIPO: CAZCO Y TUBO	CONECTADO EN: - PARALELO - SERIE
7	Sup./Unidad (Tot./Ef.) 3644 / 3247,9	ft2 Corazas/Unidad 1	Sup./Coraza 3377 / 3321 m²

DISEÑO



Parte del intercambiador	Clasificación TEMA	Descripción
Cabezal	-	-
Coraza	-	-
Cabezal posterior	-	-

UTN FRLP		HOJA DE DATOS		INTEGRACION V
DENOMINACION: BOMBA CENTRIFUGA MULTITAPA			FECHA:	
UNIDAD: J-7002			REVISION:	
SERVICIO: CARGA DEL REACTOR PRINCIPAL			LOCACION: HDC RLP	
ESPECIFICACIONES				
CAUDAL	m3/h	100		
POTENCIA REQUERIDA	HP	524		
ALTURA DE DISEÑO	m	1433		
ANPA DISPONIBLE	m	60		
DATOS DE DISEÑO				
FLUIDO	-	VGO		
TEMPERATURA	°C	158,1		
VISCOSIDAD	Kg/m s	2,465x10 ⁻⁴		
DENSIDAD	kg/m3	743,36		
PRESION DE VAPOR	Kg-cm2	8,51		
DATOS CONSTRUCTIVOS				
MODELO/PROVEEDOR	MULTISTAGE BARREL PUMP/RUHRPUMPEN.SA			
POTENCIA DEL MOTOR	HP	14000		
MAXIMA GRAVEDAD ESP.	-	995		
DIAMETRO DE ENTRADA	pulg	8		
DIAMETRO DE SALIDA	pulg	8		
TIPO DE IMPULSOR	CENTRIFUGO ABIERTO			
DIAMETRO DEL IMPULSOR	pulg	2" - 10 "		
CAUDAL MAXIMO	m3/h	14000		
ALTURA MAXIMA	m	4200		
CONFIGURACION	HORIZONTAL			
TIPO DE CONEXIÓN	AXIALES			
TEMPERATURA MAX	°C	450		
MATERIALES DE CONSTRUCCION	ACERO AL CARBONO FORJADO			
FRECUENCIA	Hz	50		
VELOCIDAD	rpm	3000		
ANPA REQUERIDO	m	60		
EFICIENCIA	%	77		

U T N F R L P		INTEGRACION V		HOJA	1 de 1
HOJA DE DATOS					
1	UNIDAD	7000 (HDC RLP)			
2	SERVICIO	COMPRESOR DE GAS DE RECICLO			
3	GENERAL			MOTOR	
4	SERVICIO	Comprime el gas de reciclo al reactor		TIPO	Electrico
5		principal		POTENCIA	13813 HP
6	TIPO	Alternativo		VOLTS	380 V
7	PROVEEDOR	Howden SA		FASES	3
8	MODELO	Compresor alternativo SERIE C-35		FRECUENCIA	50 HZ
9	DENOMINACION	J-7004		PROVEEDOR	THOMASSEN
10					
11	CONDICIONES OPERATIVAS				
12	CAUDAL	23355 Sm ³ /h		CONTROL DE PROCESO	
13	CAUDAL	4812 kg/h		* VARACION DE VELOCIDAD	DESDE HASTA
14					HOLD
15	CONDICIONES DE SUCCION				
16	PRESION	2,0 kgf-cm ² (g)		* SEÑAL	TIPO
17	TEMPERATURA	25 °C			RANGO
18	PESO MOLECULAR	4,618			HOLD mA
19	CP/CV	1,38			
20	FACTOR Z	1,00			
21	CAUDAL VOL.	34,1 m ³ /h			
22					
23	CONDICIONES DE DESCARGA				
24	PRESION	110,0 kgf-cm ² (g)		ESPECIFICACIONES DE RUIDO	
25					85 dBa
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34	COMPOSICIÓN DEL GAS				
35	C1	=	8,7 %	molar	
36	C2	=	2,4 %	molar	
37	C3	=	0,3 %	molar	
38	NC4	=	0,2 %	molar	
39	IC4	=	0,3 %	molar	
40	NC5	=	0,05 %	molar	
41	IC5	=	0,05 %	molar	
42	H2	=	86,9 %	molar	
43	N2	=	1,1 %	molar	
44	CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR SELECCIONADO				
45					
46	CAUDAL MAXIMO	65000 Sm ³ /h			
47	VELOCIDAD MAXIMA	550 RPM			
48	MAXP	300,00 kgf/cm ² (a)			
49	TEMPERATURA DE DESCARGA MAXIMA	310 °C			
50					
51	DIMENSIONES PRINCIPALES				
52	Largo:	HOLD			
53	Alto:	HOLD			
54	Ancho:	HOLD			
55	Notas:	El equipo consta de 3 etapas de compresion con 2 enfriamientos inter-etapa y 1 ultimo enfriamiento a la salida del compresor que acondiciona la temperatura del gas a 60°C			
56		* Se verificara en la ingenieria de detalle			
57					

ANEXO 5

GASOIL GRADO 3				
Parámetro	Especificación		Unidad	Ensayo
	mínimo	máximo		
Destilación	10 % 50 % 85 %	245 310 360	°C	ASTM D 86
Densidad	800	870	kg/m ³	ASTM D 1298 o D 4052
Agua		0,03	gr/100gr	IRAM 21320
Punto de inflamación	45		°C	IRAM 6539
Viscosidad cinemática	2	4,5	cst.	ASTM D 445
Índice de cetano(1)	48			ASTM D 976
Número de cetano(1)	51			ASTM D 613
Azufre		10	mg/kg	ASTM D 4294
Estabilidad a la oxidación (2)		2,5	mg/100ml	ASTM D7462
Lubricidad		460	micrones	ASTM D 6079
Acidez		0,5	mgKOH/gr	ASTM D 664 o D 974
Contenido de Biodiesel	10		ml/100ml	EN 14078 o ASTM D 7371

Especificaciones tomadas de la Secretaria de Energía (Resolución 1283/2006)

DENOMINACIÓN: GAS OIL10 CÓDIGO: 4051				
RECOMENDACIÓN: Combustible para Motores de Ciclo diésel. Gas Oil (B10) apto para la formulación de Euro Diésel.				
NORMA: Cumple con la especificación del Gas Oil Grado 3 de la Resolución 1283/06, modificada por Resolución 478/09. Referencia: Norma UNE-EN 590:2014				
ESPECIFICACIONES:	LÍMITE	VALOR		MÉTODO
		B0	B10 (Producto Final)	
Densidad a 15° C, g/ml	Mín.	Informar	0,8200	<u>ASTM D1298/4052</u>
	Máx.		0,8450 (CILC y CIPH) 0,8550 (CILP)	
Destilación				
IBP, °C	Máx.	Informar	Informar	<u>ASTM D86</u>
10% recuperado, °C	Máx.		Informar	
50% recuperado, °C	Máx.		310	
90% recuperado, °C	Máx.		Informar	
Volumen recuperado 250 °C, %V/V	Máx.		65,0	
Volumen recuperado 350 °C, %V/V	Mín.		85,0	
Temperatura de recuperado 95%V/V, °C	Máx.		360	
Contenido de Azufre, mg/kg	Máx.	-	10,0	<u>ASTM D5453/2622/7220</u>
Contenido de Aromáticos totales, %m/m		Informar	-	EN 12916
Hidrocarburos aromáticos policíclicos, %m/m	Máx.	-	8,0	EN 12916
Acidez, mgOH/g	Máx.	-	0,1	<u>ASTM D664</u>
Corrosión s/ lámina de Cu (3hs. a 50°C)	Máx.	Informar	1	ASTM D130
Viscosidad a 40 °C, mm ² /s	Min./Máx.	Informar	2,000 - 4,500	<u>ASTM D445</u>
Índice de Cetano (2 variables)	Mín.	-	48,0	<u>ASTM D976</u>
Índice de Cetano (4 variables)		-	Informar	EN ISO 4264/ ASTM D4737
Número de Cetano	Mín.	Informar	51,0	ASTM D613
Punto de Inflamación, °C	Min.	-	55,0	<u>ASTM D93</u>
Residuo Carbón Conradson (s/10% del residuo destilado); %m/m	Máx.	-	0,15	EN ISO 10370/ ASTM D4530/ ASTM D189
Contaminación Total, mg/kg	Máx.	-	24,0	EN 12662
Contenido de agua, mg/kg	Máx.	166	200	EN ISO 12937/ ASTM D6304/ IRAM21320
Contenido de Cenizas, %m/m	Máx.	Informar	0,01	ASTM D482
Estabilidad a la Oxidación, mg/100ml	Máx.	-	2,0	ASTM D7462

P.O.F.F. °C	Máy.	Informar	Ver Tablas ⁽²⁾	IP 309/ASTM D6371
Punto de Enturbiamiento °C	Máy.		Ver Tablas ⁽²⁾	ASTM D2500/ ASTM D5771
Tendencia al Bloqueo de Filtros, FBT	Máy.	-	Informar	IP 387 (A) / ASTM D2068 (A)
Lubricidad a 60°C, µm	Máy.	-	460	ASTM D6079 / ISO 12156-1
Apariencia Período May/Sept a 15°C	Máy.	Limpio y brillante		ASTM D4176 Proc. 1
Período Oct/ Abril a 20°C		1		Procedimiento 2
Color ASTM	Máy.	2		ASTM D1500
Contenido de Biodiesel, %vol. ⁽¹⁾	Mín /Máy	Informar	10,0 – 10,5	<u>EN 14078</u>

Terminal	CLASE							
	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII
Luján de Cuyo	X							
Montecristo	X							
San Lorenzo		X						
Barranqueras			X					
La Matanza	X			X		X	X	X
Dock Sud				X				
Mar del Plata	X			X		X	X	X
Villa Mercedes	X							

		Límites de Flujo en Frío, °C											
Gas Oil	MES	E	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D
Tipo I	P.O.F.F.	5	3	0	-3	-5	-9	-9	-7	-3	3	5	5
	P. Enturb.	16	14	11	7	5	1	1	3	7	14	16	16
Tipo II	P.O.F.F.	7	3	0	0	-3	-5	-5	-3	0	3	7	10
	P. Enturb.	18	14	11	11	8	6	6	8	11	14	18	21
Tipo III	P.O.F.F.	9	9	9	6	3	0	0	0	3	6	9	9
	P. Enturb.	20	20	20	17	14	11	11	11	14	17	20	20
Tipo IV	P.O.F.F.	10	10	7	1	0	-3	-3	-3	-2	2	6	9
	P. Enturb.	21	21	18	12	11	8	8	8	9	13	17	20
Tipo V	P.O.F.F.	10	10	7	2	1	-3	-3	-3	0	4	6	9
	P. Enturb.	21	21	18	13	12	8	8	8	11	15	17	20
Tipo VI	POFF	1	0	-2	-7	-10	-12	-13	-10	-8	-5	1	1
	P. Enturb.	12	11	9	4	1	-1	-2	1	3	6	12	12
Tipo VII	POFF	5	3	0	-3	-5	-9	-9	-7	-3	-3	5	5
	P. Enturb.	16	14	11	7	5	1	1	3	7	8	16	16
Tipo VIII	P.O.F.F.	2	2	2	-10	-13	-16	-18	-13	-10	-4	2	2
	P. Enturb.	13	13	13	1	-2	-5	-7	-2	1	7	13	13

Gas Oil	Provincia/Departamento/Partido/Localidad
Tipo I	<p><u>Provincia de Catamarca</u>: Departamentos Tinogasta, Santa María y Andalgalá. <u>Provincia de La Rioja</u>: Departamentos San Blas de los Sauces, Famatina, Chilecito, Coronel Felipe Varela e Independencia. <u>Provincia de Córdoba</u>: Deptos de Pocho, San Alberto, San Javier, Calamuchita, Tercero Arriba, General San Martín, Unión, Marcos Juárez, Río Cuarto, Juárez Celman, Pte. Roque Sáenz Peña y Gral. Roca. <u>Provincias de San Juan, Mendoza, San Luis</u> <u>Provincia de Santa Fe</u>: departamento General López. <u>Provincia de Buenos Aires</u>: Partidos Bahía Blanca, Colón, Pergamino, Bmé. Mitre, Gral Arenales, Rojas, Salto, Carmen de Areco, San Antonio de Areco, General Villegas, Florentino Ameghino, General Pinto, Leandro Alem, Junín, Chacabuco, Rivadavia, Carlos Tejedor, Lincoln, General Viamonte, Bragado, Alberti, Chivilcoy, Trenque Lauquen, Pehuajó, Carlos Casares, Nueve de Julio, Pellegrini, Salliqueló, Tres Lomas, Adolfo Alsina, Guaminí, Daireaux, Hipólito Irigoyen, Bolívar, Tapalqué, General Alvear, Puán, Saavedra, Las Flores, Rauch, Ayacucho, Mar Chiquita, Azul, Tandil, Balcarce, Saladillo, General Pueyrredón, General Alvarado, Olavarria, Laprida, Benito Juárez, Adolfo González Chaves, Tres Arroyos, San Cayetano, Necochea, Lobería, Coronel Suárez, General Lamadrid, Coronel Pringues y Tornquist. <u>Provincia de La Pampa</u>: Deptos de Realicó, Chapaleufú, Trenel, Maracó, Quemú Quemú, Catrilo, Atreuco, Rancul, Conhelo, Capital, Toay, Loventué, Chicalcó y Chalileo.</p>
Tipo II	<p><u>Provincia de Santa Fe</u>: 9 de Julio, Vera, Gral. Obligado, San Cristóbal, San Justo, San Javier, Castellanos, Las Colonias, Capital, Garay, San Martín, San Jerónimo, Belgrano, Iriondo, Caseros, San Lorenzo, Rosario y Constitución. <u>Provincia de Córdoba</u>: Sobremonte, Tulumba, Río Seco, Cruz del Eje, Ischilín, Totoral, Río Primero, San Justo, Río Segundo, Colón, Punilla, Minas, Santa María y Capital. <u>Provincia de Tucumán</u> <u>Provincia de La Rioja</u>: Departamentos de Vinchinas, Gral. Lamadrid, Arauco, Castro Barros, Sanagasta, Capital, Gral. Angel Peñaloza, Chamental, Gral. Belgrano, Gral. Juan F. Quiroga, Gral. Ocampo, Rosario Vera Peñaloza y Gral. San Martín. <u>Provincia de Catamarca</u>: Departamentos de Antofagasta, Belén, Pomán, Ambato, Paclín, Santa Rosa, Capital, Fray Mamerto Esquiú, Capayán, Valle Viejo, Ancasti, La Paz y El Alto. <u>Provincia de Santiago del Estero</u> <u>Provincia de Salta</u>: Departamento Capital. <u>Provincia de Buenos Aires</u>: Partidos de San Nicolás y Ramallo,</p>
Tipo III	<p><u>Provincias de Formosa, Chaco y Misiones</u> <u>Provincia de Corrientes</u>: Departamentos Goya, Lavalle, Bella Vista, San Roque, Saladas, Empedrado, Mburucuyá, Concepción, Capital, San Cosme, San Luis del Palmar, Itatí, Berón de Astrada, General Paz, San Miguel, Ituzaingó y Santo Tomé.</p>
Tipo IV	<p><u>Ciudad de Buenos Aires</u> <u>Provincia de Buenos Aires</u>: Partidos de San Pedro, Capitán Sarmiento, Baradero, Zárate, Campana, San Fernando, San Andrés de Giles, Exaltación de la Cruz, Pilar, Escobar, General Sarmiento, Tigre, Suipacha, Mercedes, Luján, General Rodríguez, Moreno, Morón, Tres de Febrero, San Martín, Vicente López, San Isidro, Navarro, Las Heras, Lobos, Marcos Paz, Merlo, La Matanza, Esteban Echeverría, Lomas de Zamora, Lanús, Avellaneda, Almirante Brown, Ezeiza, Hurlingham, Ituzaingó, José C. Paz, Malvinas Argentinas, Pte. Perón, Cañuelas, San Vicente, 25 de Mayo, Roque Pérez, Quilmes, Berazategui, Florencio Varela, Ensenada, Berisso, La Plata, Brandsen, Magdalena, Monte, General Paz, Chascomús, General Belgrano, Pila, Castelli, General Guido, Dolores, Tordillo, Maipú, General Lavalle, Municipio de la Costa, General Madariaga, Pinamar y Villa Gesell.</p>
Tipo V	<p><u>Provincia de Entre Ríos</u> <u>Provincia de Corrientes</u>: Departamentos de General Alvear, San Martín, Paso de los Libres, Mercedes, Curuzú Cuatiá, Monte Caseros, Esquina y Sauce.</p>

Tipo VI	<p><u>Provincia de Neuquén</u>: Departamentos de Minas, ChosMalal, Ñorquín, Pehuenches, Lonco Pué, Añelo, Picunches, Zapala, Aluminé, Catan Lil, PicúnLeufú, Huiliches, Lácar, Collón Curá y Los Lagos.</p> <p><u>Provincia de Río Negro</u>:Pilcaniyeu, Bariloche, Ñorquinco, 25 de Mayo, 9 de Julio,Valcheta.</p> <p><u>Provincia de Chubut</u>: Departamentos Cushamen, Gastre y Telsen.</p>
Tipo VII	<p><u>Provincia de La Pampa</u>:Departamentos de Puelén, Limay Mahuida, Utracán, Guatraché, Curacó, LihuelCalel, Hucal y CaleuCaleu;</p> <p><u>Provincia de Buenos Aires</u>:Partidos Coronel Dorrego, Monte Hermoso, Coronel Rosales, Villariño y Patagones.</p> <p><u>Provincia de Neuquén</u>: Departamento Confluencia.</p> <p><u>Provincia de Río Negro</u>: Departamentos General Roca, El Cuy, Avellaneda, Pichi Mahuida, Conesa, San Antonio y Adolfo Alsina.</p>
Tipo VIII	<p><u>Provincia de Chubut</u>: Departamentos de Futaleufú, Languiñeo, Tehuelches, Paso de Indios, Mártires, Biedma, Gaiman, Rawson, Florentino Ameghino, Río Senguer, Sarmiento, Escalante.</p> <p><u>Provincia de Santa Cruz</u></p> <p><u>Provincia de Tierra del Fuego</u></p>

Especificaciones tomadas del servicio técnico de YPF SA (vigentes en la actualidad)

ANEXO 6

DENOMINACION: JET A-1		CÓDIGO: 2050			
RECOMENDACION: Combustible para aviones a turbina de gas					
NORMAS: DEF STAN 91-91 (Issue 7 Amendment 3 Implementation date 02 May 2015)/ ASTM D1655-15d / AVIATION FUEL QUALITY REQUIREMENTS FOR JOINTLY OPERATED SYSTEMS (AFQRJOS), Revisión 28-Marzo 2015.					
	Propiedades	Unidades	Límites		Métodos (*)
1	ASPECTO				
1.1	Aspecto visual		Claro, brillante y visualmente libre de materia sólida y agua no disuelta a temperatura ambiente del combustible.		<u>Visual</u> , ASTM D4176 Proc1 (Nota 1)
1.2	Color (Saybolt)		Informar		<u>ASTM D156 / D6045</u> (Nota 2)
1.3	Contaminantes por particulado	mg/l	Máx. 1,0		<u>IP 423/ ASTM D5452</u> (Nota 1)
	Tiempo de Filtración	min.	Máx. 20		
	Vacío	inHg	15-25		
	Color de membrana seca		Máx. 5		
1.4	Particulado, en punto de elaboración, conteo de partículas acumuladas por canal.	Conteo individual de los canales y código ISO			<u>IP 564/ IP 565</u> <u>IP 577</u> (Nota 3)
			Conteo del canal	Código ISO	
1.4.1	≥ 4 µm (c)		Informar	Informar	
1.4.2	≥ 6 µm (c)		Informar	Informar	
1.4.3	≥ 14 µm (c)		Informar	Informar	
1.4.4	≥ 21 µm (c)		Informar	Informar	
1.4.5	≥ 25 µm (c)		Informar	Informar	
1.4.6	≥ 30 µm (c)		Informar	Informar	
2	COMPOSICIÓN				
2.1	Acidez total	mg KOH/g	Máx. 0,015		<u>ASTM D3242/ IP 354</u>

2.2	Tipo de Hidrocarburos Aromáticos			
2.2.1 ó	Aromáticos	%v/v	Máx. 25,0	<u>ASTM D1319/ IP 156</u>
2.2.2	Aromáticos totales	%v/v	Máx. 26,5	<u>ASTM D6379/ IP 436</u> (Nota 4)
2.3	Azufre Total	%m/m	Máx. 0,30	<u>IP 336-107-243-373-447/ ASTM D1266-4294-2622-5453.</u>
2.4 ó	Azufre mercaptánico	%m/m	Máx. 0,0030	<u>ASTM D3227/ IP 342</u> (Nota 5)
2.5	Ensayo Doctor		Negativo	<u>IP 30/ ASTM D4952</u>
2.6	Componentes de Refinación en el punto de elaboración:			(Nota 6)
2.6.1	Componentes no hidroprocesados	%v/v	Informar	
2.6.2	Componentes medianamente hidroprocesados	%v/v	Informar	
2.6.3	Componentes severamente hidroprocesados	%v/v	Informar	
2.6.4	Componentes sintéticos	%v/v	Informar	(Nota 7 y 8)
3	VOLATILIDAD:			
3.1	Destilación:			<u>IP 123/ ASTM D86</u> (Nota 9)
3.1.1	Punto Inicial, °C	°C	Informar	
3.1.2	Recuperado a 10%	°C	Máx. 205,0	
3.1.3	Recuperado a 20%	°C	Informar (**)	
3.1.4	Recuperado a 50%	°C	Informar	
3.1.5	Recuperado a 90%	°C	Informar	
3.1.6	Punto Final		Máx. 300,0	
3.1.7	Residuo		Máx. 1,5	
3.1.8	Pérdida		Máx. 1,5	
3.2	Punto de Inflamación	°C	Mín. 38,0	<u>IP 170/ IP 523/</u>
			Mín. 40,0	<u>ASTM D56</u>
3.3	Densidad a 15°C	g/cm ³	0,7750-0,8400	<u>IP 365/ASTM D4052/ IP160/ASTM D1298</u>
4	FLUIDEZ:			
4.1	Punto de congelación	°C	Máx. -47,0	<u>ASTM D2386/ IP16/ IP435/ASTM D5972-7153/ IP528-529</u>
4.2	Viscosidad a -20°C	mm ² /s(c St)	Máx. 8,000	<u>IP 71/ ASTM D445</u>
5	COMBUSTIÓN			
5.1 ó	Punto de Humeo	mm	Mín. 25,0	<u>ASTM D1322/ IP 598</u> (Nota 10)
5.2	Punto de Humeo y	mm	Mín. 19,0	<u>ASTM D1322/ IP 598</u>
	Naftalenos	%v/v	Máx. 3,00	<u>ASTM D1840</u>

5.3	Energía Específica	MJ/kg	Mín. 42,80	IP 12/ IP 355/ ASTM D3338/ ASTM D4809 (Nota 11)
6	CORROSIÓN:			IP 154/ ASTM D130 (Nota 12)
6.1	Corrosión en lámina de cobre	Clase	Máx. 1	
7	ESTABILIDAD TÉRMICA, JFTOT:			IP 323/ ASTM D3241 (Nota 13)
7.1	Temperatura del ensayo	°C	Mín. 260	
7.2	Lectura del tubo		Menor a 3. Sin manchas ni depósitos	(Nota 14)
7.3	Caída de presión	mm Hg	Máx. 25	
8	CONTAMINANTES:			
8.1	Gomas existentes	mg/100 ml	Máx. 7	IP 540/ ASTM D381
9	CARACTERÍSTICAS DE SEPARACIÓN DEL AGUA:			
9.1	Microseparador de agua en el punto de elaboración:			ASTM D3948 (Nota 15)
9.1.1	Sin aditivo antiestático	Clase	Mín. 85	
9.1.2	Con aditivo antiestático	Clase	Mín. 70	
10	CONDUCTIVIDAD:			
10.1	Conductividad eléctrica	pS/m	Mín.50- Máx.600	IP 274/ ASTM D2624 (Nota 16)
11	LUBRICIDAD:			
11.1	Diámetro de la marca de desgaste	mm	Máx. 0,85	ASTM D5001 (Nota 17)
12	Productos Contaminantes			
12.1	FattyAcidMethyl Ester (FAME) o Biodiesel			
	En Refinerías	mg/kg	Máx. 5	IP 585 /IP 590
	En Terminales de Despacho y Aeroplantas	mg/kg	Máx. 50	(Nota 18) IP 585 /IP 583/ ASTM D 7797/IP 590/IP599
13	ADITIVOS (Nota 19 y 24):			
13.1	Contenido de antioxidante (ingrediente activo) en materia hidroprocesada	mg/l	17,0 - 24,0	(Nota 20)
13.2	Contenido de antioxidante (ingrediente activo) en materia no hidroprocesada (Opcional)	mg/l	Máx. 24,0	

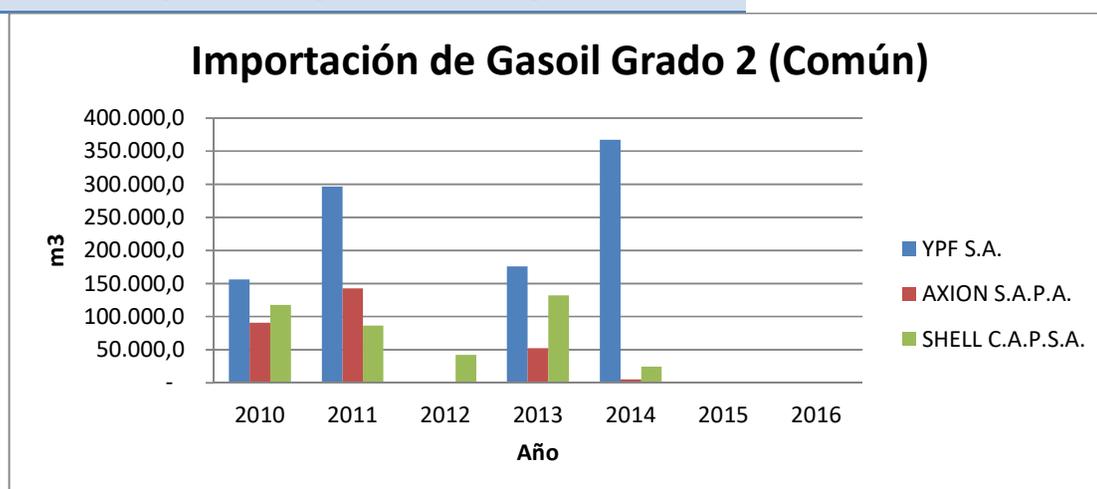
13.3	Aditivo Antiestático (SDA) Primera dosis Concentración Acumulada (Redoping)	mg/l mg/l	Máx. 3,0 Máx. 5,0	(Nota 21)
13.4	Aditivo Desactivador Metálico(MDA)			(Nota 22)
	Primera dosis	mg/l	Máx. 2,0	
	Concentración Acumulada	mg/l	Máx. 5,7	
13.5	Aditivo Mejorador de la Lubricidad (LIA)			(Nota 23)

Especificaciones tomadas del servicio técnico de YPF SA (vigentes en la actualidad)

ANEXO 7

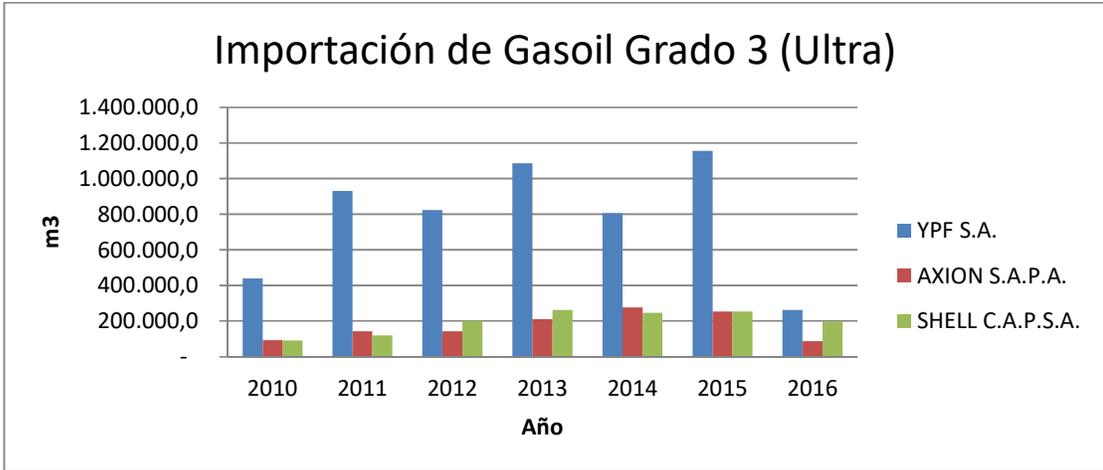
Importación de Gasoil Grado 2

2010	156.143,0	90.783,2	117.678,0
2011	296.437,0	142.808,0	86.502,0
2012	0	0	42.594,0
2013	176.275,0	52.227,0	132.376,0
2014	367.341,0	5.500,0	24.274,0
2015	-	-	-
2016	-	-	-



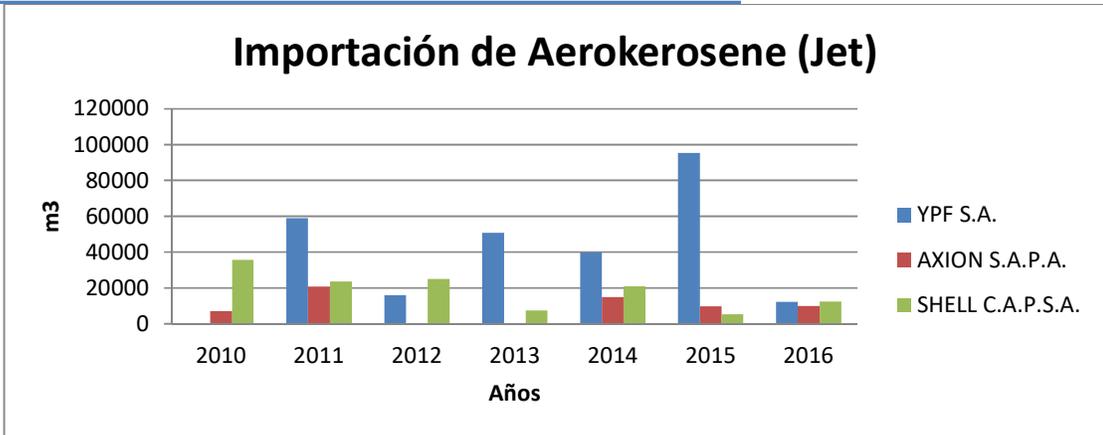
Importación de Gasoil Grado 3 (Ultra)

2010	438.961,0	93.327,0	91.581,0
2011	931.809,0	141.581,0	120.485,0
2012	823.332,0	141.195,0	202.564,0
2013	1.085.311,0	210.970,0	262.059,0
2014	805.863,0	275.552,4	245.919,0
2015	1.155.899,0	252.343,5	253.573,0
2016	262.099,0	88.967,0	196.669,0



Importación de Aerokerosene (Jet)

2010	0		
		7.152,2	35.667,0
2011			
	58.836,0	20.804,3	23.612,0
2012			
	15.983,0		24.939,0
2013			
	50.782,0		7.418,0
2014			
	39.785,0	15.022,0	20.953,0
2015			
	95.448,0	9.760,0	5.403,0
2016			
	12.350,0	10.068,0	12.499,0

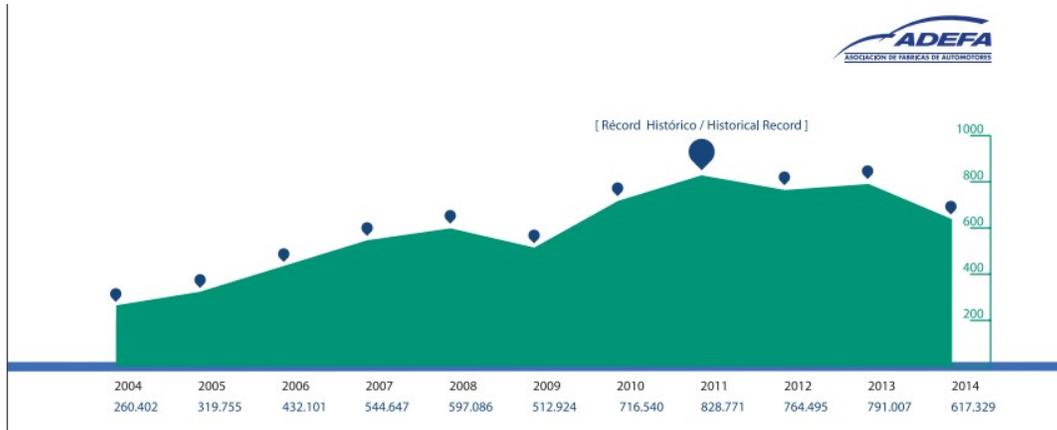


ANEXO 8

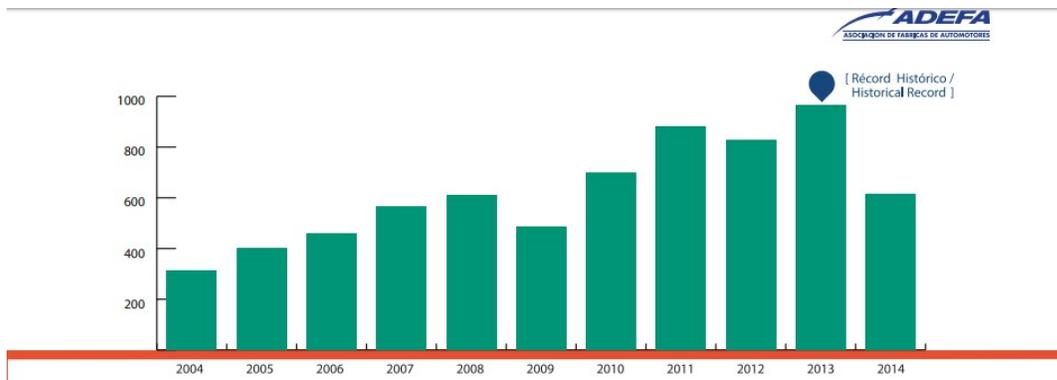
PRODUCCIÓN CON MOTOR A NAFTA		GASOLINE						
Nafta	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2008 - 2014
Gasoline								
Automóviles	360.160	366.642	490.815	562.251	480.582	492.475	356.050	3.108.975
Comerciales	97.532	29.179	85.199	93.257	91.094	85.572	87.753	569.586
Transporte de Carga	0	0	0	0	0	0	0	0
DE 2001 A 4000 KG	0	0	0	0	0	0	0	0
MÁS DE 4000 KG	0	0	0	0	0	0	0	0
Transporte de Pasajeros	0	0	0	0	0	0	0	0
DE 2001 A 4000 KG	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilitarios	97.532	29.179	85.199	93.257	91.094	85.572	87.753	569.586
HASTA 2000 KG	97.532	29.179	85.199	93.257	91.094	85.572	87.753	569.586
Total	457.692	395.821	576.014	655.508	571.676	578.047	443.803	3.678.561

PRODUCCIÓN CON MOTOR DIESEL		DIESEL						
Diesel	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2008 - 2014
Diesel								
Automóviles	39.417	14.173	15.527	14.982	16.794	14.064	7.661	122.618
Comerciales	99.977	102.930	124.999	158.281	176.025	198.896	165.865	1.026.973
Furgones	47.526	10.806	14.253	15.862	0	0	0	88.447
HASTA 2000 KG	16.367	6.288	7.795	1.677	0	0	0	32.127
DE 2001 A 4000 KG	31.159	4.518	6.458	14.185	0	0	0	56.320
Transporte de Carga	19.112	2.957	4.332	6.281	18.220	23.375	18.225	92.502
DE 2001 A 4000 KG	0	0	0	0	12.244	14.640	13.822	40.706
MÁS DE 4000 KG	19.112	2.957	4.332	6.281	5.976	8.735	4.403	51.796
Transporte de Pasajeros	1.663	569	2.329	2.213	2.812	3.471	2.262	15.319
HASTA 2000 KG	1.511	0	0	0	0	0	0	1.511
DE 2001 A 4000 KG	0	551	2.208	2.176	2778	3441	2184	13.338
MÁS DE 4000 KG	152	18	121	37	34	30	78	470
Utilitarios	31.676	88.598	104.085	133.925	154.993	172.050	145.378	830.705
HASTA 2000 KG	441	11.309	22.782	133.925	154.993	172.050	145.378	640.878
DE 2001 A 4000 KG	31.235	77.289	81.303	0	0	0	0	189.827
Total	139.394	117.103	140.526	173.263	192.819	212.960	173.526	1.149.591

Producción total de automóviles



Ventas en el mercado interno



ANEXO 9

Gasoil Grado 3

Año	Empresa	provincia	localidad	Unidad Precio	Precio
2016	Shell Cía Argentina de Petróleo S.A.	BUENOS AIRES	DOCK SUD	\$/Litro	8,6442
2016	Shell Cía Argentina de Petróleo S.A.	BUENOS AIRES	DOCK SUD	\$/Litro	8,5863
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA MATANZA	\$/Litro	8,452
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA MATANZA	\$/Litro	8,5162
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA PLATA	\$/Litro	8,6594
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA PLATA	\$/Litro	8,6775
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	JUNIN	\$/Litro	8,7377
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	JUNIN	\$/Litro	8,7792
2016	AXION ENERGY	BUENOS AIRES	CAMPANA	\$/Litro	8,74
2016	AXION ENERGY	BUENOS AIRES	CAMPANA	\$/Litro	8,61
2016	AXION ENERGY	BUENOS AIRES	BAHIA BLANCA	\$/Litro	8,64
2016	AXION ENERGY	BUENOS AIRES	BAHIA BLANCA	\$/Litro	8,51

ANEXO 10

Año	Empresa	provincia	localidad	Unidad Precio	Precio
2016	Shell Cía Argentina de Petróleo S.A.	BUENOS AIRES	DOCK SUD	\$/Litro	7,96108
2016	Shell Cía Argentina de Petróleo S.A.	BUENOS AIRES	DOCK SUD	\$/Litro	8,55
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA MATANZA	\$/Litro	8,1125
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA MATANZA	\$/Litro	8,1163
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA PLATA	\$/Litro	8,0181
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	LA PLATA	\$/Litro	8,1462
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	JUNIN	\$/Litro	,3414
2016	YPF S.A.	BUENOS AIRES	JUNIN	\$/Litro	7,83629
2016	AXION ENERGY	BUENOS AIRES	CAMPANA	\$/Litro	7,482
2016	AXION ENERGY	BUENOS AIRES	CAMPANA	\$/Litro	7,402

ANEXO 11

AEROPLANTA	PROVINCIA	TELEFONOS	COORDENADAS	COMBUSTIBLES DISPONIBLES
BAHIA BLANCA	BUENOS AIRES	(0291) 486-0808	38°43'38" S / 62°09'12" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
CAMPO DE MAYO	BUENOS AIRES	(011) 4666-9732	34°32'32" S / 58°40'17" W	Jet A-1
EZEIZA	BUENOS AIRES	(011) 4480-0766/9193/0907	34°49'29" S / 58°33'18" W	Jet A-1
LA PLATA	BUENOS AIRES	(0221) 486-0083	34°58'05" S / 57°54' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
MAR DEL PLATA	BUENOS AIRES	(0223) 474-8030	37°55'47" S / 57°34'35" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
MARIANO MORENO	BUENOS AIRES	(011) 4451-5225	34°33'47" S / 58°47'25" W	Jet A-1
MORON	BUENOS AIRES	(011) 4483-0120	34°39'15" S / 58°38'38" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
PALOMAR	BUENOS AIRES	(011) 4758-7185	34°36'30" S / 58°36'45" W	Jet A-1
SAN FERNANDO	BUENOS AIRES	(011) 4714-5470/4519-9787	34°27'09" S / 58°35'18" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
TANDIL	BUENOS AIRES	(0249) 444-0883 / 44-0887	37°14'32" S / 59°13'37" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
AEROPARQUE	C. A. B. A	(011) 4773-1746/1663 5441-4169	34°33'54" S / 58°24'12" W	Jet A-1
CATAMARCA	CATAMARCA	(0383) 443-4311	28°36'19" S / 65°45'15" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
RESISTENCIA	CHACO	(0362) 442-1966/442-2097	22°27' S / 59°03' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
COMODORO RIVADAVIA	CHUBUT	(0297) 454-8344/4548/3139	45°47' S / 67°28' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
ESQUEL	CHUBUT	(02945) 45-4919/45-4923	42°56' S / 71°09' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
PUERTO MADRYN	CHUBUT	(0280) 447-6305	42°45'55" S / 65°06'55" W	Jet A-1
TRELEW	CHUBUT	(0280) 442-2035	43°12' S / 65°16' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
CORDOBA	CORDOBA	(0351) 475-3121	31°18'48" S / 64°12'14" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
ESCUELA MIL. AVIACION	CORDOBA	(0351) 465-6747	31°26'18" S / 64°16'30" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
RIO CUARTO	CORDOBA	(0358) 497-9642 INTERNO 48451	64°20' S / 33°10' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
CORRIENTES	CORRIENTES	(0379) 445-8334/445-8337	27°27' S / 58°46' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
CONCORDIA	ENTRE RIOS	(0345) 425-0080	31°18' S / 58°00' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
PARANA	ENTRE RIOS	(0343) 436-3579	31°47'39" S / 60°28'50" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
FORMOSA	FORMOSA	(0370) 4452082	26°12' S / 51°14' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
JUJUY	JUJUY	(0388) 49-11105	24°24'16" S / 65°04'54" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
GENERAL PICO	LA PAMPA	(02302) 43-5028/43-6778	35°41'15" S / 63°44'30" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
SANTA ROSA	LA PAMPA	(02954) 43-3279	36°34'42" S / 64°16'23" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
LA RIOJA	LA RIOJA	(0380) 443-8391 / 442-9527	29°23'30" S / 66°48'9" W	Jet A-1
MALARGUE	MENDOZA	(0260) 447-0844	35°29'10" S / 69°34'43" W	Jet A-1
PLUMERILLO (MENDOZA)	MENDOZA	(0261) 448-4811	32°49'55" S / 68°47'34" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
SAN RAFAEL	MENDOZA	(0260) 442-0871	34°35'48" S / 68°23'25" W	Jet A-1
IGUAZÚ	MISIONES	(03757) 42-0404	25°44'14" S / 54°28'24" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
POSADAS	MISIONES	(0376) 445-1119	27°22' S / 55°58' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
CHAPELCO	NEUQUEN	(02972) 42-9079	40°05' S / 71°08' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
NEUQUEN	NEUQUEN	(0299) 444-0263/ 442-5002	38°56'56" S / 68°09'21" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
BARILOCHE	RIO NEGRO	(02944) 40-5042	41°09' S / 71°10' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
VIEDMA	RIO NEGRO	(02920) 42-7887	40°52'85" S / 62°59'52" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
Gral. MOSCONI (TARTAGAL)	SALTA	(03873) 48-1196/ 48-1030	22°37'42" S / 63°49'08" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
SALTA	SALTA	(0387) 424-3206	24°51' S / 65°29' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
SAN JUAN	SAN JUAN	(0264) 425-3308	31°34'16" S / 68°25'16" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
SAN LUIS	SAN LUIS	(0266) 444-0025	33°16' S / 66°21' W	Jet A-1
VILLA REYNOLDS	SAN LUIS	(02657) 43-6386	33°43'54" S / 65°23'12" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
CALAFATE	SANTA CRUZ	(02902) 49-1098	38°43' S / 62°09' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
RIO GALLEGOS	SANTA CRUZ	(02966) 44-2053-41	51°36'32" S / 69°18'46" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
RECONQUISTA	SANTA FE	(03482) 43-8129	29°12'36" S / 59°39'57" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
ROSARIO	SANTA FE	(0341) 451-3223	32°55' S / 60°47' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
SAUCE VIEJO	SANTA FE	(0342) 499-5057	31°42'42" S / 60°48'24" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
VENADO TUERTO	SANTA FE	(03462) 42-6354	33°40' S / 61°58' W	Jet A-1/ Avgas 100LL
SANTIAGO DEL ESTERO	SANTIAGO DEL ESTERO	(0385) 434-2208/09	27°46'31" S / 64°18'56" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
RIO GRANDE	TIERRA DEL FUEGO	(02964) 43-2332	53°46'30" S / 67°44'10" W	Jet A-1/ Avgas 100LL
USHUAIA	TIERRA DEL FUEGO	(02901) 43-1631/32	54°50'36" S / 68°17'44" W	Jet A-1
TUCUMAN	TUCUMAN	(0381) 426-1290	26°51' S / 65°06' W	Jet A-1/ Avgas 100LL

**Aero-plantas de combustibles disponibles.

YPF Directo Aviación	Contacto	Dirección	Localidad	Provincia
YPFD GUZZARONI GRECO SH.	arielf@guazzaronigreco.com.ar	RUTA PROVINCIAL N° 65 KM 100	9 de Julio	BUENOS AIRES
YPFD PETROBAN S.R.L.	mnordahl@petroban.com.ar	AV BELGRANO 602	La Banda	SANTIAGO DEL ESTERO
YPFD ECHANIZ HNOS S.A.	cantig@echanizhnos.com.ar	J.M.ALDAO E ISL.MALVINAS S/N	Camilo Aldao	CORDOBA
YPFD Norte	diego.yulita@ypf.com	MACACHA GUEMES 515	C.A.B.A.	BUENOS AIRES
YPFD Sur	pablo.ciminari@ypf.com	MACACHA GUEMES 515	C.A.B.A.	BUENOS AIRES

Aeroplantas	Contacto	Coordenadas GPS	Localidad	Provincia
AEROPARQUE	(011) 4773-1746/1663 5441-4169	34°33'54" S / 58°24'12" W	C.A.B.A.	BUENOS AIRES
BARILOCHE	(02944) 40-5042	41°09' S / 71°10' W	BARILOCHE	RIO NEGRO
CALAFATE	(02902) 49-1098	38°43' S / 62°09' W	CALAFATE	SANTA CRUZ
CAMPO DE MAYO	(011) 4666-9732	34°32' 32" S / 58°40' 17" W	BUENOS AIRES	BUENOS AIRES
CHAPELCO	(02972) 42-9079	40°05' S / 71°08' W	CHAPELCO	NEUQUEN
COMODORO RIVADAVIA	(0297) 454-8344/4548/3139	45°47' S / 67°28' W	COMODORO RIVADAVIA	CHUBUT
ESQUEL	(02945) 45-4919/45-4923	42°56' S / 71°09' W	ESQUEL	CHUBUT
EZEIZA	(011) 4480-0766/9193/0907	34°49'29" S / 58°33'18" W	EZEIZA	BUENOS AIRES
MARIANO MORENO	(011) 4451-5225	34° 33' 47" S / 58°47' 25" W	MARIANO MORENO	BUENOS AIRES
MORON	(011) 4483-0120	34°39'15" S / 58°38'38" W	MORON	BUENOS AIRES
NEUQUEN	(0299) 444-0263/ 442-5002	38°56'56" S / 68°09'21" W	NEUQUEN	NEUQUEN
PALOMAR	(011) 4758-7185	34°36'30" S / 58°36'45" W	PALOMAR	BUENOS AIRES
PUERTO MADRYN	(0280) 447-6305	42°45'55" S / 65°06'55" W	PUERTO MADRYN	CHUBUT
RIO GALLEGOS	(02966) 44-2053-41	51°36'32" S / 69°18'46" W	RIO GALLEGOS	SANTA CRUZ
RIO GRANDE	(02964) 43-2332	53°46'30" S / 67°44'10" W	RIO GRANDE	TIERRA DEL FUEGO
TRELEW	(0280) 442-2035	43°12' S / 65°16' W	TRELEW	CHUBUT
USHUAIA	(02901) 43-1631/32	54°50'36" S / 68°17'44" W	USHUAIA	TIERRA DEL FUEGO
CONCORDIA	(0345) 425-0080	31°18' S / 58°00' W	CONCORDIA	ENTRE RIOS
CORRIENTES	(0379) 445-8334/445-8337	27°27' S / 58°46' W	CORRIENTES	CORRIENTES
FORMOSA	(0370) 4452082	26°12' S / 51°14' W	FORMOSA	FORMOSA
IGUAZÚ	(03757) 42-0404	25°44'14" S / 54°28'24" W	IGUAZÚ	MISIONES
PARANA	(0343) 436-3579	31°47'39" S / 60° 28'50" W	PARANA	ENTRE RIOS
POSADAS	(0376) 445-1119	27°22' S / 55°58' W	POSADAS	MISIONES
RECONQUISTA	(03482) 43-8129	29°12'36" S / 59°39'57" W	RECONQUISTA	SANTA FE
RESISTENCIA	(0362) 442-1966/442-2097	22°27' S / 59°03' W	RESISTENCIA	CHACO
ROSARIO	(0341) 451-3223	32°55' S / 60° 47' W	ROSARIO	SANTA FE
SAUCE VIEJO	(0342) 499-5057	31°42'42" S / 60°48'24" W	SAUCE VIEJO	SANTA FE
VENADO TUERTO	(03462) 42-6354	33°40' S / 61°58' W	VENADO TUERTO	SANTA FE
CATAMARCA	(0383) 443-4311	28°36' 19" S / 65°45' 15" W	CATAMARCA	CATAMARCA
CORDOBA	(0351) 475-3121	31°18'48" S / 64°12'14" W	CORDOBA	CORDOBA
ESCUELA MIL. AVIACIÓN	(0351) 465-6747	31°26'18" S / 64°16'30" W	ESCUELA MIL. AVIACIÓN	CORDOBA
Gral. MOSCONI (TARTAGAL)	(03873) 48-1196/ 48-1030	22°37'42" S / 63°49'08" W	Gral. MOSCONI (TARTAGAL)	SALTA
JUJUY	(0388) 49-11105	24°24'16" S / 65°04'54" W	JUJUY	JUJUY
LA RIOJA	(0380) 443-8391 /442-9527	29°23' 30" S / 66°48' 9" W	LA RIOJA	LA RIOJA
MALARGUE	(0260) 447-0844	35°29'10" S / 69°34'43" W	MALARGUE	MENDOZA
PLUMERILLO (MENDOZA)	(0261) 448-4811	32°49'55" S / 68°47'34" W	PLUMERILLO (MENDOZA)	MENDOZA
RIO CUARTO	(0358) 497-9642 INTERNO 48451	64°20' S / 33°10' W	RIO CUARTO	CORDOBA
SALTA	(0387) 424-3206	24°51' S / 65°29' W	SALTA	SALTA
SAN JUAN	(0264) 425-3308	31°34'16" S / 68°25'16" W	SAN JUAN	SAN JUAN
SAN LUIS	(0266) 444-0025	33°16' S / 66°21' W	SAN LUIS	SAN LUIS
SAN RAFAEL	(0260) 442-0871	34°35'48" S / 68°23'25" W	SAN RAFAEL	MENDOZA
SANTIAGO DEL ESTERO	(0385) 434-2208/09	27°46'31" S / 64°18'56" W	SANTIAGO DEL ESTERO	SANTIAGO DEL ESTERO
TUCUMAN	(0381) 426-1290	26°51' S / 65°06' W	TUCUMAN	TUCUMAN
VILLA REYNOLDS	(02657) 43-6386	33°43'54" S / 65°23'12" W	VILLA REYNOLDS	SAN LUIS
BAHIA BLANCA	(0291) 486-0808	38°43' 38" S / 62°09' 12" W	BAHIA BLANCA	BUENOS AIRES
GENERAL PICO	(02302) 43-5028/43-6778	35°41'15" S / 63°44' 30" W	GENERAL PICO	LA PAMPA
LA PLATA	(0221) 486-0083	34°58'05" S / 57°54' W	LA PLATA	BUENOS AIRES
MAR DEL PLATA	(0223) 474-8030	37°55'47" S / 57° 34' 35" W	MAR DEL PLATA	BUENOS AIRES
SAN FERNANDO	(011) 4714-5470/4519-9787	34°27'09" S / 58°35'18" W	SAN FERNANDO	BUENOS AIRES
SANTA ROSA	(02954) 43-3279	36°34'42" S / 64°16'23" W	SANTA ROSA	LA PAMPA
TANDIL	(0249) 444-0883 / 44-0887	37°14'32" S / 59°13'37" W	TANDIL	BUENOS AIRES
VIEDMA	(02920) 42-7887	40°52'85" S / 62°59'52" W	VIEDMA	RIO NEGRO

**Dirección de aviación y Aero-plantas.

ANEXO 12

AGUAS

INDUSTRIAL:

CAPACIDAD OPERATIVA 4000 M³/H

DEMANDA 1300 M³/H

POTABLE:

CAPACIDAD OPERATIVA 100 M³/H

DEMANDA 70 M³/H

DESMINERALIZADA:

CAPACIDAD OPERATIVA 700 M³/H

DEMANDA 600 M³/H

CIRCUITOS DE AGUA DE REFRIGERACIÓN

CENTRAL I:

CAPACIDAD DE BOMBEO:

5 ELECTROBOMBAS 3.500 M³/H.

4 TURBOBOMBAS 6.000 M³/H.

PRESIÓN DE DESCARGA : 5 KG/CM²

CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO:

1 TORRE MARCA HAMON 18.000 M³/H.

6 CELDAS 3.000 M³/H.

1 TORRE MARCA BALCKE 12.000 M³/H.

4 CELDAS 3.000 M³/H.

DELTA DE TEMPERATURA: 10 °C

CENTRAL II:

CAPACIDAD DE BOMBEO:

1 ELECTROBOMBAS 11.000 M³/H.

3 TURBOBOMBAS 11.000 M³/H.

PRESIÓN DE DESCARGA: 4,5 KG/CM²

CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO:

1 TORRE MARCA HAMON 15.000 M³/H.

6 CELDAS 2.500 M³/H.

1 TORRE MARCA EXIBRO 12.000 M³/H.

6 CELDAS 2.000 M³/H.

DELTA DE TEMPERATURA: 10 °C

AUMENTO CONVERSIÓN:

CAPACIDAD DE BOMBEO:

2 ELECTROBOMBAS 6000 M³/H.

1 TURBOBOMBAS 6000 M³/H.

PRESIÓN DE DESCARGA : 4,5 KG/CM²

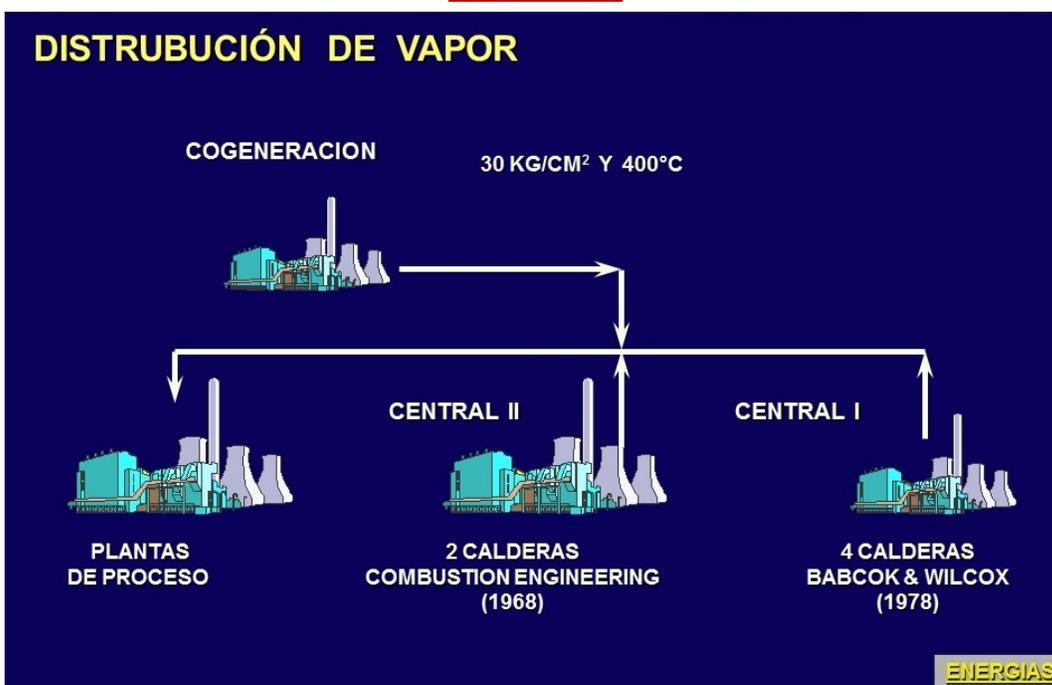
CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO:

1 TORRE MARCA HAMON 12.000 M³/H.

6 CELDAS 2.500 M³/H.

DELTA DE TEMPERATURA: 10 °C

ANEXO 13



GENERACION DE VAPOR

CAPACIDAD OPERATIVA :

CALDERAS:		1100 TN/H
CALDERETAS DE RECUPERACIÓN		800 TN/H
V/ALTA		25 TN/H
V/MEDIA		75 TN/H

COGENERADOR: 200 TN/H

DEMANDA:

620 TN/H

GENERACIÓN PROPIA:

CALDERAS 320 TN/H

12 CALDERETAS DE RECUPERACIÓN 100 TN/H

CMS ENSENADA:

COGENERACIÓN 200 TN/H

CALDERAS

CENTRAL I:

BABCOCK & WILCOX

CAPACIDAD DE DISEÑO:

160 TN/H C/U

CAPACIDAD OPERATIVA:

140 TN/H C/U

TOTAL OPERATIVA:

560 TN/H

MODELO:

PFI 28-24

PRESIÓN:

32 KG/CM²

TEMPERATURA:

400 °C

RECALENTADORES:

DRENABLES

PRECALENTADOR DE AIRE:

TUBULAR

ATEMPERADOR :

SUMERGIDO

QUEMADORES:

6 FRONTALES

COMBUSTIBLES:

GAS NATURAL Y FUEL-OIL

RENDIMIENTOS:

91,88 % AL 25 % DE CARGA

92,25 % AL 50% DE CARGA

92,36 % AL 75 % DE CARGA

TEMPERATURA DE CHIMENEA:	91,50 % AL 100 % DE CARGA 160 A 200 °C
PURGA:	2 AL 4 %
CENTRAL II:	COMBUSTION ENGINEERING
CAPACIDAD DE DISEÑO:	160 TN/H C/U
CAPACIDAD OPERATIVA:	120 TN/H C/U
TOTAL OPERATIVA:	240 TN/H
MODELO:	VU-50
PRESIÓN:	32 KG/CM ²
TEMPERATURA:	400 °C
RECALENTADORES:	DRENABLES
PRECALENTADOR DE AIRE:	ROTATIVO-REGENERATIVO
LUGSTROM	
ATEMPERADOR:	EXTERNO
QUEMADORES :	8 TANGENCIALES
COMBUSTIBLES:	FUEL-OIL Y FUEL GAS
RENDIMIENTOS:	94,30 % AL 25 % DE CARGA 94,50 % AL 50% DE CARGA 93,73 % AL 75 % DE CARGA
TEMPERATURA DE CHIMENEA:	93,00 % AL 100 % DE CARGA 150 A 160 °C
PURGA:	2 AL 4 %
CALDERETAS DE RECUPERACIÓN	
VAPOR DE ALTA PRESIÓN:	PRODUCCIÓN:
C-402 DE FCC "A":	30 / 35 TN/H.
VAPOR DE MEDIA PRESIÓN:	PRODUCCIÓN:
C-403 A/B DE FCC "A":	20,0 TN/H
C-386 DE COKE "A" :	3,2 TN/H
C-1005 A/D:	9,9 TN/H
C-1006 A/B:	4,0 TN/H
C-11 A/B/C/D:	10,0 TN/H
C-502:	2,4 TN/H
FA-101:	10,0 TN/H

ANEXO 14

FLUJO ANUAL DE FONDOS DESCONTADOS [U\$D] SIN FINANCIAMIENTO	AÑOS										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
+ Ingresos	0	141426133	164997155	188568177	212139199	235710221	235710221	235710221	235710221	235710221	235710221
- Ingresos Brutos (6%)	-	-8485568	-9899829	-11314091	-12728352	-14142613	-14142613	-14142613	-14142613	-14142613	-14142613
Ingresos Totales	-	132940565	155097325	177254086	199410847	221567608	221567608	221567608	221567608	221567608	221567608
- Costos Totales	-	116427773	135436209	154444644	173453080	192461516	192461516	192461516	192461516	192461516	192461516
- Amortizacion (6,67 % Activo Fijo)	-	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215
Utilidad Bruta	-	13415577	16563902	19712227	22860552	26008877	26008877	26008877	26008877	26008877	26008877
- Impuesto a la Ganancia (35% de la Utilidad Bruta)	-	4695452	5797366	6899280	8001193	9103107	9103107	9103107	9103107	9103107	9103107
Utilidad Neta	-	8720125	10766536	12812948	14859359	16905770	16905770	16905770	16905770	16905770	16905770
+ Amortizacion (6,67 % Activo Fijo)	-	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215
- Inversion de Capital Fijo	-46435002	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
- Capital de Trabajo	-15160686	0	0	0	0	0	0	0	0	0	15160686
Flujo de Fondos	-61595688	11817340	13863751	15910162	17956574	20002985	20002985	20002985	20002985	20002985	35163671
Flujo Descontado	-61595688	13428795	17902571	23346759	29942826	37903686	43072371	48945876	55620313	63204902	126260494

FLUJO ANUAL DE FONDOS DESCONTADOS [U\$D] CON FINANCIAMIENTO	AÑOS										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
+ Ingresos	0	141426133	164997155	188568177	212139199	235710221	235710221	235710221	235710221	235710221	235710221
- Ingresos Brutos (6%)	-	-8485568	-9899829	-11314091	-12728352	-14142613	-14142613	-14142613	-14142613	-14142613	-14142613
Ingresos Totales	-	132940565	155097325	177254086	199410847	221567608	221567608	221567608	221567608	221567608	221567608
- Costos Totales	-	116427773	135436209	154444644	173453080	192461516	192461516	192461516	192461516	192461516	192461516
- Amortizacion (6,67 % Activo Fijo)	-	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215
Utilidad Bruta	-	13415577	16563902	19712227	22860552	26008877	26008877	26008877	26008877	26008877	26008877
- Impuesto a la Ganancia (35% de la Utilidad Bruta)	-	4695452	5797366	6899280	8001193	9103107	9103107	9103107	9103107	9103107	9103107
Utilidad Neta	-	8720125	10766536	12812948	14859359	16905770	16905770	16905770	16905770	16905770	16905770
+ Amortizacion (6,67 % Activo Fijo)	-	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215	3097215
- Inversion de Capital Fijo	-46435002	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
- Capital de Trabajo	-15160686	0	0	0	0	0	0	0	0	0	15160686
- Pago de Deudas	0	2862783	2862783	2862783	2862783	2862783	2862783	2862783	2862783	2862783	2862783
Flujo de Fondos	-61595688	8954557	11000968	13047379	15093791	17140202	17140202	17140202	17140202	17140202	20002985
Flujo Descontado	-61595688	10175633	14205796	19145877	25169097	32478994	36907948	41940850	47660057	54159156	71823752

ANEXO 15

Simulaciones

En el siguiente anexo se detallan los reportes de las simulaciones de procesos mediante el software PROII realizadas para la realización de este proyecto. Además de los reportes en el CD entregado al DPTO de INGENIERIA QUIMICA de la universidad UTN FRLP se deja las simulaciones.

ANEXO 16

PLANIMETRIA

Plano N° 1.....	Diagrama de Flujo de Proceso
Plano N° 2.....	Nomensclatura y otros
Plano N° 3.....	Plot Plan
Plano N° 4.....	Plano Isometrico de la bomba J-7002 A/B
Plano N° 5.....	Diagrama de Cañerías e Instrument

