

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA PRODUCIR PROPANO-PROPILENO DE ALIMENTACIÓN A UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO GRADO POLÍMERO

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Nasif P., Mariam
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2013

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA PRODUCIR PROPANO-PROPILENO DE ALIMENTACIÓN A UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO GRADO POLÍMERO

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Leonardo Oropeza.

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Edgar Alfonso.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Nasif P., Mariam
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

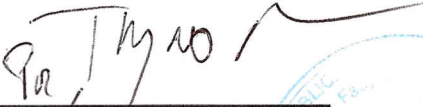



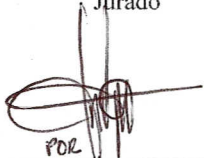
Caracas, 2013

Caracas, Abril de 2013

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Mariam Nasif Pecchinenda, titulado:

**“CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE
DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA PRODUCIR
PROPANO-PROPILENO DE ALIMENTACIÓN A UNA PLANTA
DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO GRADO POLÍMERO”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.

 _____ Prof. Humberto Kum Jurado		 _____ Prof. Luis García Jurado
 _____ Prof. Leonardo Oropeza Tutor Académico		 _____ Ing. Edgar Alfonso Tutor Industrial



Facultad de Ingeniería



Universidad Central de Venezuela

ACTA MENCIÓN HONORÍFICA

Los abajo firmantes, miembros del jurado examinador del Trabajo Especial de Grado para optar al Título de Ingeniero Químico presentado por la Br. **MARIAM NASIF**, cuyo título es **"CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA PRODUCIR PROPANO-PROPILENO DE ALIMENTACIÓN A UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO GRADO POLÍMERO"** queremos dejar constancia del excelente trabajo realizado, ya que el mismo en cuanto a su impecable ejecución y presentación, ameritó que se le asignara la calificación máxima de veinte puntos (20).

Asimismo, hemos decidido concederle **MENCIÓN HONORÍFICA** por ser un trabajo innovador en el área de Diseño de Plantas, cuyo contenido superó las expectativas planteadas, abarcando minuciosamente todos los puntos referentes a una Ingeniería Conceptual y que representa un aporte desde el punto de vista técnico ya que se pudo demostrar que en Venezuela somos capaces de innovar y crear Procesos, hasta generar patentes. Adicionalmente, la bachillera demostró que se compenetró con el tema y utilizó todas las herramientas y conceptos relacionados en el área. Además, el trabajo presentado es considerado de alto nivel y va más allá de lo establecido en los requerimientos de trabajos de Pregrado.

Dado en Caracas, a los catorce días del mes de junio del año dos mil trece.

Prof. Luis García
Jurado Principal

Ing. Edgar Alfonso
Tutor Industrial



Prof. Humberto Kum
Jurado Principal

Prof. Leonardo Oropeza
Tutor Académico

DEDICATORIA

Le dedico mi Trabajo Especial de Grado a mis padres, Antonieta y Raúl, por ser las personas que más amo y admiro en el mundo, porque siempre me han incentivado a ser cada vez mejor, me han brindado todo el apoyo que he necesitado y especialmente por dejarme escoger la carrera en la cual soy feliz.

AGRADECIMIENTO

Agradezco con todo mi corazón a la Ilustre Universidad Central de Venezuela, por brindarme una formación impecable para convertirme en una profesional.

Al Ing. Edgar Alfonso por ofrecerme el tema dedicado a este Trabajo Especial de Grado, así como agradezco su dedicación y sus invaluable horas invertidas en revisiones, orientación y apoyo técnico, además de permitirme la entrada a la prestigiosa empresa *inelectra* que no deja de brindarme conocimientos y experiencia laboral.

Al Prof. Leonardo Oropeza quien desarrolló excelentemente su rol de tutor académico y por demostrar que más que un profesor es un amigo.

A la persona más influyente en mi carrera, el prof. Humberto Kum, por su incondicional apoyo y consejo en todo momento. Y a los profesores Luis García, Andrés Rosales y Johliny Casanova por su generosa ayuda.

A mis padres, a mi hermana Elea, a mi cuñado Jorge y a mi mejor amigo David Camejo por su cariño, ayuda y comprensión.

A mis amigos Leonardo Saggiomo, Marly Ochoa y Luis García por hacer divertidos mis días de tesista.

A todo el equipo de *inelectra* por su ayuda incondicional y por el bondadoso recibimiento en la empresa. Entre ellos quisiera destacar a los Ing. Marcos Gonzales, Noé Rincón, Luciano Moscianese, José Soto, Carmelo Trezza, José Sánchez, Rafael Estrella, Gerardo Salazar y Eddie Sierra, quienes me enseñaron conocimientos valiosos en el oficio.

Y al más importante de todos, a Dios, por haberme permitido esta oportunidad y por guiarme todos los días de mi vida.

Nasif P., Mariam

**CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE
DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA PRODUCIR
PROPANO-PROPILENO DE ALIMENTACIÓN A UNA PLANTA
DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO GRADO POLÍMERO**

**Tutor Académico: Prof. Leonardo Oropeza. Tutor Industrial: Ing. Edgar
Alfonso.**

**Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
Año 2013, 225p.**

Palabras Claves: Deshidrogenación, Mezcla Propano-Propileno, Proceso Oleflex, Catalizadores, Catalizador de Platino, Reactor de Lecho Móvil, Plantas de Producción de Propileno.

Resumen. La deshidrogenación de propano para producir propileno a escala comercial es un proceso licenciado desarrollado por diversas empresas y aplicado en muchos países del mundo; sin embargo, en Venezuela esta práctica aún no ha sido considerada, sino que el propileno requerido es importado. En el presente Trabajo Especial de Grado se realizó el diseño conceptual de una Unidad de Deshidrogenación de Propano, basada en el Proceso Oleflex, que fue la tecnología con mayores ventajas luego de haber aplicado una matriz de selección. Dicha Unidad tendría como objetivo producir una corriente de mezcla de propano propileno, que se requiere como parte de la alimentación de una planta separadora de propano propileno, que surtirá de propileno grado polímero como materia prima a otra planta de producción de polipropileno. El proceso de la Unidad conceptualizada consiste en una columna despropanizadora para acondicionar la alimentación, un set de cuatro reactores catalíticos de lecho móvil en serie, con hornos de inter-etapas y un tren de compresión para la recuperación de los productos deseados. Mediante el empleo de programas comerciales de simulación de procesos, se obtuvieron las dimensiones de los equipos requeridos para llevar a cabo este proceso, y a partir de éstas se elaboró un análisis de costos clase IV, el cual arrojó como resultado que la inversión total del capital fijo es de alrededor de 50 millones de dólares. Este estudio permitió verificar que es más ventajosa la construcción de la nueva Unidad que continuar con la importación del propileno como materia prima, visto que dicha inversión se recupera en año y medio.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	3
I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
I.2 ANTECEDENTES	5
I.3 OBJETIVOS	9
I.3.1 Objetivo General	9
I.3.2 Objetivos Específicos	9
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	10
II.1 Hidrocarburos	10
II.2 Deshidrogenación de Parafinas	12
II.3 Catalizadores	15
II.4 Tecnologías Disponibles para el Proceso de Deshidrogenación de Propano..	24
II.5 Equipos Involucrados en el Proceso de Deshidrogenación de Propano	25
II.6 Herramientas Utilizadas para la Conceptualización de la Unidad	42
II.7 Estimación de Costos	44
CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO	46
III.1 Inicio del Proyecto y Revisión Bibliográfica	46
III.2 Análisis de Alternativas y Selección de la Tecnología	47
III.3 Definición de las Bases de Diseño	48
III.4 Desarrollo de la Simulación del Proceso	50
III.5 Diseño de los Equipos Principales	54
III.6 Generación del Balance de Masa	72
III.7 Generación del Diagrama de Flujo del Proceso	73
III.8 Desarrollo del Análisis de Costos	75

CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	81
CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	96
V.1 CONCLUSIONES	96
V.2 RECOMENDACIONES	97
CAPÍTULO VI. BIBLIOGRAFÍA	98
ANEXO N°1	101
ANEXO N°2	141

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de Bloques del Proceso de Producción de Polipropileno Grado Homopolímero.	4
Figura 2. Conversión de equilibrio para la deshidrogenación de algunas parafinas a presión atmosférica. (Encyclopaedia of Hydrocarbons, 2005).	13
Figura 3. Temperaturas requeridas para alcanzar 10 y 40% de conversión de algunas parafinas a presión atmosférica. (Bhasin, M. et al., 2001).....	13
Figura 4. Estructura de un catalizador sólido.....	15
Figura 5. Pasos de una Reacción Catalítica (Fogler, H., 2001).	16
Figura 6. Secuencias de las Reacciones que se llevan a cabo en los Catalizadores de Platino (Bhasin, M. et al., 2001).....	17
Figura 7. Evolución de los iones Cr^{3+} en el tiempo de vida de un catalizador de óxido de cromo soportado en alúmina. (Encyclopaedia of Hydrocarbons, 2005).	23
Figura 8. Esquema Interno de los Reactores de Flujo Radial. (Romero, T., 2012)	27
Figura 9. Esquema de una Destilación Continua.	28
Figura 10. Tipos de Flujo de un Intercambiador de Calor.	30
Figura 11. Tipos de Intercambiadores.....	33
Figura 12. Secciones y Componentes de un Horno.	34
Figura 13. Esquema de los Internos de una Bomba Centrífuga.....	35
Figura 14. Proceso de Compresión Multietapas.	38
Figura 15. Especificación de una Corriente en PRO/II®.....	51
Figura 16. Esquema de la Simulación en el Programa PRO/II®.....	52
Figura 17. <i>Block Diagram</i> en la interfaz de PRO/II®.	53

Figura 18. Ventana para la Especificación de Columnas de Destilación en PRO/II®.....	55
Figura 19. Interfaz del programa “Diseño de Separadores” Versión 1.0.....	57
Figura 20. Esquema del Set de Reacción Introducido en el Simulador Aspen Plus®.....	59
Figura 21. Especificación del Paquete de Reacción en Aspen Plus®.....	63
Figura 22. Especificación del Equilibrio de la Reacción Principal en Aspen Plus®.....	63
Figura 23. Interfaz del Simulador HTRI <i>Xchanger Suite</i> ® para los Datos de Entrada.....	65
Figura 24. Diseño de Bombas a través del Programa “Cálculos Hidráulicos”.....	69
Figura 25. Diagrama para la Selección del Tipo de Compresor.....	70
Figura 26. Esquema de un Compresor Multietapas en el Simulador PRO/II®.....	71
Figura 27. Ventana de Reporte.....	72
Figura 28. Organización de las Propiedades de las Corrientes Según Formato de Balance de Masa y Energía.....	73
Figura 29. Índices CEPCI desde el año 2003 hasta el 2011.....	77
Figura 30. Estimación del Costo de una Columna.....	77
Figura 31. Estimación de Costos de los Recipientes.....	78
Figura 32. Estimación de Costos de Intercambiadores de Calor.....	78
Figura 33. Estimación de Costos de las Bombas.....	79
Figura 34. Estimación del Costo del Compresor.....	79
Figura 35. Esquema 3D del <i>Enfriador de Butanos</i> E-101.....	88
Figura 36. Esquema 3D del <i>Pre calentador del Horno</i> E-104.....	89
Figura 37. Diseños de los Recipientes de la Unidad.....	90
Figura 38. Resultados de la Bomba P-101 A/B en el Programa “Cálculos Hidráulicos”.....	91

Figura 39. Proceso Analítico Jerárquico AHP. (<i>inelectra</i> , 2003).	104
Figura 40. Diagrama de Flujo del Proceso Oleflex de UOP. (SRI Consulting, 2008).	109
Figura 41. Diagrama de Flujo del Proceso Catofin de ABB Lummus (SRI Consulting, 2008).	111
Figura 42. Diagrama de Flujo del Proceso STAR de Phillips Petroleum (SRI Consulting, 2008).	113
Figura 43. Diagrama de Flujo del Proceso FBD-3 de Yarsintez/Snamprogetti (SRI Consulting, 2008).	114
Figura 44. Esquema del CCR utilizado en el Proceso Oleflex. (Bhasin M. et all, 2001).	130
Figura 45. Configuración del ciclo del sistema de cinco reactores del Proceso Catofin.	133
Figura 46. Relación entre la conversión y la temperatura en cada reactor en el Proceso Oleflex.	136
Figura 47. Diferencia entre la temperatura a la entrada de un solo reactor y un multi-etapas.	136
Figura 48. Perfil de la Temperatura de los distintos Tipos de Reactores propuestos por las Tecnologías.	137
Figura 49. Ubicación geográfica de la Unidad de Deshidrogenación de Propano....	145
Figura 50. Diagrama de Bloques de la Unidad de Deshidrogenación de Propano. ..	148
Figura 51. Dirección Predominante del Viento para CRP-Cardón. (PDVSA)	150

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Procesos catalíticos comerciales para la deshidrogenación de parafinas livianas. (Calderón, C. et al., 2001).	7
Tabla 2. Propiedades del Propileno.....	11
Tabla 3. Cuadro Comparativo entre las Tecnologías Existentes para el Proceso de Deshidrogenación de Propano (Airaksinen, S. 2005).	24
Tabla 4. Clasificación para Estimados de Costos (<i>inelectra</i> , 2012).	45
Tabla 5. Escalamiento de Equipos (SRI Consulting, 2008).....	76
Tabla 6. Desglose de la Inversión Total del Capital.	80
Tabla 7. Criterios, Subcriterios y Ponderación para la Evaluación de Alternativas. ..	82
Tabla 8. Calificaciones Finales de las Alternativas en la Matriz de Selección de Tecnología.....	82
Tabla 9. Productos Secundarios de la Unidad.....	82
Tabla 10. Condiciones, Propiedades y Composición de Diseño de la Corriente de Producto Principal de la Unidad.	84
Tabla 11. Condiciones y Composición de Diseño de los Butanos de Subproductos.....	85
Tabla 12. Condiciones y Composición de Diseño del Gas Combustible de Subproducto.	85
Tabla 13. Condiciones y Composición de Diseño del Hidrógeno de Subproducto....	86
Tabla 14. Dimensiones de los Recipientes de la Unidad.	89
Tabla 15. Datos de Diseño de las Bombas de la Unidad.	91
Tabla 16. Costos de Algunos Equipos por Escalamiento y Traslado en el Tiempo. ..	92
Tabla 17. Costos de los Equipos Individuales para el Año 2012 (<i>inelectra</i> , 2012)....	93

Tabla 18. Costos Total de todos los Equipos.....	93
Tabla 19. Factores y Costos de la Inversión Total del Capital.....	94
Tabla 20. Reducción del Déficit de PGP obtenido con la Construcción de la Unidad.....	95
Tabla 21. Escala de Saaty para calificar elementos comparados en pares (<i>inelectra</i> , 2009).....	105
Tabla 22. Evaluación preliminar de las alternativas.....	116
Tabla 23. Factores que diferencian a las alternativas de la lista corta.....	119
Tabla 24. Criterios y Subcriterios de Evaluación.....	123
Tabla 25. Ponderación de los criterios.....	124
Tabla 26. Ponderación de las alternativas con respecto al criterio <i>Catalizador</i>	138
Tabla 27. Ponderación de las alternativas con respecto al criterio <i>Operatividad</i>	139
Tabla 28. Ponderación de las alternativas con respecto al criterio <i>Ambiente</i>	139
Tabla 29. Calificación final de las Alternativas.....	139
Tabla 30. Composición de Diseño de la Alimentación de la Unidad.....	152
Tabla 31. Condiciones y Propiedades de la Alimentación.....	152
Tabla 32. Especificación de azufre total y Corrosión a la lámina de cobre del propano comercial.....	152
Tabla 33. Rango de Diseño Permisible de la Composición de la Corriente de Producto Requerida.....	153
Tabla 34. Composición de Diseño de la Corriente de Producto de la Unidad.....	153
Tabla 35. Condiciones de Diseño de la Corriente de Producto Principal de la Unidad.....	154
Tabla 36. Condiciones y Composición de Diseño de los Butanos de Subproductos.....	154
Tabla 37. Condiciones y Composición de Diseño del Gas Combustible de Subproducto.....	155

Tabla 38. Condiciones y Composición de Diseño del Hidrógeno de Subproducto..	156
Tabla 39. Condiciones de Vapor de Baja Presión (NPSPP).	157
Tabla 40. Condiciones del Aire de Planta (NPSPP).	157
Tabla 41. Condiciones del Aire de Instrumento (NPSPP).	157
Tabla 42. Condiciones del Agua Industrial (NPSPP).	157
Tabla 43. Calidad Referencial del Agua Industrial utilizada para el diseño de la NPSPP (PDVSA).	157
Tabla 44. Condiciones del Agua Potable (NPSPP).....	158
Tabla 45. Condiciones del Agua de Enfriamiento (NPSPP).....	158
Tabla 46. Condiciones del Agua Contra Incendio (NPSPP).....	159
Tabla 47. Condiciones del Gas Combustible (NPSPP).....	159
Tabla 48. Especificaciones del Catalizador.	160
Tabla 49. Condiciones de Operación del Catalizador.	160
Tabla 50. Condiciones de Operación de Temperatura del Nitrógeno, Tricloroetano e Hidrógeno.	161

ABREVIATURAS

Para facilitar la redacción del trabajo, se utilizan abreviaturas que sustituyen algunas expresiones que aparecen constantemente dentro del mismo. Sus significados son presentados a continuación:

BPC	Billones de Pies Cúbicos.
C.S.	Acero al Carbono.
DFP	Diagrama de Flujo de Procesos.
LHSV	<i>Liquid Hourly Space Velocity.</i>
MPP	Mezcla de Propano Propileno.
MTMA	Mil Toneladas Métricas Anuales.
NPSPP	Nueva Planta Separadora de Propano Propileno.
PGP	Propileno Grado Polímero.
PP	Polipropileno.
PPGH	Polipropileno Grado Homopolímero.
TMD	Toneladas Métricas Diarias.
S.A.	Aleación del Acero.
S.S.	Acero Inoxidable.

INTRODUCCIÓN

El gas natural es una de las más importantes fuentes de energía no renovables, formada por una mezcla de gases ligeros como metano, etano y propano, que se encuentra en yacimientos petrolíferos o exclusivamente gasíferos. En el año 2011, las reservas probadas de gas natural en Venezuela se ubicaron en 196 BPC. Esta cantidad no incluye el gas que debe ser certificado en la Faja Petrolífera del Orinoco, que, junto con el de otras zonas, llevarían al país del octavo al tercer lugar como país con mayores reservas de gas en el mundo y al primero en América Latina, según el Ente Nacional del Gas (Enagas).

Con tal cantidad de materia prima, lo más recomendable es incrementar en Venezuela proyectos para el desarrollo interno a partir del material gasífero nacional, en el área de la petroquímica, por ejemplo, para la producción de plásticos.

En la última década, los plásticos han liderizado el mundo de los materiales. La versatilidad en los procesos de transformación y su elevado número de aplicaciones hacen que el polipropileno sea la poliolefina por excelencia en todo el mundo y la que registra el mayor índice de crecimiento para la fabricación de plásticos. El consumo mundial del propileno para la síntesis de polipropileno en el año 2011 se ubicó en alrededor de 79 millones de toneladas y se espera que alcance 97,5 millones de toneladas para el 2015.

La elevada demanda del polipropileno causada por su actual popularidad ha hecho que muchos países estén en fase de construcción de plantas para la producción de esta poliolefina, como es el caso de Venezuela, en donde se proyecta construir una planta de producción de polipropileno alimentada de PGP que es producido en dos plantas separadoras de corrientes de propano-propileno provenientes del complejo refinador más importantes del país.

Sin embargo, se presume que la cantidad de PGP que se generará en las dos plantas no siempre será suficiente para cubrir con las toneladas de polipropileno que se requieren producir. De ahí surge la idea de incorporar una unidad para deshidrogenar

propano, que permita generar una cantidad adicional de MPP, de la cual generar mayor PGP, y por consiguiente, alcanzar la producción deseada de polipropileno.

El objetivo del presente Trabajo Especial de Grado fue llevar a cabo la conceptualización de dicha unidad de deshidrogenación de propano, que sería alimentada por la corriente rica en este gas, producido en una de las plantas separadoras de propano propileno, basando el esquema de su proceso en la tecnología más apropiada de las que actualmente están disponibles en el mercado. Para ello se realizó la simulación del proceso, el diseño y dimensionamiento de los principales equipos y un estimado de costos de la inversión de la unidad, para determinar de manera preliminar la rentabilidad de la construcción de la unidad propuesta o si es más ventajoso importar el PGP faltante.

El estudio consta de seis capítulos. Primero, se establecieron los fundamentos de la investigación, los objetivos y los antecedentes en el **Capítulo I**. En el **Capítulo II** se encuentran las bases teóricas que presentan los principios y conceptos en los que se basó la selección de la tecnología y el diseño de los equipos del proceso. Luego, en el **Capítulo III**, se desglosa la estrategia metodológica que fue llevada a cabo, explicando en detalle los pasos del procedimiento que se realizó para lograr los objetivos planteados. Los resultados obtenidos y su correspondiente análisis se presentan en el **Capítulo IV**, mientras que las conclusiones derivadas de dichos resultados y las recomendaciones asociadas se presentan en el **Capítulo V**. Finalmente, en el **Capítulo VI** se reportan las referencias bibliográficas de los textos, revistas y otros documentos utilizados para soportar el presente estudio. Por último, se incluyen dos anexos donde se muestran la matriz de selección de tecnología y el paquete de ingeniería conceptual realizado para la Unidad de Deshidrogenación de Propano.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Impulsado por la iniciativa de la creación del Polo Petroquímico, en Venezuela actualmente se proyecta la construcción de una planta de polipropileno grado homopolímero (PPGH) con la capacidad de producir 300 MTMA. La alimentación a esta planta será una corriente de PGP suministrada por dos plantas separadoras de propano propileno, de las cuales una es existente y la otra se prevé su construcción.

De acuerdo a estudios realizados en la empresa *inelectra*, se determinó que existe un escenario en el cual, la totalidad de la alimentación requerida para la planta de producción del PPGH no podrá ser cubierta de manera sostenida por las dos plantas separadoras de propano propileno anteriormente mencionadas. Esta situación se atribuye a que no siempre es posible asegurar la disponibilidad de la cantidad de alimentación requerida por dichas plantas, la cual consiste en una mezcla de propano propileno. En consecuencia, se ha estimado que esta situación generaría un déficit de alrededor de 71 MTMA del PGP de alimentación a la nueva planta de polipropileno y por consiguiente, no se estaría cumpliendo con la cantidad de PPGH que se proyecta producir.

Partiendo de este hecho, se propone como posible solución, cubrir dicho déficit produciendo una cantidad adicional de MPP que complete la alimentación a la nueva planta separadora (NPSPP), a partir de una corriente rica en propano que se generará como subproducto de esta misma planta.

Como es sabido, una de las vías tradicionales para obtener olefinas es a través del proceso de craqueo catalítico de gasóleos en las refinerías; sin embargo, en el presente Trabajo Especial de Grado se plantea utilizar una tecnología alterna que permita la obtención del propileno a partir del procesamiento directo de su correspondiente parafina.

De la revisión del material bibliográfico, se identificaron varias alternativas del proceso de deshidrogenación de parafinas livianas propuestas por diversos licenciantes que podían ser consideradas para cubrir con el objetivo principal de este trabajo. Sin embargo, la esencia del trabajo no es buscar la adquisición de una tecnología licenciada, sino proponer un proceso a partir de un diseño propio basado en la estructura del proceso licenciado más eficiente, dándole así un valor agregado al desarrollo tecnológico del país.

En base a este escenario, se planteó conceptualizar la primera Unidad de Deshidrogenación de Propano en Venezuela para producir una cantidad de MPP adicional que permita reducir, parcialmente o en su totalidad, el déficit de alimentación antes indicado para la planta de PPGH. De esta manera, el esquema de producción de PPGH que se plantea quedaría como que se muestra en la Figura 1.

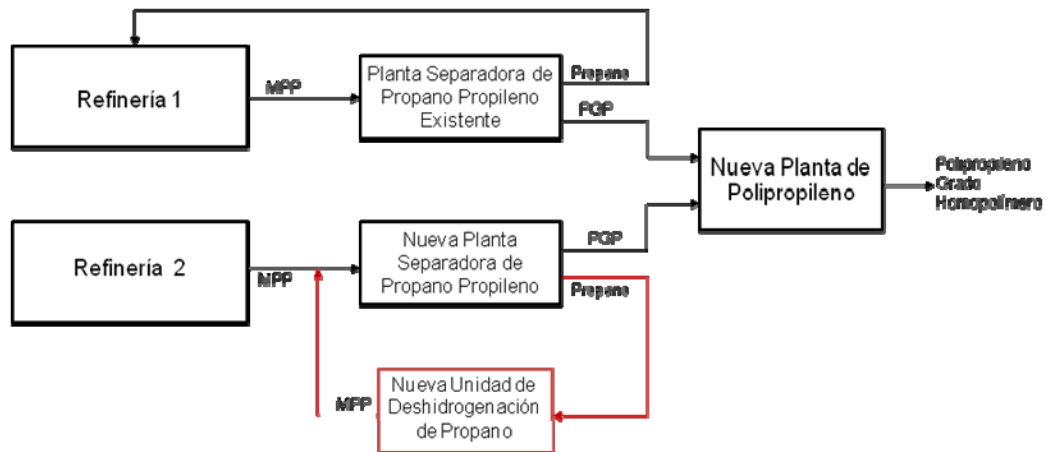


Figura 1. Diagrama de Bloques del Proceso de Producción de Polipropileno Grado Homopolímero.

La conceptualización de la Unidad incluyó el análisis y la selección de la tecnología licenciada más conveniente en la cual basar el diseño propio del proceso de dicha Unidad, la definición de las bases de diseño, la simulación del proceso, el dimensionamiento de los equipos más importantes, el establecimiento de la filosofía básica de operación y control de la Unidad, la preparación de los Diagramas de Flujo del Proceso y el estimado de costos de la inversión del capital inicial.

I.2 ANTECEDENTES

Desde hace varios años, la deshidrogenación del propano ha creado gran interés en el área de la petroquímica, por lo que se han desarrollado numerosos estudios sobre este proceso, los cuales hicieron posible la conceptualización de la Unidad de Deshidrogenación de Propano, a partir de los datos e información contenidos en trabajos de diferentes autores, siendo los más influyentes para este Trabajo Especial de Grado los que se presentan a continuación.

➤ Estudios de la reacción y su cinética.

En 1996, Loc, L., Gaidai, N., Kiperman, S. y Thoang, H. estudiaron la cinética de las reacciones de deshidrogenación de propano y n-butano en presencia de un catalizador de platino sobre una base de alúmina. Sus resultados proporcionaron un modelo cinético para las reacciones nombradas.

En el año 2008, Lobera, M., Tellez, C., Herguido, J. y Menendez, M. desarrollaron otro modelo cinético de la deshidrogenación del propano usando un catalizador de platino con base de alúmina y promotores de estaño y potasio.

En 2011, Chin, S., Radzi, S., Maharon, I. y Shafawi M., como parte de su trabajo experimental denominado *Kinetic model and Simulation Analysis for Propane Dehydrogenation in an Industrial Moving Bed Reactor*, simulaban el comportamiento del reactor de lecho móvil de una Planta de Deshidrogenación de Propano utilizando los modelos cinéticos desarrollados en 1996 y en 2008 respectivamente y teniendo como premisa que dicho reactor se comportaba como un reactor de flujo pistón. Se encontró que el modelo que presentaba menores desviaciones con respecto a los datos de la planta comercial era el obtenido en el trabajo antes mencionado de Loc, L. et al. (1996) ya que proporcionaba mejores predicciones de las composiciones de las corrientes de los reactantes y productos a la salida del reactor. En este trabajo también se estudió el efecto de la temperatura a la entrada del reactor y el efecto de la relación molar hidrógeno/hidrocarburo en la alimentación; se verificó que altas temperaturas

con baja relación hidrógeno/hidrocarburo en la alimentación ocasionan el desplazamiento del equilibrio de la reacción hacia los productos, obteniéndose un mayor rendimiento del propileno, aunque las temperaturas altas también favorecen la formación de productos colaterales. Su conclusión fue que para una presión de entrada al reactor menor que 1,50 bar, la temperatura óptima debe estar comprendida entre 630° y 650°C, con una relación molar de hidrógeno/hidrocarburo por debajo de 0,60.

En el 2010, Sahebdehfar, S. y Tahriri, F. publicaron en el Diario Iraní de Ingeniería Química un artículo titulado *Dehydrogenation of Propane to Propylene Over Pt-Sn/Al₂O₃ Catalysts: The influence of operating conditions on product selectivity*. En dicho artículo presentaron los resultados de sus pruebas, las cuales consistieron en alterar las condiciones de operación de un reactor de cuarzo de lecho fijo de un catalizador de Pt-Sn/Al₂O₃. Los resultados mostraron que la actividad de reacciones colaterales depende fuertemente de las condiciones de operación. La distribución de los productos demostró que la ruptura o craqueo del enlace simple C-C del propano ocasiona la formación de hidrocarburos más livianos producto de dicho craqueo. A mayor tiempo de corrida observaron que, como efecto beneficioso de la deposición de coque sobre los sitios activos de platino, se incrementaba la selectividad del propileno a expensas de la conversión de propano. De igual forma, a menores temperaturas y mayores relaciones molares hidrógeno/hidrocarburo permitieron mayor selectividad hacia el propileno a expensas de una menor conversión de propano.

➤ Estudios sobre los catalizadores de deshidrogenación.

Daniel Resasco, de la Universidad de Oklahoma publicó en el año 2000 un trabajo de investigación titulado *Dehydrogenation by Heterogeneous Catalysts: Encyclopedia of Catalysts*, en el cual presentó su estudio sobre la química involucrada en las reacciones de deshidrogenación de alcanos, especificando el efecto de la estructura y composición del catalizador sobre las propiedades del mismo. Además, profundizó sobre los catalizadores de deshidrogenación, describiendo el mecanismo de reacción, la cinética, el efecto de la adición de promotores sobre la actividad, selectividad y

estabilidad del catalizador, la metodología para la preparación de dicho catalizador, su estructura y composición, su desactivación y su regeneración, así como las industrias que lo utilizan.

En el 2001, Bhasin, M., McCaina J., Vora B., Imai T. y Pujadó P. publicaron su estudio titulado *Dehydrogenation and oxydehydrogenation of paraffins to olefins*, en el cual describieron la historia, el comportamiento, los beneficios y las propiedades de los catalizadores de cromo/alúmina y de los catalizadores de metales nobles. Asimismo, mostraron las reacciones colaterales que ocurren en el proceso de deshidrogenación de parafinas livianas, el rol de los catalizadores sobre el proceso, la importancia del suministro del calor de reacción y los diferentes modos de operación que existen para este proceso.

➤ Estudios en la producción comercial del propileno.

Los investigadores Calderón, C., Rebollar, M., Valenzuela, M. A. y Salmones, J., como parte de su trabajo experimental titulado *Catalizadores de Pd soportados en óxidos mixtos Al-Mg: Síntesis, caracterización y actividad*, publicado en el año 2001 en la Revista de la Sociedad Química de México, realizaron un estudio sobre la producción mundial de propileno, a través del cual constataron que para el año de su realización se habían utilizado o estaban en vías de desarrollo cinco procesos catalíticos para la deshidrogenación de alcanos, los cuales aún se mantienen en vigencia. La diferencia fundamental entre estos procesos se basa en algunos casos en el tipo de reactor empleado y en otros en el tipo de catalizador utilizado, tal y como se muestra en la Tabla 1.

Tabla 1. Procesos catalíticos comerciales para la deshidrogenación de parafinas livianas. (Calderón, C. et al., 2001).

Proceso	Compañía	Tipo de Reactor	Catalizador
STAR	Phillips	Lecho Fijo	Pt / ZnAl ₂ O ₄
Catofin	ABB Lummus	Lecho Fijo	Cr ₂ O ₃ / Al ₂ O ₃
Oleflex	UOP	Lecho Móvil	Pt / Al ₂ O ₃
Linde-BASF	Linde y BASF	Lecho Fijo	Cr ₂ O ₃ / Al ₂ O ₃
Snamprogetti - Yarsintez	Snamprogetti	Lecho Fluidizado	Cr ₂ O ₃ / Al ₂ O ₃

En el año 2010, Amaloea Quintero de la Universidad Simón Bolívar de Caracas, publicó el Informe de su Pasantía Industrial, la cual consistió en desarrollar un modelo de simulación en estado estacionario en Aspen Plus® de una planta de deshidrogenación catalítica de propano que sería instalada en el Complejo José Antonio Anzoátegui en Venezuela. Para ello identificó las condiciones de operación de los equipos principales y seleccionó el modelo termodinámico de Redlich-Kwong-Soave para realizar la simulación con los datos que le fueron suministrados por la empresa. Como resultado obtuvo que el modelo termodinámico utilizado para el desarrollo de la simulación en Aspen Plus® es apropiado para sistemas con compuestos no polares, como es el caso de los hidrocarburos y que el modelo de simulación en estado estacionario representó fielmente el proceso de la planta de deshidrogenación catalítica para la producción de propileno a partir de propano pues los resultados arrojados por la simulación tuvieron la mínima desviación en cuanto a los datos de la composición de la corriente de producto esperada.

Durante el año 2011, la empresa consultora *inelectra* se realizó el estudio de la factibilidad y la ingeniería conceptual de un Nuevo Fraccionador de Propano-Propileno alimentado por una corriente de refinería compuesta por una mezcla de propano propileno con la finalidad de producir PGP que constituiría la corriente de alimentación a una planta de producción de PPGH. Con la ayuda de la simulación del proceso que se realizó utilizando el software comercial Aspen Hysys®, se caracterizó la corriente de propano que se generó como subproducto y además se determinó que en ciertos escenarios la corriente de PGP no sería capaz de generar de manera sostenida la cantidad de carga necesaria para cubrir la capacidad requerida por la planta productora de polipropileno. Este hecho originó la idea de deshidrogenar la corriente de propano que se obtiene como subproducto del Nuevo Fraccionador y producir una mezcla adicional de propano propileno que se alimentaría al mismo fraccionador para producir una mayor cantidad de PGP y cubrir con el déficit en la alimentación de la planta productora de polipropileno. La conceptualización de esta idea constituye precisamente el objetivo central del presente Trabajo Especial de Grado.

I.3 OBJETIVOS

En base a la información presentada, en este trabajo de investigación se plantea los objetivos que se indican a continuación:

I.3.1 General

Realizar la conceptualización de una Unidad de Deshidrogenación de Propano usando como alimentación una corriente de propano proveniente de una Planta Separadora de Propano Propileno, con el objeto de obtener como producto una mezcla de propano propileno que será realimentada a dicha Planta.

I.3.2 Específicos

- 1) Analizar y seleccionar la tecnología más conveniente para el proceso de deshidrogenación de propano mediante la ejecución de una Matriz de Selección de Tecnología.
- 2) A partir de la tecnología seleccionada, establecer el esquema del proceso de la Unidad de Deshidrogenación, en conjunto con las bases de diseño de la misma.
- 3) Realizar la simulación del proceso de la Unidad de Deshidrogenación utilizando como herramienta un software de simulación comercial.
- 4) Realizar el diseño y dimensionamiento de los principales equipos de la Unidad, incluyendo el reactor catalítico de deshidrogenación, además de generar los Diagramas de Flujo del Proceso y establecer la filosofía básica de operación y control de la Unidad.
- 5) Realizar el estimado de costos pertinente a la fase de ingeniería conceptual.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En este capítulo se presenta un conjunto de conceptos básicos necesarios para el entendimiento de los aspectos involucrados en el desarrollo de este proyecto.

II.1 Hidrocarburos.

Los hidrocarburos son compuestos orgánicos cuya estructura molecular consiste en una cadena de átomos de carbono a los que se unen los átomos de hidrógeno. Esta cadena de carbonos puede ser lineal o ramificada, abierta o cerrada. En base a su estructura molecular se dividen en saturados, es decir, cuando todos sus carbonos tienen cuatro enlaces simples, e insaturados cuando presentan al menos un enlace doble o triple entre dos o más átomos de carbono.

Las parafinas, también conocidas como alcanos, son hidrocarburos saturados de cadenas abiertas y de estructura lineal o ramificada, que contienen sólo enlaces carbono-hidrógeno y enlaces simples de carbono-carbono. Su fórmula general es C_nH_{2n+2} . Son relativamente estables y constituyen la mayor parte del petróleo y del gas natural (Kum, H., 2011). El propano es una parafina gaseosa en condiciones ambientales. Su fórmula química es C_3H_8 , lo que quiere decir que su cadena lineal está conformada por tres átomos de carbono y ocho átomos de hidrógeno. El propano se suele obtener del gas natural o de los gases de los procesos del craqueo producidos en las refinerías. Se utiliza principalmente como combustible y en la industria petroquímica como materia prima para la producción de propileno.

Por otra parte, las olefinas son hidrocarburos de cadenas abiertas lineales o ramificadas que presentan un déficit de hidrógeno (insaturados). Generalmente están acompañadas por sus respectivas parafinas, es decir, el hidrocarburo saturado lineal con la misma cantidad de carbonos pero con enlaces simples, porque son muy difíciles de separar debido a que tienen puntos de ebullición muy parecidos.

El propileno es una olefina muy volátil compuesta por una cadena de tres carbonos con un doble enlace, por lo que su fórmula química es C_3H_6 . El propileno, al igual que el etileno, son las materias primas básicas en la producción de polímeros. La mayor parte de propileno que se consume en la industria petroquímica se utiliza en la producción de polipropileno y glicol. El propileno se obtiene principalmente por desintegración térmica de propano y nafta, del craqueo catalítico de gasóleos al vacío y mediante la deshidrogenación catalítica del propano. En la Tabla 2 se presentan algunas propiedades que caracterizan a este compuesto.

Tabla 2. Propiedades del Propileno.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Peso Molecular	kg/kmol	42,08
Pto. de Ebullición	°C a 1,01 bar	-47,7
Presión de Vapor	bar a 25°C	15,70
Capacidad Calorífica	KJ/Kg.°C	1,53
Solubilidad en Agua	mg/L a 25°C	200

El propileno es vendido en el mercado bajo diferentes nombres en función de su pureza: grado refinería, grado químico y grado polímero. El propileno grado polímero (PGP) es una especificación del propileno correspondiente a una concentración molar de 99,5% mínimo de pureza en propileno, con un máximo de 0,5% de propano, mas trazas de otros compuestos como metano, etano, etileno, compuestos sulfurados e hidrógeno, entre otros.

A partir de la polimerización del PGP se obtiene el polipropileno (PP), el cual es un polímero vinílico termoplástico, parcialmente cristalino que pertenece al grupo de las poliolefinas y es utilizado en una amplia variedad de aplicaciones. Existen dos especificaciones del polipropileno: la primera es cuando el polímero contiene exclusivamente monómeros de propileno a lo largo de su cadena polimérica, conocido como polipropileno grado homopolímero (PPGH), y la segunda es cuando se le agrega entre un 5 y un 30% de etileno en la polimerización, obteniéndose un copolímero de mayor resistencia al impacto que el PPGH.

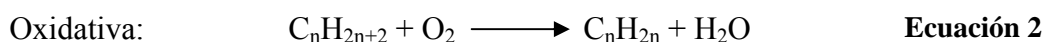
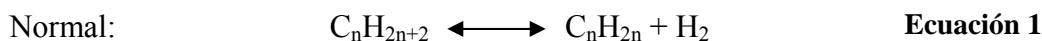
II.2 Deshidrogenación de Parafinas.

A pesar de que las olefinas son mucho más reactivas, las parafinas también reaccionan en presencia de otros compuestos y/o catalizadores bajo condiciones específicas; un buen ejemplo es la reacción de deshidrogenación.

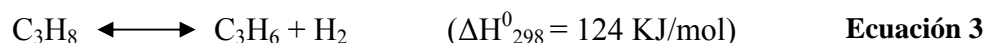
La deshidrogenación de parafinas es una reacción química reversible, altamente endotérmica, en la cual una parafina pierde al menos dos átomos de hidrógeno para formar la correspondiente olefina. Generalmente se lleva a cabo a 530°C - 680°C y a presión prácticamente atmosférica.

La deshidrogenación de parafinas es una reacción de creciente interés industrial. Basta mencionar el incremento en la demanda de etileno, propileno e isobutileno, para justificar el desarrollo de nuevos procesos.

Existen dos formas de llevar a cabo la deshidrogenación de parafinas:



En el primer caso se extrae el hidrógeno y en el segundo tiene lugar una oxidación parcial del hidrocarburo. Indudablemente que la vía normal es la más interesante, ya que se obtiene hidrógeno como subproducto y en la segunda agua. La reacción de deshidrogenación normal de propano para producir propileno es la siguiente.



Esta reacción está limitada por el equilibrio químico y, de acuerdo con el Principio de Le Chatelier, para obtener altas conversiones se requieren altas temperaturas y bajas presiones. Una forma general y a la vez simplificada para describir la producción de mono-olefinas puede expresarse como:

$$X_s^2 = \frac{K_p}{K_p + P} \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde X_e es la conversión de equilibrio, P es la presión total absoluta y K_p la constante de equilibrio para la reacción de deshidrogenación, la cual puede ser calculada mediante la Energía Libre de Gibbs.

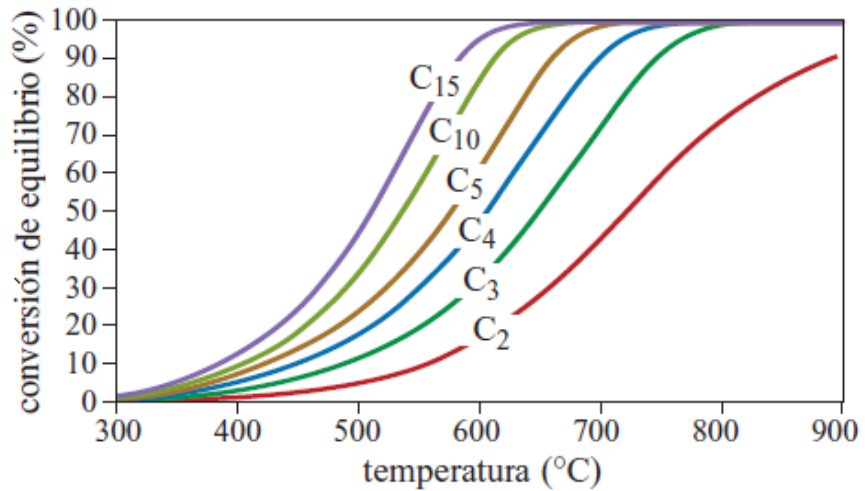


Figura 2. Conversión de equilibrio para la deshidrogenación de algunas parafinas a presión atmosférica. (Encyclopaedia of Hydrocarbons, 2005).

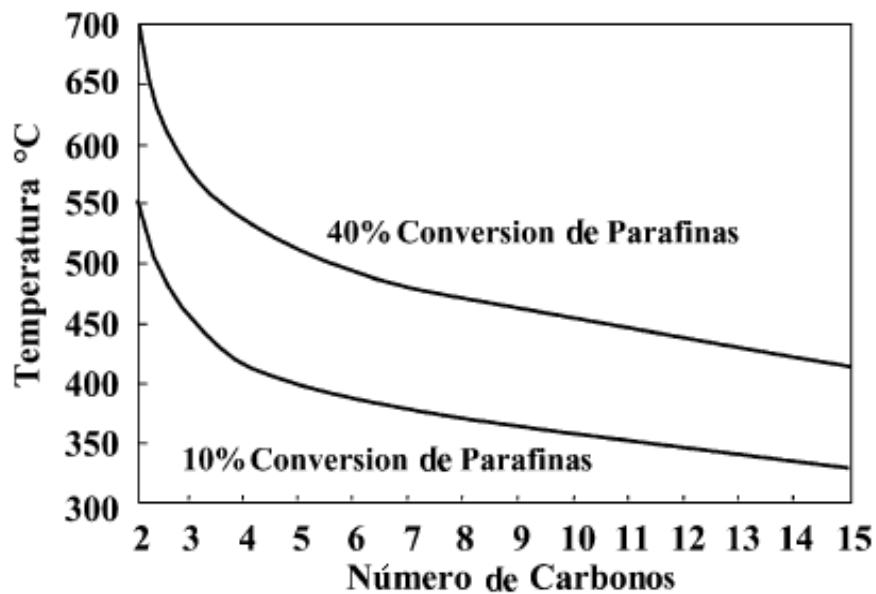


Figura 3. Temperaturas requeridas para alcanzar 10 y 40% de conversión de algunas parafinas a presión atmosférica. (Bhasin, M. et al., 2001)

Como se muestra en la Figura 2, la temperatura requerida para la deshidrogenación de parafinas livianas es mucho mayor que para las parafinas pesadas. Para obtener 40% de conversión en la deshidrogenación de propano se necesita una temperatura de al menos 600°C mientras que el dodecano teóricamente puede ser deshidrogenado a 450°C, como se observa en la Figura 3. Por lo tanto, es conveniente operar a altas temperaturas para alcanzar una mayor producción de olefinas, pero la deshidrogenación de parafinas está acompañada de reacciones indeseables, como los son el craqueo y la formación de coque, las cuales también se ven favorecidas a altas temperaturas.

En consecuencia, la deshidrogenación de alcanos no puede llevarse a cabo térmicamente debido a que estas condiciones son muy desfavorable para la cinética de dicha reacción, en comparación con la del craqueo de los hidrocarburos, ya que la resistencia de la unión C-C es mucho menor que la del enlace C-H.

La cinética de una reacción química describe la velocidad y el mecanismo mediante el cual se lleva a cabo la misma, incluyendo la variable tiempo y el camino que siguen los reactivos para convertirse en productos. La velocidad de reacción es la rapidez con que se modifica la concentración de un producto o un reactivo al transcurrir el tiempo.

Los factores que influyen en la velocidad de reacción son:

- 1) El estado físico de los reactivos: las reacciones son más rápidas si los reactivos están en estado gaseoso o en disolución. En las reacciones heterogéneas la velocidad dependerá de la superficie de contacto entre ambas fases.
- 2) La concentración de los reactivos: la velocidad de la reacción se incrementa al aumentar la concentración de los reactivos, ya que aumenta el número de choques entre ellos.
- 3) La temperatura: un aumento en la temperatura de reacción provoca un incremento en la energía cinética de las moléculas, lo que hace que sea mayor el número de moléculas que alcanza la energía de activación.

4) Los catalizadores: los catalizadores reducen la energía de activación de una determinada reacción, por lo tanto aceleran la velocidad de reacción.

En presencia de un catalizador adecuado, la deshidrogenación de parafinas livianas puede llevarse a cabo con un mecanismo de reacción que consiga un mínimo de rupturas de enlaces C-C.

II.3 Catalizadores.

Los catalizadores son sustancias químicas, simples o compuestas, que aumentan la velocidad de una reacción química, sin modificarse durante la misma, hecho que los diferencia de un reactivo. Sólo afecta la cinética mas no modifica el equilibrio de la reacción; es decir, en una reacción reversible, el catalizador acelera la reacción inversa al igual que la directa, por lo que la composición en el equilibrio será la misma que la de un sistema no catalizado. Los catalizadores heterogéneos son aquellos que actúan en una fase diferente que los reactivos. Generalmente son sólidos que actúan sobre sustratos en una mezcla de reacción líquida o gaseosa. Los catalizadores heterogéneos suelen estar conformados por sitios activos, que son las sustancias que activan al reactivo para acelerar la reacción, los cuales se encuentran dispersos en un soporte que consiste en un segundo material poroso que mejora la eficacia, le da estabilidad a la fase activa y minimiza el costo del catalizador. Generalmente, este soporte debe tener un área superficial elevada para maximizar el número de los sitios activos accesibles a los reactivos. En la Figura 4 se muestra la estructura interna de un catalizador.

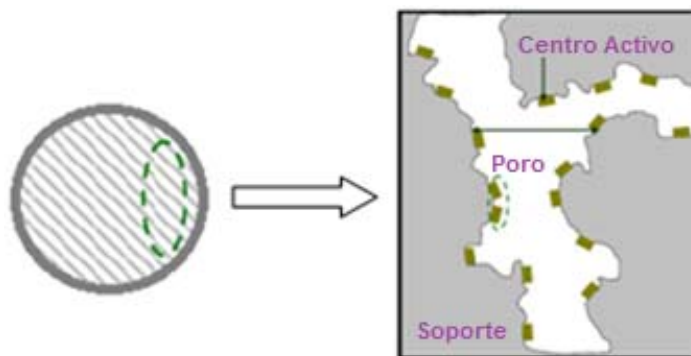


Figura 4. Estructura de un catalizador sólido.

Los pasos de una reacción catalítica son:

- 1) Transferencia de masa (difusión) de los reactivos desde el seno del fluido hasta la superficie externa de la partícula de catalizador.
- 2) Difusión del reactivo desde la boca del poro a través de los conductos del poro del catalizador hasta las inmediaciones de la superficie catalítica interna.
- 3) Adsorción del reactivo en la superficie del catalizador.
- 4) Reacción en la superficie del catalizador. Existen diversos mecanismos para las reacciones en superficies, dependiendo de cómo se lleva a cabo la adsorción: si la reacción de superficie tiene un mecanismo de sitio único o tiene un mecanismo de sitio dual en el que el reactivo adsorbido interactúa con otro sitio (ocupado o libre) para formar el producto, siguen una *cinética de Langmuir- Hinshelwood*. O si la reacción ocurre entre una molécula adsorbida y una molécula en fase gaseosa, sigue un mecanismo denominado *Eley-Rideal*.
- 5) Desorción de los productos de la superficie del catalizador.
- 6) Difusión de los productos desde el interior de la partícula hasta la boca del poro en la superficie exterior.
- 7) Transferencia de masa desde los productos desde la superficie externa de la partícula hasta el seno del fluido.

En la Figura 5 se observa la representación gráfica del esquema de los pasos que sigue una reacción catalítica.

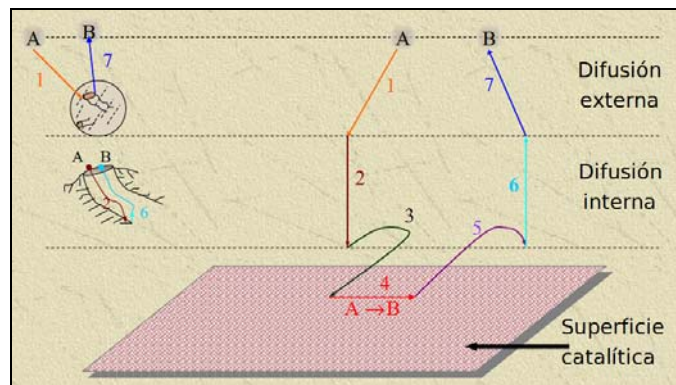


Figura 5. Pasos de una Reacción Catalítica (Fogler, H., 2001).

Desde 1930, los estudios sobre catalizadores para el proceso de deshidrogenación de propano se habían enfocado hacia los de cromo, pero posteriormente se descubrió que los catalizadores de platino, que se venían desarrollando para la reformación de naftas, también eran muy favorables para llevar a cabo el proceso de deshidrogenación.

Los catalizadores sólidos óxidos o metálicos pueden activar este enlace C-H de los hidrocarburos. Los óxidos lo activan a través de la abstracción de hidrógeno debido a que pueden formar enlaces O-H que tienen ventajas comparables a las de los enlaces C-H. Por el contrario, los metales no pueden cumplir con la abstracción de hidrógeno debido a que el enlace M-H es mucho más débil que el enlace C-H; sin embargo, la fuerza en conjunto de los enlaces M-H y M-C sí superan la resistencia de la unión C-H, haciendo que el proceso sea termodinámicamente posible.

Los catalizadores metálicos para la deshidrogenación de alcanos livianos típicamente son de platino (Pt) y los catalizadores óxidos de óxido de cromo (Cr_2O_3) (Resasco, D., 2000).

Catalizadores de Platino: El platino es un componente principal en la deshidrogenación debido a su alta actividad para activar los enlaces C-H y baja actividad para los enlaces C-C. No obstante, como se puede observar en la Figura 6, diversas reacciones consecutivas como la formación de diolefinas y de coque, son catalizadas por los mismos sitios activos e inclusive con mayor rapidez debido a que las olefinas son mucho más activas que las parafinas.

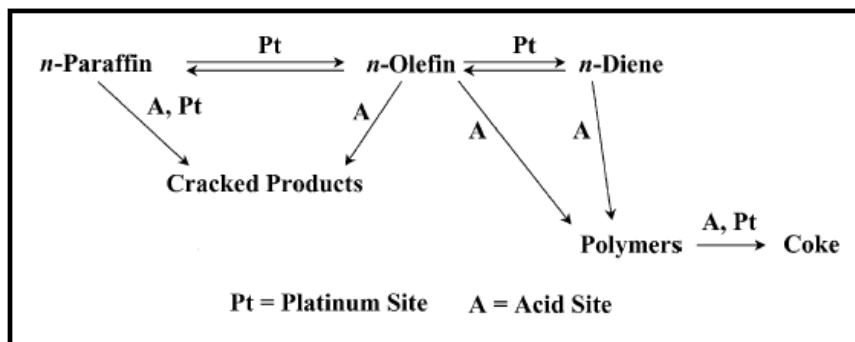


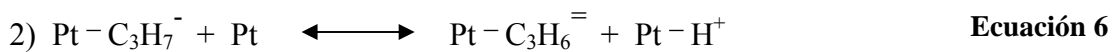
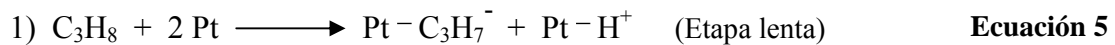
Figura 6. Secuencias de las Reacciones que se llevan a cabo en los Catalizadores de Platino (Bhasin, M. et al., 2001)

La adición de especies inactivas en la superficie del catalizador actúa como diluyente y permite incrementar la selectividad hacia la deshidrogenación de la parafina al debilitar la interacción entre el Platino y la Olefina, sin alterar la interacción Pt-Parafina. Estas impurezas llamadas “promotores” o “modificadores” usualmente son metales inactivos como estaño, germanio, arsénico, litio, cobalto, cinc y cobre. Estos compuestos no sólo actúan como diluyentes sino que también pueden alterar las propiedades del platino, siendo el estaño el preferido para procesos de deshidrogenación y el cobre el menos usado. La adición de estaño realza la actividad, selectividad y estabilidad del catalizador además de prolongar la desactivación del mismo ya que moviliza el coque depositado en el platino hacia el soporte.

La alúmina tiene una excelente estabilidad térmica y resistencia mecánica a las condiciones de procesamiento. Sin embargo, la razón más importante por la cual la alúmina es utilizada como material de soporte es su óptima capacidad para mantener un alto grado de dispersión del platino, que es esencial para lograr alta actividad y selectividad en la deshidrogenación.

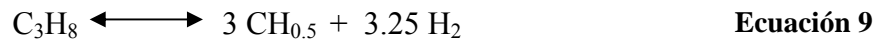
El aluminato de zinc también es usado como soporte debido a su alta estabilidad térmica y por su naturaleza neutra, la cual no necesita el uso de promotores alcalinos que minimicen la acidez; sin embargo se desactiva con mayor rapidez que la alúmina y se envenena con mayor facilidad.

La tasa de conversión de la parafina sobre un catalizador de Pt puede ser expresada como una modificación del modelo de Langmuir-Hinshelwood. El mecanismo de reacción se muestra a continuación:



El primer paso, que corresponde a la adsorción del alcano en el sitio activo, es el más lento del mecanismo y a medida en que se va incrementando la presión parcial del hidrógeno, la tasa de deshidrogenación va disminuyendo debido a la competencia entre hidrógenos y alcanos para la adsorción de los sitios activos del catalizador. En el segundo paso ocurre la deshidrogenación de los dos átomos de hidrógeno y en el tercer y cuarto paso ocurre la desorción del propileno y del hidrógeno respectivamente (Resasco, D., 2000).

La mayor causa de la desactivación del catalizador es la deposición de coque que se ve favorecida por altas temperaturas y bajas presiones, al igual que la reacción de deshidrogenación.

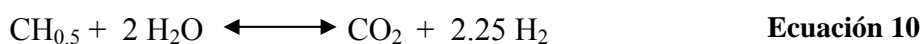


Según la cinética de esta reacción, la formación de coque se inhibe por la hidrogenación y por la competencia de la adsorción de sitios activos. La tasa de formación de coque es mayor inicialmente cuando la cantidad de carbono en la superficie del catalizador es baja. La concentración en la que el carbono en la superficie comienza a inhibir la deposición adicional depende fuertemente de la composición de catalizador. Por ejemplo, mientras que en un catalizador Pt/Al₂O₃, la tasa de formación comienza desacelerando en un contenido de carbono de aproximadamente 2% en peso, sobre un catalizador bimetálico Pt-Sn/Al₂O₃ la tasa de coque se mantiene sin cambios hasta aproximadamente 7% en peso de C.

Partiendo de este hecho, el catalizador de deshidrogenación de alcanos requiere de una frecuente regeneración. De los diferentes procedimientos de regeneración, el más común es con oxígeno para quemar el carbón depositado, y los demás son métodos complementarios que involucran tratamiento con corrientes cloradas, sulfuradas o con vapor. Para el primer caso, existen dos tipos de combustión del coque que dependen de la temperatura: la oxidación del coque en contacto con las partículas del Platino ocurre a temperaturas relativamente bajas, mientras que el coque depositado en el soporte sólo puede ser oxidado a altas temperaturas. La presencia de Sn en el catalizador produce una disminución en el coque depositado sobre el Pt y un aumento

en el coque depositado en el soporte. Como efecto secundario no deseado de este tratamiento se tiene la sinterización de las partículas de Pt, el cual a temperaturas moderadas se encuentra en su forma de óxido interactuando con el soporte, por lo que su movilidad es baja. Sin embargo, a la temperatura de combustión de coque el óxido de Pt se vuelve inestable y el Pt metálico es más susceptible a la sintetización. Además, debido a las condiciones de oxidación se produce la segregación entre el Pt y el Sn, alterando las propiedades del catalizador, como los son la disminución en la conversión de la siguiente corrida y estar más propenso a formar una mayor cantidad de coque. No obstante, los efectos secundarios de la sintetización del Pt y la alteración de la aleación entre Pt-Sn se pueden resolver mediante la aplicación de un tratamiento de *Oxicloración* el cual consiste en poner en contacto el catalizador proveniente de la etapa de oxidación (combustión del coque) con una corriente que contiene compuestos clorados (percloroetileno, dicloroetileno y tricloroetileno) con la finalidad de re-dispersar las partículas de Pt sinterizadas y aumenta el contacto entre el Sn y el Pt, minimizando la segregación producida. El efecto no deseado del proceso de oxicloración es la generación de acidez en el soporte, la cual debe ser neutralizada para evitar el aumento de la formación de coque y productos de isomerización en el ciclo subsiguiente. Después de la oxicloración se procede a una tercera etapa para la regeneración del catalizador que es el *Secado/Calcinado* cuya finalidad es remover el exceso de agua en el catalizador resultante de la etapa de combustión utilizando una corriente de aire seco caliente y, finalmente, la última etapa es la *Reducción* la cual permite pasar los metales activos del catalizador de su fase de óxido a su estado de metal reducido utilizando una corriente de hidrógeno de alta pureza (Resasco, D., 2000).

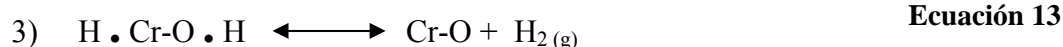
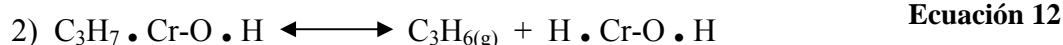
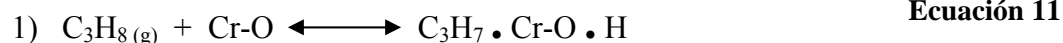
Otro método de regeneración incluye el uso de vapor, ya sea durante la regeneración o continuamente durante la reacción de deshidrogenación ya que el vapor puede ayudar a reducir la formación de coque a través de la reacción:



Catalizadores de Óxido de Cromo: Varios óxidos son capaces de catalizar fácilmente la activación de los enlaces C-H a través de la abstracción del hidrógeno. En este proceso, el oxígeno juega un papel importante en la formación de enlaces de O-H en la superficie tras la ruptura del enlace C-H. Sin embargo, se cree que son los cationes de superficie los responsables de la activación inicial del enlace C-H. El óxido de cromo ha sido conocido como un compuesto eficaz para catalizar reacciones de deshidrogenación desde la Segunda Guerra Mundial. En procesos industriales, la alúmina es el soporte preferido, aunque el zirconio se ha considerado recientemente como un apoyo prometedor debido a su alta estabilidad térmica y química.

La ecuación cinética de la deshidrogenación con catalizadores a base de cromo describe un tipo del modelo de Langmuir-Hinshelwood, suponiendo que la adsorción de la parafina representa la etapa lenta de la reacción. A diferencia de los catalizadores de platino, donde el hidrógeno compite por la adsorción de los sitios activos con el alcano, en los catalizadores de óxido de cromo el hidrógeno no inhibe significativamente la adsorción del alcano.

El mecanismo de reacción se muestra a continuación:



Las especies activas de estos catalizadores varían durante la reacción. En una muestra calcinada se encuentran dos tipos de especies de Cr^{+6} : una adherida al soporte de alúmina en forma de monocromatos (CrO_4^{-2}) que interactúan con los enlaces de O-H y la segunda especie no está químicamente enlazada al soporte y se encuentra en forma de policromatos ($\text{Cr}_{2+x}\text{O}_{7+3x}^{-2}$); la cantidad restante de cromo sobre la superficie queda como Cr^{3+} . Este estado de oxidación puede ser o bien en forma de agregados cristalinos de $\alpha\text{-Cr}_2\text{O}_3$ o como especies de Cr^{3+} altamente dispersas.

Las reacciones de deshidrogenación se llevan a cabo en una atmósfera reductora donde las especies de Cr^{+6} presentes después de la oxidación no son estables por lo que se reducen a Cr^{3+} . En consecuencia la participación de Cr^{+6} en la deshidrogenación queda descartada y la actividad de los catalizadores de cromo se le atribuye a las especies de Cr^{3+} formadas en reacciones redox de Cr^{+6} y las no-redox de todo el cromo cargado.

Los catalizadores de deshidrogenación a base de cromo frecuentemente contienen promotores alcalinos como potasio, cesio y rubidio; su beneficio está relacionado con su capacidad de envenenar los sitios ácidos sobre la alúmina, es decir, reducir la acidez en la superficie, además de inhibir el craqueo no deseado y la formación de coque asociados a dicha acidez. Industrialmente, el potasio es el promotor por excelencia dado que es un factor determinante en la naturaleza de las especies de cromo presentes en la superficie del catalizador; su presencia puede conducir a la formación de una fase de cromato de potasio (Cr^{+6}) la cual se reduce a Cr^{3+} a las condiciones de reacción e inhibe la generación de formas menos activas de Cr^{3+} , como lo es $\alpha\text{-Cr}_2\text{O}_3$. Por lo tanto, la adición de bajas concentraciones de potasio en los catalizadores de cromo promueve la actividad de la deshidrogenación.

Al igual que los catalizadores de platino, la desactivación viene dada por la formación de coque. Esta coquificación con respecto al tiempo tiene dos zonas diferenciadas a partir de la temperatura. En la zona inicial (525°C), la tasa de formación de coque disminuye con el tiempo y es mayor que en la segunda zona (575°C), donde la tasa de formación permanece casi constante. Esto se debe a que en la zona inicial la formación de coque se desactiva cuando la superficie del catalizador se coquifica, para luego quedar una actividad residual de coquificación constante en la segunda zona.

Los catalizadores de cromo se regeneran activándose de nuevo por tratamiento con aire, el cual tiene los siguientes efectos: la oxidación parcial de Cr^{3+} a Cr^{+6} que contribuye a la dispersión de los cristalitas de Cr_2O_3 ; y la combustión del coque, muy

probablemente catalizado por Cr^{+6} , que aumenta la temperatura del catalizador y por ende suministra el calor requerido para la reacción endotérmica de deshidrogenación.

A pesar de que normalmente el medio de reacción es reductor y la temperatura es lo suficientemente alta como para inducir la transformación de Cr^{+6} a Cr^{3+} , en algunos casos el ciclo de regeneración requiere de una etapa de pre-reducción con hidrógeno u otro gas reductor, obteniéndose catalizadores con una conversión inicial más alta que los que no han sido pre-reducidos, aunque al final alcanzan la misma conversión.

Por otra parte, el calentamiento excesivo empleado en la regeneración del catalizador para la combustión del coque ayuda a la introducción de los iones Cr^{3+} en la estructura de la alúmina ocasionando la formación de soluciones sólidas de cromo-alúmina las cuales son las responsables de la desactivación irreversible del catalizador (Resasco, D., 2000).

En la Figura 7 se muestra la evolución de los iones Cr^{3+} hacia las especies de cromo-alúmina ($\alpha\text{-4Al}_2\text{O}_3\text{-Cr}_2\text{O}_3$) en un catalizador de óxido de cromo soportado en alúmina reducido ocasionando la reducción tanto del área superficial como de la actividad catalítica. Para simplificar, los átomos de oxígeno entre los iones de Cr^{3+} se omiten.

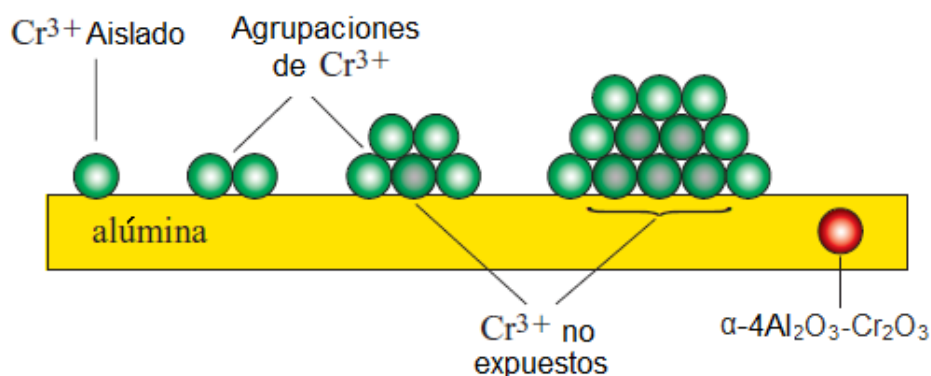


Figura 7. Evolución de los iones Cr^{3+} en el tiempo de vida de un catalizador de óxido de cromo soportado en alúmina. (Encyclopaedia of Hydrocarbons, 2005).

II.4 Tecnologías Disponibles para el Proceso de Deshidrogenación de Propano.

La producción de propileno a través de la deshidrogenación catalítica del propano en una Unidad a escala comercial se intentó por primera vez a principios de 1990, cuando el diseño de la primera Unidad Oleflex de UOP entró en servicio en la *National Petrochemical Public Company Limited*, Tailandia. Hasta ese momento, el propileno era un subproducto de procesos como el craqueo térmico y catalítico de nafta. (Chaiyavech, P., 2002).

Actualmente, existen cinco procesos industriales de deshidrogenación, los cuales están en operaciones comerciales o todavía en vías de desarrollo. En la Tabla 3 se pueden observar las diferencias entre éstas.

Tabla 3. Cuadro Comparativo entre las Tecnologías Existentes para el Proceso de Deshidrogenación de Propano (Airaksinen, S. 2005).

	Catofin	Oleflex	STAR^a	FBD^b-3	Linde
Licenciante	ABB Lummus	UOP Inc.	Uhde	Snamprogetti/Yarsintez	Linde/Statoil/Borealis
Reactor	Adiabático con Lecho Fijo	Adiabático con Lecho Móvil	Reactor de Deshidrogenación + Oxireactor Adiabático	Lecho Fluidizado	Isotérmico con Lecho Fijo
Operación	Cíclica	Continua	Cíclica	Continua	Cíclica
Catalizador	Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃ con promotores alcalinos	Pt/Al ₂ O ₃ con Sn como promotor	Pt/ZnAl ₂ O ₄ con Sn como promotor	CrO _x /Al ₂ O ₃ con promotores alcalinos	CrO _x /Al ₂ O ₃
Fuente de Calor	Calor formado en la regeneración del catalizador	Hornos entre los reactores	Reactor de deshidrogenación ubicado en el horno	Combustible añadido durante la regeneración	Hornos en los reactores
T (°C)	525 - 680	550 - 700	480 - 620	450-650	580 - 620
P (barg)	0,10 – 0,71	1,01 – 3,04	3,04 – 7,09	1,10 – 1,50	>1,00
Tiempo del Ciclo	25 min	--	8 horas	--	9 horas
Conversión (%)	65%	40%	30% - 40%	28% - 39%	46% - 59%
Selectividad (%)	82% - 87%	90%	80% – 90%	84% - 89%	93% - 97%

^a STeam Active Reforming (STAR)

^b Fluidised Bed Dehydrogenation (FBD)

En el Anexo N°1 se describen detalladamente las tecnologías presentadas en la Tabla 3.

II.5 Equipos Involucrados en el Proceso de Deshidrogenación de Propano.

II.5.1 Reactores.

Un reactor es un espacio físico donde se lleva a cabo una reacción química bajo condiciones controladas y controlables de temperatura, presión y composición, con la finalidad de obtener productos específicos. Existen diferentes tipos de reactores dependiendo de cuál es su modo operacional en cuanto a transferencia de masa y transferencia de calor y de cuántas fases hay presentes en la reacción.

En cuanto al modo de transferencia de masa, los reactores se dividen en *reactores por cargas* (RPC) o discontinuos, en los cuales los reactantes se introducen en el reactor, se mezclan para ayudar a que ocurra la reacción y, después de un determinado tiempo, se descarga la mezcla resultante. En esta operación no estacionaria la composición va variando con respecto al tiempo, aunque en cada instante es uniforme a través de todo el reactor. Cuando se tiene flujo continuo y la operación ocurre en estado estacionario, se presentan dos casos ideales: *los reactores de flujo pistón* (RFP) y *los reactores de mezcla completa o continua* (RMC). Los primeros se caracterizan en que el fluido pasa ordenadamente a través de ellos, sin que haya retomezclado, es decir, en este reactor no hay mezclado longitudinal o axial, sólo se tiene mezcla radial en el fluido. Otra condición de la idealidad del RFP es que el tiempo de residencia en el reactor debe ser el mismo para todos los elementos del fluido. Por el contrario, en el reactor de mezcla completa, su contenido está perfectamente agitado y mezclado, por lo que su composición en cada instante es la misma en todos los puntos del reactor. Por consiguiente, la corriente de salida de este reactor tiene la misma composición que la del fluido contenido en el mismo. Cuando el reactor opera en estado no estacionario en el que el flujo de entrada es diferente al flujo de salida, se considera un *reactor semicontinuo* (RSC).

En términos de transferencia de calor los reactores pueden ser *isotérmicos*, cuando trabajan con una temperatura uniforme o constante; *adiabáticos*, cuando no existe transmisión de calor entre el interior del reactor con los alrededores; en este caso no hay adición ni remoción de calor hacia el sistema o desde éste; y *los reactores no isotérmicos* son aquellos que tienen un perfil controlado de temperatura.

En términos de número de fases presentes, los reactores se clasifican en *no catalíticos* y *catalíticos*, estos últimos se clasifican a su vez en *reactores de lecho fijo* en los que el catalizador está confinado dentro del reactor y el fluido reaccionante fluye a través de éste. Por otra parte, los *reactores de lecho fluidizado* son aquellos en donde la corriente reaccionante se hace pasar a través de las partículas sólidas del catalizador a una velocidad suficiente para suspenderlas, y en *reactores de lecho móvil* en el cual las partículas sólidas del catalizador se mueven, como un todo, en sentido vertical descendente por efecto de la gravedad, a una velocidad diferente a la del fluido que se introduce al reactor.

En cuanto al sentido del flujo de mezcla reaccionante a través del reactor, éste puede ser axial, ascendente o descendente. Sin embargo, ciertos reactores catalíticos presentan un flujo en sentido radial, como es el caso de la deshidrogenación de propano, el cual se caracteriza por que el fluido del proceso fluye radialmente desde las paredes del reactor hasta el centro a través del catalizador durante toda su trayectoria dentro del reactor, como se muestra en la Figura 8. La ventaja de emplear un reactor de flujo radial es que se obtiene una caída de presión mucho menor en todo el lecho, lo cual no solo produce un mayor rendimiento sino que se aprovecha la energía en forma eficiente. Los sistemas de flujo radial aumentan la eficiencia del contacto entre el torrente del proceso y el lecho de catalizador. En consecuencia, el tamaño del reactor puede reducirse significativamente.

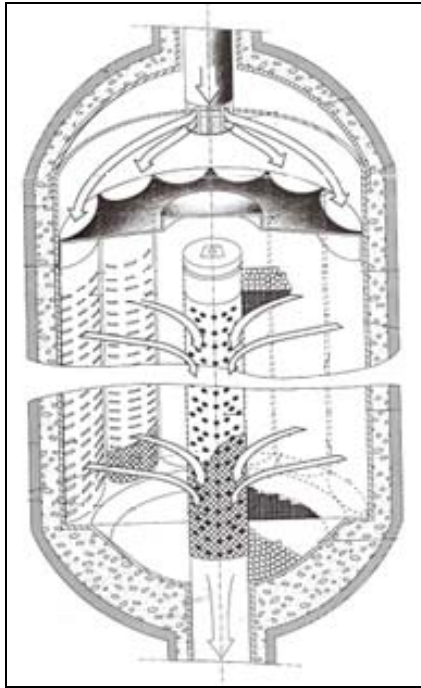


Figura 8. Esquema Interno de los Reactores de Flujo Radial. (Romero, T., 2012)

II.5.2 Columnas de Destilación.

El objeto de la destilación es separar, mediante vaporización, una mezcla líquida de sustancias miscibles y volátiles en los componentes individuales o en grupos de componentes.

La viabilidad de la separación de mezclas por destilación depende del hecho de que las composiciones de las fases líquido y vapor son diferentes en el equilibrio. El vapor o la fase gaseosa es más rica en los componentes más volátiles o más ligeros de la mezcla. Mientras mayor diferencia exista entre las volatilidades de los componentes más sencilla será la separación.

La destilación continua se lleva a cabo en columnas de destilación compuestas en su interior de platos o empaques. Las columnas emplean un rehervidor en el fondo como fuente de calor para generar el vapor, y un condensador en el tope como fuente de enfriamiento para lograr la condensación total o parcial, según sea necesario. Parte de la corriente condensada en el tope es devuelta a la columna como corriente de reflujo y en el fondo la corriente vaporizada que sale del rehervidor se recircula a la torre. El

vapor fluye de manera ascendente mientras que el líquido fluye en contracorriente y entran en contacto en el interior de los respectivos platos o empaques de la columna donde ocurre la separación.

En la Figura 9 se muestra el esquema de una columna de destilación típica.

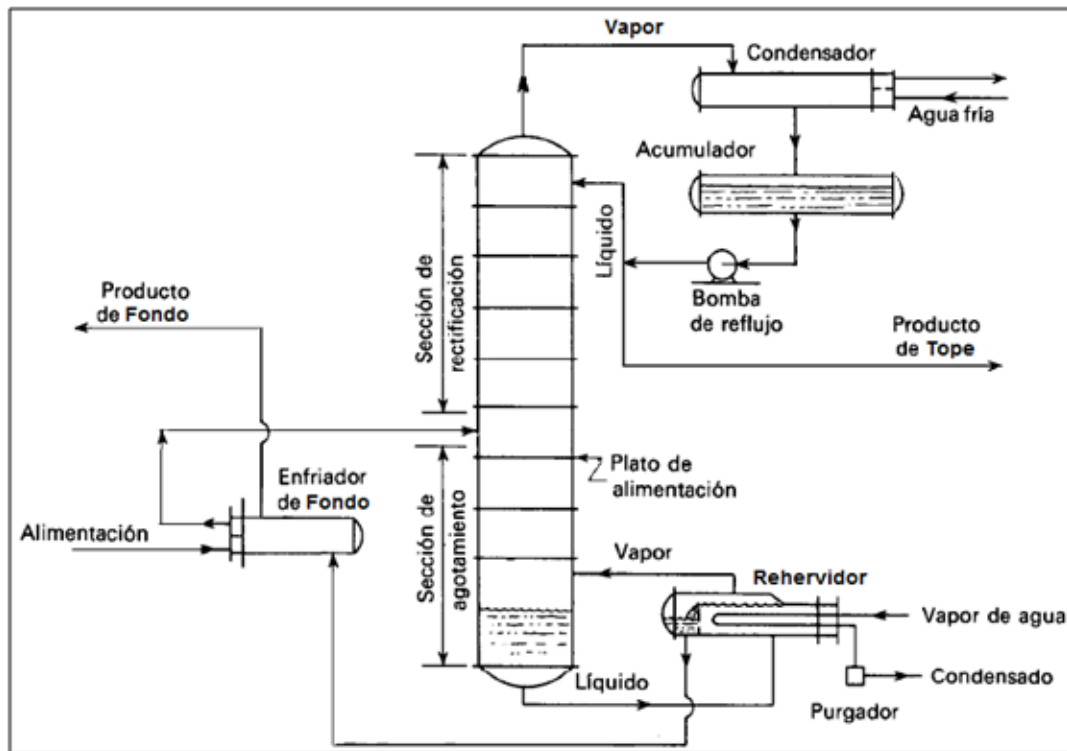


Figura 9. Esquema de una Destilación Continua.

El procedimiento matemático asociado al diseño de una columna de destilación consiste en balances de masa, de energía y en las relaciones entre las fases de equilibrio. Típicamente se emplea el método de Fenske para obtener el número mínimo de etapas teóricas (platos), los métodos de McCabe-Thiele, Gilliland o Ponchon-Savarit para calcular el número de etapas teóricas para mezclas binarias, el método de Ponchon-Savarit para hallar la cantidad de calor cedido y retirado por el rehervidor y el condensador respectivamente y la ecuación de Kirkbridge para ubicar el plato óptimo de alimentación, entre otros.

II.5.3 Intercambiadores de Calor.

Los intercambiadores de calor son equipos que permiten transferir calor entre dos fluidos líquidos o gaseosos que se encuentran a distintas temperaturas. En los procesos químicos normalmente se utilizan para calentar un fluido frío a través de un fluido con mayor temperatura o reducir la temperatura de un fluido mediante un fluido con menor temperatura, llevar un fluido a su punto de ebullición a través de otro fluido muy caliente, el cual puede condensar o no si está en fase vapor y finalmente para condensar un fluido en estado gaseoso por medio de un fluido frío.

En los intercambiadores de calor los fluidos utilizados no están en contacto directo entre sí y el calor sólo se transfiere en una dirección, es decir, desde el fluido con mayor temperatura hacia el fluido de menor temperatura, al entrar en contacto con las paredes metálicas que los separan.

Un aspecto que caracteriza a los intercambiadores de calor es la configuración respecto a la dirección de los flujos que presentan los dos fluidos. Estos pueden ser: flujo paralelo, contraflujo y flujo cruzado.

Existe un *flujo paralelo* cuando ambos fluidos fluyen en la misma dirección. En este caso, los dos fluidos entran al intercambiador por el mismo extremo y tratan de alcanzar el equilibrio térmico entre ellos a la salida del equipo, aunque el fluido frío nunca alcanza la temperatura del fluido más caliente.

Se presenta un *contraflujo* cuando los dos fluidos fluyen en direcciones opuestas. Cada uno de los fluidos entra al intercambiador por extremos diferentes logrando que la temperatura del fluido frío se aproxime a la temperatura de entrada del fluido caliente. Este tipo de intercambiador resulta ser el más eficiente.

En el *flujo cruzado* uno de los fluidos fluye de manera perpendicular al otro fluido, es decir, uno de los fluidos pasa alrededor del otro formando un ángulo de 90°. Los intercambiadores de flujo cruzado son comúnmente usados cuando uno de los fluidos presenta cambio de fase durante la transferencia de calor.

En la Figura 10 se muestra la representación gráfica de los tres tipos de flujo descritos anteriormente y el cambio de temperatura que presentan el fluido frío y el caliente dentro del intercambiador de calor.

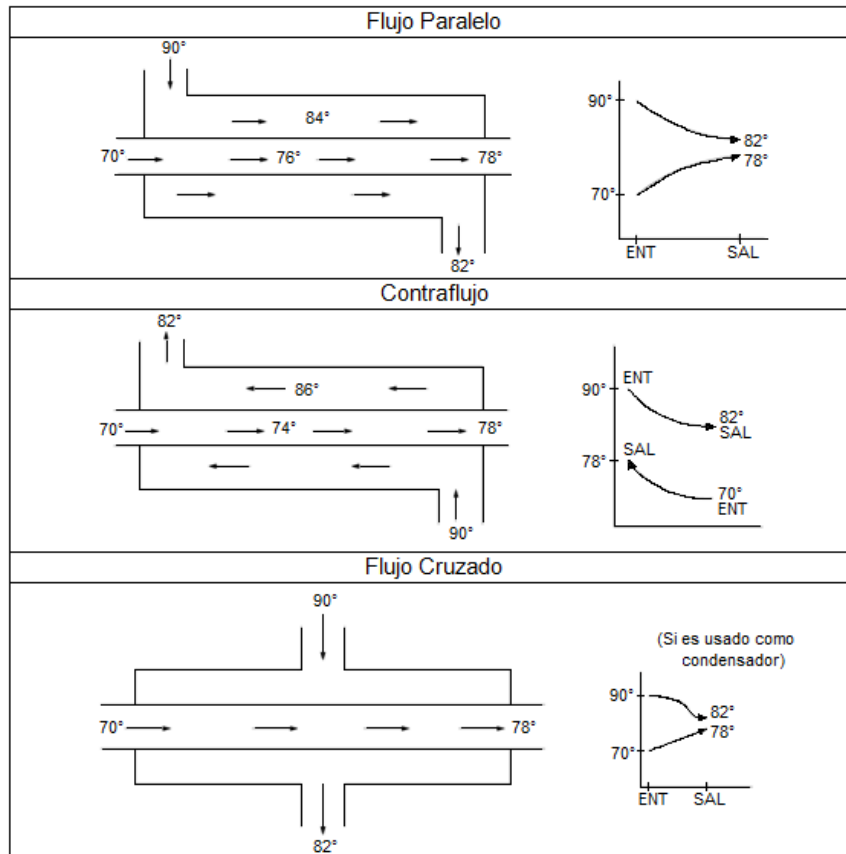


Figura 10. Tipos de Flujo de un Intercambiador de Calor.

En la actualidad, la mayoría de los intercambiadores de calor no son puramente de flujo paralelo, contraflujo, o flujo cruzado; estos son comúnmente una combinación de los dos o tres tipos. Desde luego, resultan muy complicados de analizar. La razón de incluir la combinación de varios tipos en uno solo, es maximizar la eficiencia del intercambiador dentro de las restricciones propias del diseño, que son: tamaño, costo, peso, eficacia requerida, tipo de fluidos, temperaturas y presiones de operación.

Los intercambiadores de calor se presentan en una inimaginable variedad de formas y modelos, por lo que se pueden clasificar según el tipo de construcción en: intercambiadores de carcasa y tubos, de doble tubo ó multitubos y de placas; y según

el servicio en: refrigeradores, condensadores, enfriadores, intercambiadores, calentadores, rehervidores y generadores de vapor o calderas. Como en cualquier dispositivo mecánico, cada uno de estos presenta ventajas o desventajas en su aplicación.

En la Unidad diseñada existen los siguientes intercambiadores de calor:

Según el Servicio:

- Condensador: El fluido caliente entra en forma de vapor y dentro del condensador es convertido total o parcialmente en líquido con el uso de agua o aire como servicio.
- Enfriador: El fluido caliente que se desea enfriar intercambia calor dentro del enfriador con agua o aire como servicio, sin que haya cambio de fase.
- Intercambiador: Implica la transferencia de calor entre dos corrientes de proceso, una de ellas aumenta su temperatura y la otra la disminuye.
- Rehervidor: Su propósito es convertir la corriente líquida del fondo de una columna de destilación en una mezcla líquido-vapor ó solamente vapor, al suministrarle calor proveniente de una fuente externa, y retornarla a la columna.

Según el Tipo de Construcción:

- Intercambiadores de Carcasa y Tubo: Este intercambiador consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcasa. En el interior del intercambiador los tubos se sujetan a una placa para proporcionar un sello adecuado y adicionalmente se suelen utilizar baffles para dirigir el flujo del líquido de la cáscara hacia adelante y hacia atrás alrededor de los tubos. Es el más empleado en la industria debido a sus principales cualidades, entre las que se encuentran el bajo costo, facilidad en la limpieza y que se pueden construir en diferentes tamaños y para presiones desde moderadas a altas.
- Intercambiadores de Doble Tubos Múltiples: Los intercambiadores de doble tubo están constituidos por un tubo encerrado concéntricamente dentro de otro tubo,

generalmente doblados en forma de “U”. Comercialmente se ha extendido esta configuración colocando un mayor número de tubos internos, dando lugar a los llamados “Intercambiadores Multitubos”. También forman parte de la configuración las aletas, colocadas en la cara exterior de los tubos internos con la finalidad de aumentar el área de transferencia de calor. (Perry, R. & Green, D., 2007).

- Rehervidor tipo Kettle: Este tipo de rehervidor es el más utilizado gracias a su amplio intervalo de aplicación (área de transferencia de calor grande, fracción de vaporización mayor al 30%, manejo de flujos viscosos, entre otros). Añade una etapa teórica de equilibrio extra a la columna debido a que el producto líquido está en equilibrio con el vapor generado. Este equipo separa directamente el líquido del vapor, por lo que tiene una boquilla de entrada y dos de salida. Es alimentado por el fondo de la carcasa con el líquido que se retira del fondo de una columna de destilación, mientras que el vapor (fuente externa de calor) pasa a través de los tubos. Como los tubos jamás deben quedar al descubierto, este rehervidor dispone de dos secciones separadas por un baffle, en las cuales una acumula el líquido en ebullición del lado de los tubos y en la otra se acumula el excedente que rebosa sobre el baffle y sale como corriente de fondo de la columna. La salida de vapores que retornan a la columna se encuentra en el tope de la carcasa.

El rehervidor Kettle-Sifón es un arreglo de un rehervidor Kettle, y se diferencian en tres aspectos: en el Kettle-Sifón las dos corrientes de salida retornan a la columna, mientras que la corriente líquida de salida del Kettle es directamente el producto de fondo de la columna; la segunda es que el Kettle-Sifón se ubica sobre la línea tangente de la columna, mientras que el Kettle se ubica por debajo de esta línea; la última diferencia es que en el arreglo Kettle-Sifón el control de nivel del fondo se realiza sobre la columna, mientras que en el Kettle se realiza sobre el mismo rehervidor, siendo esta última una gran ventaja para el Kettle-Sifón.

En la Figura 11 se muestran los distintos tipos de intercambiadores presentes en la Unidad de Deshidrogenación de Propano.

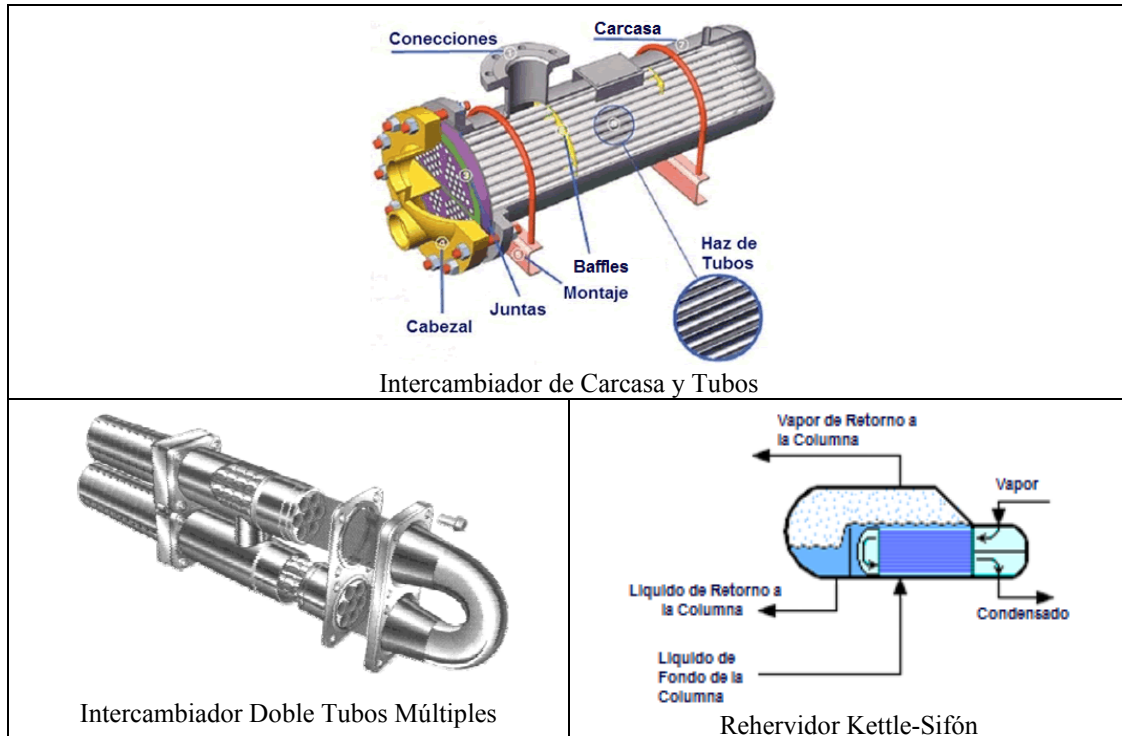


Figura 11. Tipos de Intercambiadores.

II.5.4 Hornos.

Los hornos, también llamados calentadores por combustión son equipos de transferencia de calor que contienen una o varias cámaras formadas por una serie de tuberías o serpentines por los que fluye el fluido de proceso que se desea calentar a través de la radiación procedente de una llama de combustión y por la convección desde los gases calientes que se generan en el horno como resultado de la combustión.

La diferencia básica de un horno con otras clases de intercambiadores de calor es que el horno presenta fuego en su interior. Los quemadores son los que inician la combustión y generalmente se colocan en el piso o en las paredes de los hornos.

Tanto la configuración de los tubos como la ubicación de los quemadores pueden variar en el diseño de un horno.

La mayoría de los hornos poseen dos secciones de calentamiento: la sección de radiación y la sección de convección. En la sección de radiación los tubos están en presencia de la llama y la transmisión de calor ocurre en un 80% aproximadamente por la radiación con la llama de los quemadores y en un 20% por convección de la circulación de los gases calientes generados alrededor de los tubos. Esta sección se utiliza para llevar la temperatura del fluido que se calienta al valor deseado. En la sección de convección, los tubos están fuera del alcance de la llama, por lo que la mayor parte del calor se transfiere por convección con los gases de la combustión. Los tubos están equipados con aletas para mejorar las condiciones de transmisión de calor. Esta sección se utiliza para precalentar el fluido que entra al horno. El esquema de un horno se puede observar en la Figura 12.

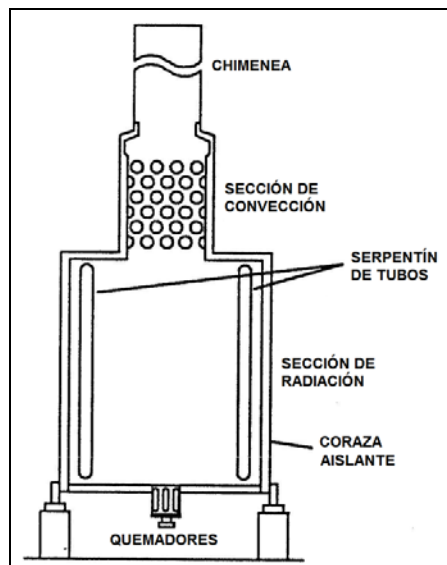


Figura 12. Secciones y Componentes de un Horno.

II.5.5 Bombas.

El cálculo hidráulico representa las bases de diseño de cualquier proyecto, y abarca todo lo referente al estudio del transporte del fluido procesado dentro de la planta, a través de un sistema de tuberías.

Las bombas, constituyen uno de los elementos principales de los sistemas hidráulicos, y son los equipos que aumentan la presión de un fluido en fase líquida, por lo que son usadas para enviar el líquido desde una ubicación a otra. El tipo de bomba y su configuración están relacionados con el flujo, tipo de fluido, la presión de entrada y la de salida.

Las bombas dinámicas tienen un impulsor (rotor) de paletas giratorias, sumergidas en el líquido, el cual le proporciona una velocidad relativamente alta, que se transforma en presión en una parte estacionaria de la bomba, conocida como difusor. Las bombas dinámicas se clasifican en: bombas centrífugas, periféricas y de efecto especial.

En las bombas centrífugas el líquido entra en el equipo cerca del eje impulsor y las paletas lo arrastran hacia sus extremos a alta presión. Como se puede ver en la Figura 13, los elementos que constituyen las bombas centrífugas son: una turbina de aspiración, el impulsor o rodete, formado por una serie de álabes de diversas formas que giran dentro de una carcasa circular, y una turbina de impulsión. Las ventajas principales de estas bombas son la simplicidad, el bajo costo inicial y de mantenimiento, el flujo uniforme (sin pulsaciones), el pequeño espacio necesario para su instalación y el funcionamiento silencioso.

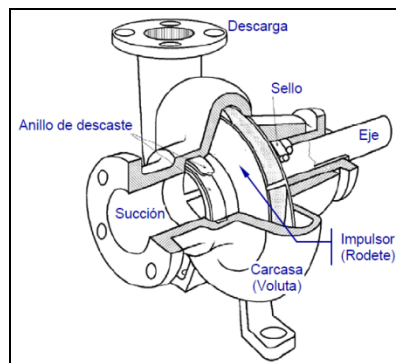


Figura 13. Esquema de los Internos de una Bomba Centrífuga.

El cabezal diferencial de bombeo es la diferencia entre la presión de descarga y la presión de succión de la bomba, expresada en unidades de longitud. La potencia hidráulica de una bomba es el trabajo requerido para mover (bombear) un fluido que

depende del caudal, de la densidad del fluido y de la altura o la presión diferencial obtenida por el equipo. La eficiencia de la bomba es la relación entre la potencia teórica que requiere la bomba para incrementar la presión del fluido desde la presión de succión hasta la de descarga y la potencia real que se le debe suministrar.

La altura neta positiva de succión disponible en la bomba (NPSHA) representa la diferencia entre la presión referida al eje del impulsor y la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, expresada en unidades de longitud. Por otra parte, la altura neta positiva de succión requerida en la bomba (NPSHR) representa la mínima diferencia entre la presión referida al eje del impulsor y la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, expresada en unidades de longitud, que requiere la bomba para evitar cavitación. Es función de la configuración interna de la bomba y es un valor determinado por el fabricante. Al efectuar el diseño de un sistema de succión de bomba se debe garantizar que el NPSHA sea mayor que el NPSHR. (*inelectra*, 2008).

Uno de los problemas más comunes que presentan las bombas y que debe ser evitada a toda costa, es la cavitación, que no es más que un colapso de burbujas de gas en el líquido procesado. La cavitación se produce cuando la presión del sistema es menor que la presión de vapor de dicho líquido, dando paso a la formación de burbujas de gas las cuales colapsan al aumentar de nuevo la presión. La cavitación genera ruido, vibración de las partes del equipo o instrumento y erosión interna del material.

II.5.6 Compresores.

Los compresores son equipos que transfieren energía a un flujo gaseoso con el propósito de incrementar su presión o de transportarlo a otra ubicación dentro de la planta. La energía necesaria para efectuar este trabajo la puede proporcionar un motor eléctrico, de combustión, una turbina accionada con vapor, entre otros.

Los compresores tienen numerosas configuraciones y tipos, los cuales varían según la aplicación. Se clasifican en dos grandes grupos basados en el modo de operación: intermitente y continuo. Los del primer grupo funcionan atrapando un volumen

determinado de gas y reduciendo ese volumen para aumentar la presión, mientras que los del segundo grupo dependen de un movimiento para transferir energía del rotor del compresor al gas del proceso. Usan aspas rotatorias para impartir velocidad y presión al fluido, tienden a ser más pequeños y ligeros y por lo tanto menos costosos.

Dentro del grupo de flujo intermitente se encuentran los reciprocantes, comprendido por los compresores de efecto simple y los de doble efecto, y los rotativos, constituidos por los compresores de tornillo, de anillo líquido, de lóbulos y de álabes. Dentro del grupo de flujo continuo se encuentran los eyectores y los dinámicos, éste último comprendido por los compresores centrífugos, axiales y mixtos. (Vilas, M., 2008).

Para llevar a cabo una correcta selección del compresor se deben conocer como mínimo los siguientes datos:

1. Caudal, presión y temperatura del gas a las condiciones en la succión.
2. Presión de descarga o la relación de compresión.
3. Tipo de gas a comprimir.
4. Consideración de las ventajas particulares de cada tipo de compresor. Entre los principales factores se encuentran la capacidad de flujo volumétrico capaz de manejar, los límites de temperatura y presión, los métodos de lubricación, el consumo de potencia, el mantenimiento, la facilidad de operación, disponibilidad de servicios y el costo.

Los compresores centrífugos actúan en el gas por medio de álabes de un impulsor rotativo. El movimiento rotatorio del gas resulta en una velocidad hacia afuera debido a las fuerzas centrífugas. La componente tangencial de esta velocidad hacia afuera es entonces transformada en presión a través de un difusor. Este tipo de compresor es apropiado para manejar altas capacidades de flujo con cocientes de presión mayores por etapa, en casos de compresores multietapa.

Es muy difícil obtener altas presiones con tan solo una etapa de compresión; a medida que se incrementa la relación de compresión (R_c), más elevada resulta la temperatura

del gas en la descarga del compresor, mayores son los esfuerzos de compresión y tensión que deben soportar los vástagos que accionan los pistones y menor es la eficiencia del equipo. Para minimizar estos problemas, la relación de compresión total se reparte entre dos o más etapas de compresión entre las cuales se intercalan enfriadores a fin de reducir la temperatura de la corriente de gas que abandona una etapa y llevarla hasta un nivel aceptable antes de que sea succionada por la siguiente etapa. El esquema de este proceso se muestra en la Figura 14:

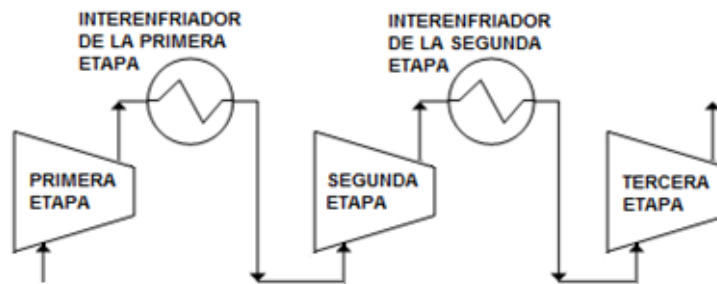


Figura 14. Proceso de Compresión Multietapas.

Para fijar el número de etapas, en la práctica se hace uso de la siguiente norma, como una primera aproximación:

Para $R_c < 5$: Una sola etapa.

Para $R_c \geq 5$: Dos etapas.

Para $R_c \geq 15$: Tres etapas.

Donde: $R_c = P_{\text{Descarga}} / P_{\text{Succión}}$ = La relación entre la presión de salida y de la entrada en valores absolutos.

Usualmente, entre las etapas de compresión se colocan depuradores de gas que protegen a la siguiente etapa del compresor de cualquier partícula de líquido que se haya formado después del interenfriador de la etapa anterior.

Entre las principales ventajas que se obtienen de operar con un compresor multietapa están el control de la temperatura de descarga de cada etapa hasta niveles que sean seguros, disponibilidad de corrientes laterales con presiones intermedias, reducción

de la potencia gastada al mantener la compresión tan isotérmica como sea posible, reducción de los requerimientos de cabezal de compresión total, entre otras.

II.5.7 Recipientes.

Los recipientes son equipos que se utilizan para almacenar una corriente del proceso por un período de tiempo limitado o extendido. En una planta continua, los recipientes se encuentran entre los principales equipos de alimentación, suministro o acumulación de fluidos a través de los cuales se consigue estabilizar las fluctuaciones del flujo.

Generalmente, los recipientes son cilindros cerrados provistos de casquetes en las tapas finales, con un diámetro mayor a 150mm que opera a una presión específica. En las industrias, la forma más común de casquetes es la elipsoidal con una relación de 2:1 por ser la más económica gracias a que la altura del casquete es un cuarto del diámetro del cilindro. La nomenclatura “TL/TL” indica que la medición de una longitud o altura es desde la línea de tangente en donde empieza el casquete hasta la tangente del otro extremo del recipiente.

Separadores Líquido/Gas:

Son recipientes, presurizados o no, empleados para disociar corrientes formadas por dos fases (separadores bifásicos) o mas (separadores multifásicos), con el objetivo de enviar cada fase por separado a otro equipo. Los principios empleados para obtener la separación física de las fases son principalmente la fuerza de gravedad, la fuerza centrífuga y el choque o diferencia de momentos entre las fases.

Dependiendo de su ubicación en el proceso, algunos separadores tienen nombres específicos como:

- Tambores de Reflujo: Recipientes usados para la acumulación del reflujo de las torres de destilación.
- Depuradores de Gas: Son separadores no convencionales que se utilizan básicamente para remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla

predominantemente gaseosa. Son fundamentales en el proceso de compresión de gas. Los depuradores de inter-etapas son recipientes a presión que tienen como función extraer los hidrocarburos condensables del gas a la entrada de las etapas de un compresor que se generan al bajar la temperatura del gas manteniendo su presión. Existen tantos depuradores como etapas de compresión tenga la unidad. (Herrera & Salazar, 2008).

El dimensionamiento de un separador líquido/gas se realiza relacionando la teoría con una serie de parámetros, criterios y consideraciones, como los que se presentan a continuación.

➤ Selección del Separador: Los separadores bifásicos pueden emplear tres configuraciones: verticales, horizontales y esféricos. Basándose en la experiencia, las aplicaciones típicas para los separadores verticales son: depuradores a la succión de compresores y entre etapas de compresión, separadores aguas arriba de hornos, tambores de vaporización y tambores para tratamiento de gas combustible. Para los separadores horizontales, los servicios típicos son: separadores de gas-agua, *KO Drums*, tambores de reflujo, tambores de vapor para servicios de calderas y receptores de baches de líquido. Los separadores de tipo esférico, ofrecen un arreglo económico y compacto capaz de trabajar a grandes presiones, sin embargo debido a su limitada capacidad de líquido y dificultades para su fabricación, son los menos utilizados en la industria.

➤ Diámetro de la Partícula de Líquido: Referido como el diámetro promedio o equivalente de las gotas del líquido presentes en la corriente de gas. Como su determinación requiere de un análisis experimental de un muestreo del gas para obtener la distribución y el tamaño de las partículas que resulta inexacto, se utiliza como guía un estimado tabulado en las normas internacionales de los rangos característicos del diámetro de partícula, según el tipo de servicio del separador.

➤ Requerimiento de un Extractor de Niebla: Su uso depende de la función del separador, los requerimientos de proceso de los equipos aguas abajo y la posibilidad

de disminuir el tamaño del recipiente gracias a que permite mayores velocidades del gas.

- Volumen Retenido de Líquido: Es el volumen de líquido existente entre el nivel alto y bajo dentro del separador. Depende del tiempo de retención del líquido dentro del separador y del caudal del mismo. Se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales, y para proveer suficiente volumen de líquido para una parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación.
- El Tiempo de Retención: Es el tiempo que tarda el flujo de líquido en llenar el volumen de operación del recipiente, es decir, cuántos minutos deben transcurrir entre el nivel alto y el bajo. Es una función de los requerimientos de control o emergencia y de condiciones del proceso como lo son el servicio del separador y los equipos aguas abajo.
- Velocidad Crítica del Gas: Se define como la velocidad de gas máxima que puede alcanzarse dentro del separador, tal que no ocurra arrastre de las partículas líquidas.
- El factor *K*: Es un parámetro empírico que involucra todos los elementos que afectan la separación además de las densidades, tales como: presencia de espuma, de sólidos, viscosidades de las dos fases, tensión superficial, presión de operación, grado de separación requerido, etc. Asociaciones como GPSA, API, PDVSA y ACS Industries sugieren rangos de valores para este parámetro en función al tipo de separador.

II.5.8 Diagramas de Flujo del Proceso (DFP).

Es la representación esquemática de la secuencia, las etapas, los equipos y las corrientes principales del proceso. También tiene información básica sobre la filosofía de operación y control (principales lazos de control) y las principales

características de diseño, especificaciones de los equipos requeridos en el proceso y sus condiciones de operación.

II.6 Herramientas Utilizadas para la Conceptualización de la Unidad.

La simulación de proceso es una herramienta fundamental que permite predecir de forma rápida y confiable el comportamiento de un proceso químico o de una planta, a partir de una representación matemática y realista del mismo. La simulación sirve de apoyo en el diseño, evaluación y optimización de unidades y procesos, así como también en la sensibilidad de parámetros claves como lo son las condiciones de operación, flujos de alimentación, especificaciones de productos, etc.

En general, se puede decir que un simulador es un programa que predice el comportamiento de un proceso a partir de un modelo adecuado previamente analizado, que incluye sistemas termodinámicos adecuados, modelos de propiedades de transporte, ecuaciones de transferencia de calor, de las características de construcción del mismo, entre otros. La exactitud con la cual el programa produce los resultados dependerá básicamente de la fidelidad de los modelos matemáticos y sus limitaciones teóricas, los métodos numéricos y la confiabilidad de los valores de las variables de entrada.

Actualmente existe en el mercado de una gran variedad de paquetes de computación para la simulación de procesos, cada vez más avanzados para tener la capacidad de simular cualquier tipo de proceso, por más complejo que este sea y con interfaz usuario-simulador más amigable, permitiendo así al ingeniero de procesos incorporar con mayor frecuencia estas herramientas de cálculos en su trabajo cotidiano, brindándole un mejoramiento de su productividad y tiempo de respuesta.

Los simuladores utilizados en este trabajo son los que se señalan a continuación:

PRO/II®:

Es un simulador en estado estacionario desarrollado por *Invensys* que permite el diseño de procesos y el análisis operacional mejorado. Es una herramienta muy

adecuada para realizar los balances de masa y los cálculos rigurosos del balance de energía para una amplia gama de procesos químicos, en especial los que involucran petróleo, gas natural y polímeros, permitiendo la solución más comprensiva de la simulación entre todos los disponibles hoy en día.

ASPEN PLUS®:

El Sistema Avanzado para Ingeniería de Procesos – Advanced System for Process Engineering (ASPEN) – es un software líder como herramienta de modelado de procesos de diseño conceptual, optimización y monitoreo de desempeño para la industria química, de polímeros, de metales y de minerales. Desarrollado en la década de 1970 por investigadores del Massachusetts Institute of Technology (MIT) y comercializado desde 1980 por la compañía Aspen Tech, Aspen Plus es un simulador estacionario, secuencial modular, con la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales e incluye comportamiento de iones y electrolitos. Modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual haya un flujo de materia y energía de una unidad de procesos a otra, y es especialmente el software más indicado para simular reactores catalíticos ya que permite que el usuario introduzca datos de la cinética involucrada, cantidad y propiedades del catalizador, entre otras.

HTRI Xchanger Suite®:

HTRI (Heat Transfer Research, Inc.) es un software de simulación aplicado al diseño y evaluación de equipos de transferencia de calor. Con sus 50 años en el mercado, este programa está integrado por una extensa base de datos fundamentada en la operación de diversos tipos de equipos de transferencia de calor a escala industrial. Permite el diseño y la evaluación de intercambiadores de calor tipo carcasa y tubos, doble tubos, enfriadores de aire, economizadores y tuberías enchaquetadas, arrojando resultados muy confiables con gráficos que combinan cualquier variable de proceso que se desee evaluar, tanto de las corrientes de proceso involucradas como del intercambiador a diseñar.

II.7 Estimación de Costos.

El objetivo de una planta es desarrollar un proceso capaz de producir un beneficio. Visto que el beneficio es igual a las ganancias obtenidas menos todos los gastos, es esencial conocer cuáles son los gastos implicados en el proceso y estimar sus costos.

El gasto más importante para cualquier proceso industrial es la inversión de capital, el cual representa el dinero que se requiere para poner el proyecto en marcha.

Existen diversos factores de costos que tienen un impacto proporcional en la inversión del capital. Estos se dividen en *costos directos*, que son aquellos elementos que están relacionados al proceso químico de la planta, es decir, los equipos, el material y la mano de obra necesaria para la instalación completa de una planta, los cuales normalmente abarcan entre el 70 y el 85% de la inversión, y en *costos indirectos*, que son aquellos que, siendo necesarios para la ejecución de proyecto, no se particularizan en elementos tangibles; un ejemplo de este tipo de costos son los salarios administrativos, el transporte del material, la supervisión de la construcción, entre otros. Estos representan el 30%-15% de la inversión total.

Una estimación de la inversión del capital inicial para una planta puede variar desde un estimado de un pre-diseño basándose en información básica como el tamaño del proyecto propuesto, hasta un estimado detallado preparado a partir de datos muy específicos. Entre estos dos extremos existen otros tipos de estimados que varían en precisión dependiendo de la etapa de desarrollo del proyecto. Las siguientes cinco categorías mostradas en la Tabla 4 representan la gama de estimación de costos más usada en las consultoras.

A pesar de que la estimación de orden de magnitud y de estudio presentan un alto margen de error en la precisión del costo real, son muy importantes para determinar si un proyecto es rentable y continuar a la siguiente fase de ingeniería o para comparar diseños alternativos.

Tabla 4. Clasificación para Estimados de Costos (*inelectra, 2012*).

CLASE	NOMBRE	FASE DEL PROYECTO	RANGO DE PRECISIÓN	USOS	METODOLOGÍA DE ESTIMACIÓN DE COSTOS		
					EQUIPOS	MATERIALES A GRANEL	CONSTRUCCIÓN
V	Estimado de Orden de Magnitud (Estimación de Relación)	Estudio / Visualización	-50% / +100%	- Perfil - Pre-Factibilidad - Planificación a mediano plazo	- Método "Las Seis Décima" o "Factor Exponencial" - Curva de Costos Vs Capacidad - Base histórica de costos		
IV	Estimado de Estudio (Estimación Factorizada)	Ing. Conceptual	-30% / +50%	- Factibilidad, planificación para el desarrollo de la Ing. Básica - Decisión de inversión, según alternativas de diseño	- Sistema de costos - Bases de datos - Cotizaciones de equipos similares - Precios referenciales	- Cálculo empleando factores sobre el costo de equipos mayores - Data histórica (plantas similares)	- Cálculo empleando factores sobre el costo de equipos, para la instalación de equipos y materiales
III	Estimado Preliminar (Estimado de Alcance)	Ing. Básica	-20% / +30%	- Solicitud de financiamiento para la ejecución de la Ing. De Detalle - Colocar O/C de equipos y materiales de largo tiempo de entrega	- Cotizaciones de equipos mayores, según hojas de datos	-Cómputos métricos - Algunos factores - Algunas cotizaciones - Bases de datos	- H-H en cantidades - Cálculo de tarifas según contrato
II	Estimado Definitivo (Estimado de Control de Proyecto)	Ing. De Detalle	-15% / +20%	- Solicitud de aprobación de financiamiento para procura, construcción y arranque de proyecto - Presupuesto base para control de costos	- Cotizaciones en firme de equipos, según hojas de datos	- Cotizaciones de materiales según cómputos métricos	- H-H para montaje de equipos y materiales - Cálculos de tarifas según contrato
I	Estimado Detallado (Estimación del Contratista)	Ing. De Detalle	-10% / +15%	- Control de procesos de licitación y control de ejecución	- O/C y cotizaciones firmes de equipos mayores, según hojas de datos	- Cotizaciones de materiales según requisiciones de material	

El estimado de costos asociado a la etapa de ingeniería conceptual es el estimado Clase IV, también llamado estimación factorizada porque se realiza tomando como base el costo total de todos los equipos contenidos en el proceso, que es un factor de los costos directos de la inversión inicial. El monto obtenido del costo de los equipos se considera que es un porcentaje entre el 15 y el 40% del costo de la inversión total y a partir de este se determinan los costos de los demás factores, luego de asignarles los porcentajes que representan sobre la inversión total. (Peters & Timmerhaus, 1991).

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

En el presente capítulo se muestra el procedimiento que conforma la estrategia metodológica empleada para el desarrollo de la conceptualización de la Unidad de Deshidrogenación de Propano.

III.1 Inicio del Proyecto y Revisión Bibliográfica.

Una vez ingresada en la empresa consultora *inelectra*, se definió el proyecto con el tutor industrial, se especificaron los objetivos y se planteó el plan de trabajo preliminar.

Inicialmente se revisó el proyecto previo *Estudio de la Factibilidad e Ingeniería Conceptual de un Nuevo Splitter de Propano-Propileno*, del cual surgió el tema de este Trabajo Especial de Grado. En esta etapa se delimitaron las distintas fases de ingeniería con las se trabaja en los proyectos de una consultora y se conoció el alcance que tiene cada una de éstas.

Se realizó la búsqueda intensiva de información en revistas científicas, libros técnicos y en la red de internet, acerca de todo lo relacionado con el proceso de deshidrogenación de propano para la producción de propileno. Esta actividad permitió recopilar una gran cantidad de publicaciones que fueron útiles para comprender y poder desarrollar el presente Trabajo Especial de Grado.

A partir de esta revisión bibliográfica se halló que, comercialmente, este proceso se lleva a cabo solamente a través de tecnologías licenciadas, y que la reacción ocurría bajo la presencia de un catalizador, por lo que se investigó con profundidad sobre los distintos tipos de catalizadores empleados en el proceso, los mecanismos de reacción y el modelo cinético. Para este último punto se contó con trabajos experimentales que definían los parámetros cinéticos requeridos.

III.2 Análisis de Alternativas y Selección de la Tecnología.

Considerando que para llevar a cabo el proceso de deshidrogenación de propano existen varias vías propuestas por distintos licenciados de tecnología, fue necesario utilizar un método de análisis de alternativas a través del cual se obtuviese la más adecuada para el proceso. Para ello se empleó el modelo de selección utilizado en la empresa *inelectra*, que consiste en la elaboración de matrices comparativas desarrolladas bajo el Proceso Analítico Jerárquico *AHP*, por sus siglas en inglés, el cual establece que las alternativas consideradas se evalúan con respecto a varios criterios y subcriterios; estos son establecidos dependiendo del objetivo de la selección. El procedimiento utilizado para llevar a cabo la matriz de selección de alternativas se describe a continuación.

Primero se planteó como objetivo del análisis determinar la tecnología más apropiada de todas las disponibles en el mercado actual, para establecer en base a ésta el esquema de la Unidad de Deshidrogenación de Propano que se deseaba conceptualizar. Para ello se investigó sobre las cinco tecnologías licenciadas existentes en el mercado para tener bien definidas las alternativas. Luego se identificaron las bases de la evaluación, las cuales definieron que las tecnologías debían cumplir que la alimentación fuera propano y generara como producto una mezcla de propano propileno a partir de un proceso de deshidrogenación, teniendo como premisa que para dicha evaluación no se consideraría el estudio económico. Una vez conocidas las tecnologías disponibles, se realizó una selección preliminar para descartar aquellas en las que no tuvieran suficiente experiencia comercial o información, obteniéndose de esta manera una lista corta de alternativas, conformada por los procesos Oleflex de UOP, Catofin de ABB Lummus y STAR de Phillips Petroleum.

Seguidamente, se elaboró un cuadro comparativo entre las tres tecnologías indicadas para obtener los factores que las diferenciaran y establecer de esta manera los criterios y subcriterios de evaluación. Como resultado del análisis, se definieron entonces tres criterios: Catalizador, Operatividad y Ambiente, cada uno con 6, 3 y 2

subcriterios respectivamente. Posteriormente se preparó una primera matriz comparativa para definir la importancia relativa entre los criterios sobre el objetivo del análisis. Luego se compararon las alternativas preseleccionadas en función de cada subcriterio con la finalidad de observar qué ventajas tenía una tecnología sobre las demás y de esta forma apreciar mejor su desempeño global sobre el criterio. Esta información sirvió como base para la elaboración de las tres matrices donde se comparó cada alternativa con respecto a los tres criterios.

Finalmente, se calculó la calificación total de cada una de las alternativas en una última matriz, en donde la ponderación de cada una de éstas sobre cada criterio fue multiplicada por el peso del criterio y una vez sumadas todas las ponderaciones se obtuvo la calificación final de cada tecnología, identificando la mejor opción aquella que resultó con el mayor puntaje.

III.3 Definición de las Bases de Diseño.

El documento “Bases y Criterios de Diseño” es elaborado al inicio de todo proyecto y contiene la información básica que permite definir tanto al proyecto como a la Planta.

En este documento se plantearon y definieron los siguientes aspectos:

- El alcance del proyecto, que estaba definido por el alcance de una ingeniería conceptual.
- La localización geográfica de la Unidad, la cual ya estaba preestablecida por la ubicación la NPSPP, visto que el proceso de una es la continuación del de la otra.
- Una breve descripción del proceso que se lleva dentro de la Unidad.
- El diagrama de bloques del proceso.
- El sistema de unidades utilizado en el proyecto. En este caso se escogió el sistema internacional (SI).
- El signo de separación decimal con el uso de una coma “,” y el punto “.” como separador de miles.

- Datos del sitio y condiciones climáticas, en donde se especificaron los valores de las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo, presión barométrica, humedad, pluviosidad, velocidad y dirección del viento y zona sísmica. Estos datos fueron extraídos del documento de Bases de Diseño del proyecto de la ingeniería conceptual de la NPSPP realizado anteriormente en *inelectra*.
- La capacidad de la Unidad, definida por la cantidad de propano de alimentación producido en la NPSPP.
- La caracterización de la alimentación, suministrada por la NPSPP como la especificación de la corriente de propano de subproducto.
- Las especificaciones de los productos, los cuales fueron conocidos y descritos en este documento luego de haber realizado la simulación del proceso con el programa PRO/II®.
- Las características de los servicios industriales. Estos solo fueron nombrados, detallando las condiciones a las cuales se encuentran disponibles dentro del condominio industrial. Sin embargo, no estuvo en el alcance de este Trabajo Especial de Grado determinar la cantidad requerida de cada uno de ellos.
- Las características de los insumos, de los cuales solo eran conocidas las condiciones, cantidades y propiedades del catalizador, después de haber desarrollado el diseño de los reactores y de los reportes del Proceso Oleflex; no obstante de los demás insumos no se obtuvo suficiente información debido a que estos se utilizan en la unidad paquete **A-101**, la cual no estuvo contemplada diseñar.
- La disposición final de las emisiones gaseosas.
- Finalmente, los criterios de diseño generales considerados en la conceptualización de la Unidad.

III.4 Desarrollo de la Simulación del Proceso.

Una vez seleccionado el Proceso Oleflex como la mejor tecnología, se procedió a examinar cada equipo de esta tecnología. Aquellos que no eran necesarios debido a las especificaciones de la materia prima y del producto de mezcla propano propileno, fueron eliminados, y las condiciones de operación de varios equipos que estaban restringidas por el licenciante tuvieron que ser estimadas o diseñadas. Es por esta razón que el proceso utilizado en la Unidad de Deshidrogenación de Propano es una adaptación del Proceso Oleflex.

El siguiente paso fue introducir la adaptación del proceso de dicha tecnología en el programa PRO/II® versión 9.0. Para llevar a cabo una simulación en este programa, primero se deben introducir datos relativos a los compuestos presentes dentro del proceso, es decir, materia prima, productos intermedios, principales y colaterales y un modelo que calcule su comportamiento, antes de incorporar los equipos que conforman el proceso que se desea simular. En este caso, se tenía conocimiento de cuáles eran todos ellos gracias a que estaban identificados en los documentos del proyecto de la NPSPP y de la tecnología Oleflex. Por lo tanto, los compuestos incorporados fueron: hidrógeno, metano, etileno, etano, propileno, propano, i-butano, n-butano, cis2-buteno, i-buteno y el 1,3-butadieno.

El siguiente paso fue establecer el método termodinámico. Se escogió Soave-Redlich-Kwong dado que es un modelo apropiado para sistemas con compuestos no polares como es el caso de los hidrocarburos (Amaloa Quintero, 2010).

Luego se introdujo la primera corriente. Como se puede observar en la Figura 15, a esta corriente se le especificaron los flujos molares de todos los componentes que conformaban la corriente de alimentación, las condiciones de temperatura y presión de la misma, se le asignó como número de corriente “1” y se le especificó como sistema termodinámico el que traía por defecto (S-R-K) dado que ya había sido especificado anteriormente.

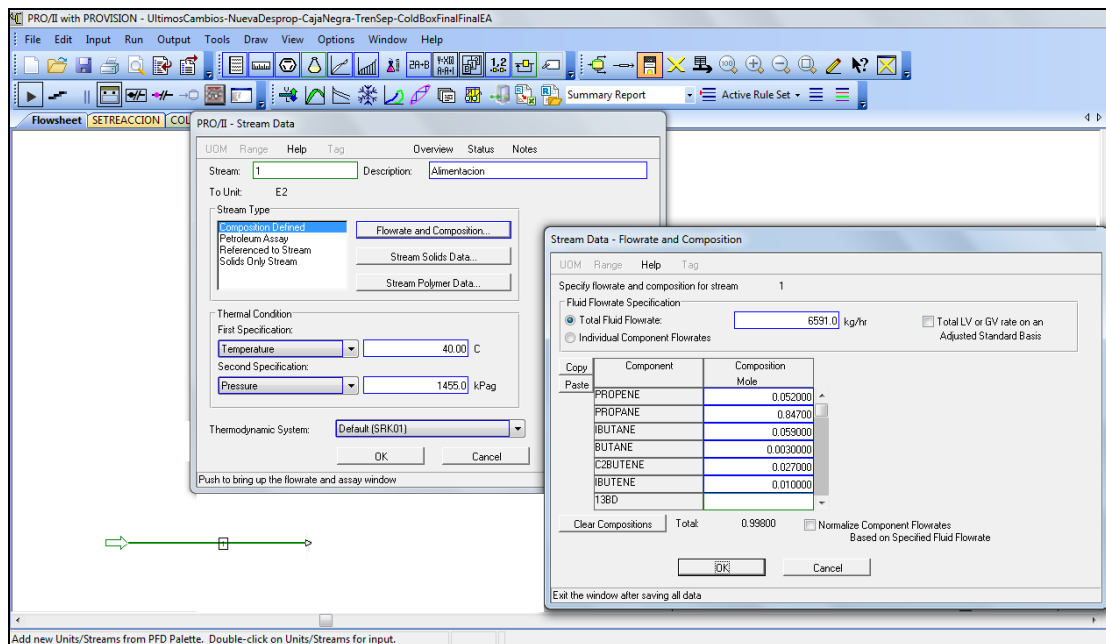


Figura 15. Especificación de una Corriente en PRO/II®.

Así como la corriente “1”, todas las corrientes fueron nombradas con una secuencia de números en orden creciente, con la idea de que, al momento de generar el balance de masa y energía, las corrientes tuvieran la misma enumeración que en su representación en los Diagramas de Flujo del Proceso, los cuales fueron generados posteriormente.

Una vez establecida la corriente de alimentación (“1”), se procedió a colocar todas las corrientes y equipos que constituyen el proceso de la Unidad, resultando la interfaz del simulador con el esquema que se muestra en la Figura 16.

Para simular la *Despropanizadora C-101* y el *Enfriador de Butanos E-101* se realizó un procedimiento iterativo porque la alimentación del primer equipo es el producto del segundo y viceversa, aunque el *Enfriador de Butanos* se diseñó con el programa HTRI *Xchanger Suite*®, que fue llevado a cabo en paralelo con la simulación de PRO/II®.

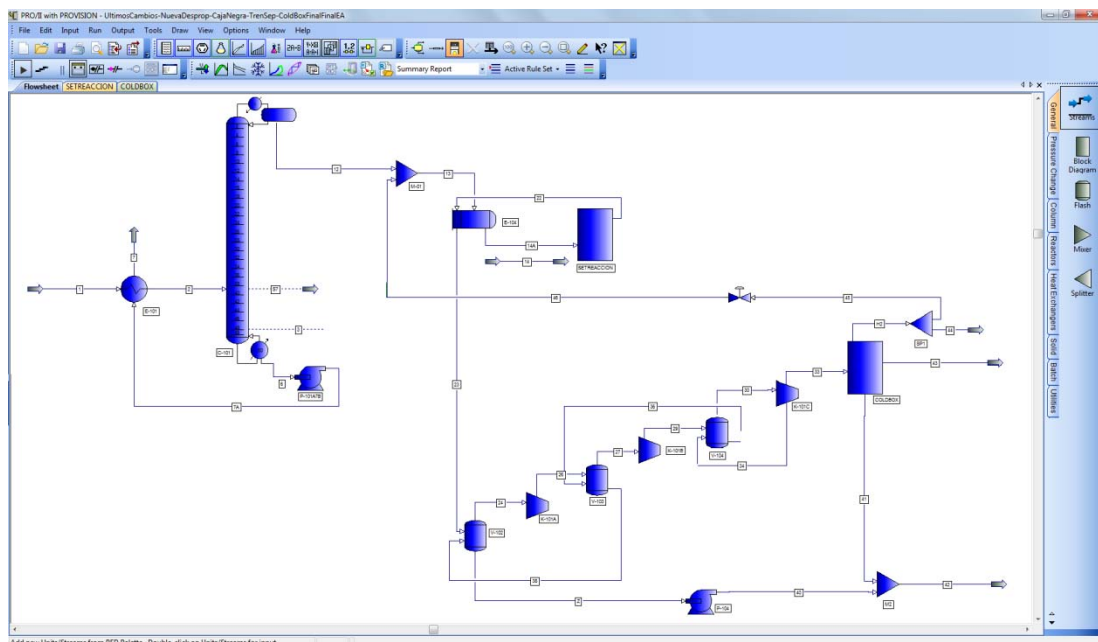


Figura 16. Esquema de la Simulación en el Programa PRO/II®.

En PRO/II® las columnas de destilación están provistas de rehervidores y condensadores como un conjunto y solo proporcionan una corriente de producto de tope y una corriente de producto de fondo, por lo que para obtener las corrientes intermedias entre dichos equipos, se utilizó como estrategia la opción de *pseudoproductos* en la columna. Estas corrientes de *pseudoproductos* no afectan el balance de masa y energía de la columna, pero si son consideradas en el reporte que genera el balance de masa y energía del proceso.

El *Pre calentador del Horno E-104* fue configurado inicialmente en PRO/II® con una temperatura de salida estimada, porque en él se aprovecha la energía del efluente del último reactor, ubicado aguas abajo. Fue después de haber logrado la simulación del set de reacción que se obtuvieron los datos requeridos para llevar a cabo el diseño de este intercambiador de calor en el programa *HTRI Xchanger Suite*®. Luego se corrigieron las condiciones de las corrientes de salida de este equipo en la simulación de PRO/II®.

El cálculo de los reactores del programa PRO/II® no es tan sensible y específico como se requiere en este Trabajo Especial de Grado. Los reactores empleados en el

proceso de deshidrogenación son catalizados, y el único programa de simulación comercial que permite introducir la cinética de la reacción llevada a cabo en un reactor de este tipo es Aspen Plus®. Por lo tanto, se realizó la simulación de los cuatro reactores en serie y los cuatro hornos de inter-etapas en Aspen Plus®, obteniéndose así las composiciones y condiciones de las corrientes contenidas en este bloque.

No obstante, para darle continuidad a la simulación de PRO/II®, se utilizó como estrategia el llamado *Block Diagram*, mejor conocido como una *Caja Negra*, que permite realizar un segundo diagrama de flujo dentro del principal, para simplificarlo, como se muestra en la Figura 17.

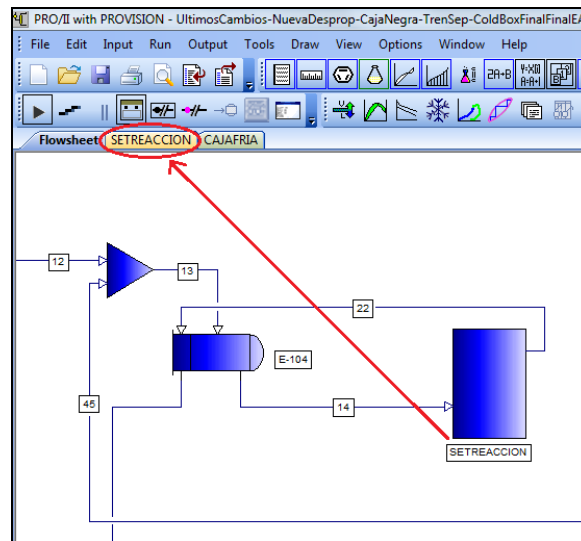


Figura 17. *Block Diagram* en la interfaz de PRO/II®.

La corriente de salida del precalentador **E-104** fue conectada a dicha *caja negra* y dentro de ésta se crearon y especificaron las ocho corrientes obtenidas de la simulación de Aspen Plus®.

La corriente que sale del tope del *Depurador de Descarga*, es introducida a la *Caja Fría A-102*, que es una unidad paquete, de la que solo se conocía que su función es separar gases mediante la expansión de estos y, la disminución de temperatura ocasionada es aprovechada para enfriar las corrientes previas a la estrangulación. Sin

embargo, como los equipos que ésta contiene y sus condiciones de operación son desconocidos, se volvió a utilizar la función del *Block Diagram*.

Para simplificar su diseño, se asumió que se obtenía una separación perfecta entre los compuestos con mayor amplitud entre sus puntos de ebullición, es decir, se obtendría una corriente de mezcla propano propileno únicamente, otra de gas combustible compuesto exclusivamente por metano, etano y etileno, y una última corriente de hidrógeno puro.

III.5 Diseño de los Equipos Principales.

➤ Columna.

Para el diseño de la despropanizadora no fue necesario realizar los métodos gráficos de McCabe-Thiele o Ponchon-Savarit, debido a que las columnas fraccionadoras de gas natural están parcialmente estandarizadas en cuanto a sus dimensiones. En su lugar, se investigó cuáles eran dichos estándares y se revisaron las despropanizadoras de proyectos anteriores para tener un conocimiento de las dimensiones típicas y detectar aquellas variables que suelen estar acotadas en determinados valores y criterios, para diseñar la *Despropanizadora C-101* con la ayuda del simulador PRO/II®, basándose en lo investigado.

Para diseñar la columna de destilación en dicho simulador se completaron todos los datos que se muestran en la Figura 18.

Primero se introdujo un número de etapas preliminar, cuyo valor fue escogido entre el rango comprendido entre 40 y 55. Luego se especificó que la columna tenía un condensador total y un rehervidor de tipo Kettle convencional, por razones que se explicarán más adelante en el diseño de los intercambiadores de calor de la Unidad. Vale destacar, que se asumió que las pérdidas de calor de la columna al ambiente serían despreciables, porque normalmente el valor de este calor es muy pequeño.

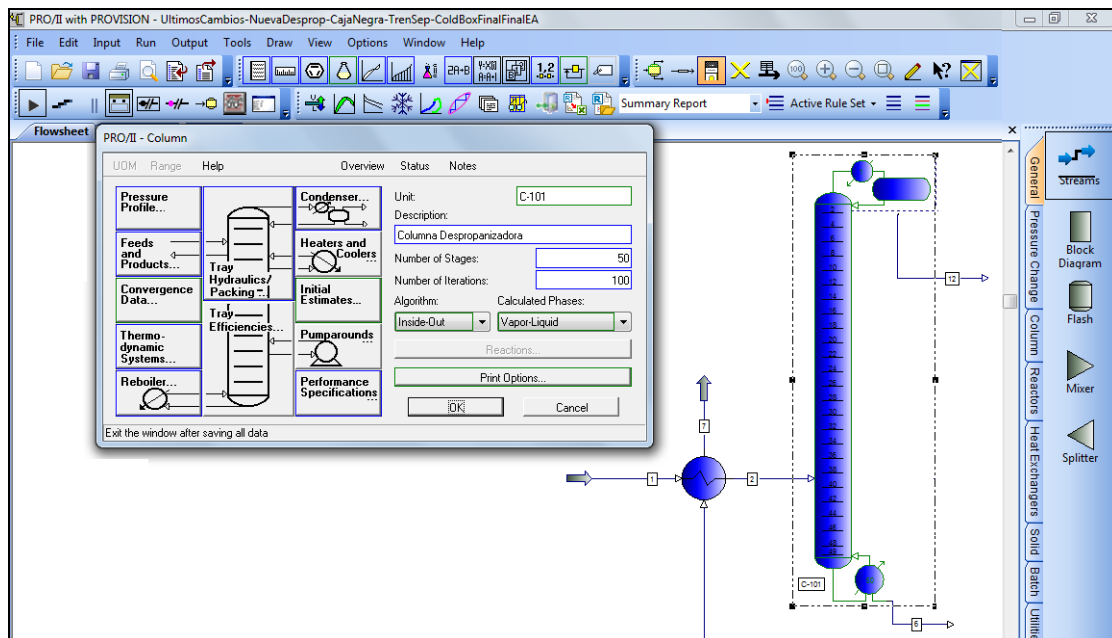


Figura 18. Ventana para la Especificación de Columnas de Destilación en PRO/II®.

Para especificar la caída de presión en toda la columna se consideró la heurística de que la caída de presión en cada plato va de 0,5 a 1 psi. Como el fluido que procesa este equipo es bastante limpio y no se presentan obstrucciones relevantes al fluir de un plato a otro, se seleccionó el valor mínimo (0,5 psi) que, al multiplicarlo por el número de platos típicos de las despropanizadoras, se obtuvo 1 bar como caída de presión aproximada en toda la columna.

Seguidamente, se indicó el plato de alimentación y las corrientes de productos de tope y de fondo, ambas en fase líquida y el flujo deseado de una de ellas.

En cuanto a los internos de la columna, se puntualizó que todas las etapas estarían constituidas por platos perforados del mismo diámetro, los cuales son más óptimos para este proceso, según información proporcionada por un fabricante. Para el espaciado entre los platos se consideró el valor sugerido por el reporte del simulador y el diámetro de los mismos fue establecido atendiendo el factor de inundación.

Finalmente, se establecieron como variables fijas del diseño la proporción molar de reflujo y el flujo másico del producto de fondo; y se asignaron el calor retirado y

proporcionado por el condensador y el rehervidor como variables de iteración con las cuales conseguir la convergencia de la columna.

Para calcular la altura de la columna se tomó en cuenta el número de platos obtenidos, el espaciado entre estos, su espesor y la distancia entre el último plato y el fondo. Para determinar el valor aproximado de este último término se empleó la Ecuación 15 mostrada a continuación.

$$V_{cilindro} = \pi \times \frac{(D)^2}{4} \times Altura_{fondo} = Q_{plato48} \times t_{residencia} \quad \text{Ecuación 14}$$

$$Altura_{fondo} = \frac{4 \times Q_{plato48} \times t_{residencia}}{\pi \times (D)^2} \quad \text{Ecuación 15}$$

Donde:

$V_{cilindro}$: Volumen del fondo de la columna [m³].

D : Diámetro de la columna [m].

$Q_{plato48}$: Caudal de líquido del último plato = 0,68 m³/min.

$t_{residencia}$: Tiempo de residencia estándar del líquido de fondo de una columna = 5 min.

El caudal de líquido del último plato se obtuvo a través de la simulación de PRO/II®. El espesor de los platos perforados comúnmente es de 50 mm. El cálculo de la altura se obtuvo entonces a partir de la Ecuación 16.

$$Altura_{columna} = d \times N^{\circ}Platos + e \times N^{\circ}Platos + Altura_{fondo} \quad \text{Ecuación 16}$$

Donde:

d : Espaciado entre los platos = 0,6 m.

e : Espesor de los platos = 0,05 m.

➤ Recipientes.

El procedimiento analítico para el cálculo de las dimensiones de un recipiente es bastante complejo por la cantidad de ecuaciones y variables que se tienen. La empresa *inelectra* cuenta con un programa propio “*Diseño de Separadores*” Versión 1.0 que involucra un conjunto de conceptos, valores típicos de diversas variables y la

metodología del modelo de cálculo, a través de las cuales se logra el dimensionamiento de recipientes separadores bifásicos horizontales y verticales.

Los datos de entrada del programa se agrupan en cuatro secciones: *Propiedades del Separador*, *Datos del Proceso*, *Detalles de Operación* y *Datos Adicionales del Separador*, las cuales se muestran en la Figura 19.

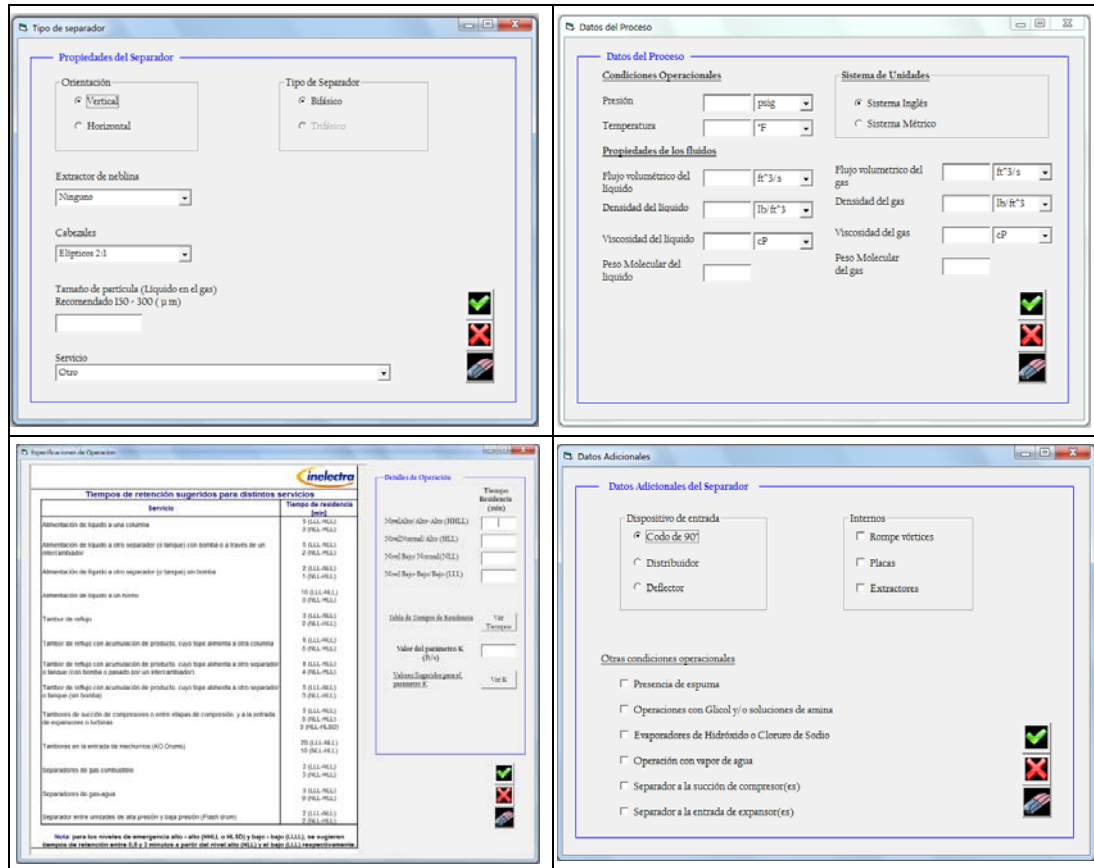


Figura 19. Interfaz del programa “Diseño de Separadores” Versión 1.0

En la primera sección se especificó la orientación del recipiente (horizontal o vertical), la presencia y el tipo de extractor de neblina (malla), el tipo de cabezales (elípticos 2:1, planos o hemisféricos), el diámetro de la partícula de líquido y el servicio que presta el recipiente. En la segunda sección se introdujeron las condiciones de presión y temperatura de operación del recipiente y las propiedades de los fluidos en fase líquida y gaseosa, tales como flujo volumétrico, densidad, viscosidad y peso molecular, que eran conocidos gracias a la simulación de PRO/II®.

En la tercera sección se establecieron los tiempos de residencia entre los niveles Alto-Alto / Alto / Normal / Bajo / Bajo-Bajo, los cuales fueron definidos siguiendo las Normas PDVSA N° MDP-03-S-03, la fracción de líquido presente en el separador (solo en separadores horizontales) y el valor de la constante empírica K para la velocidad crítica del gas. En todos los recipientes se consideró un valor intermedio que estuviera dentro de los rangos sugeridos por GPSA, API, PDVSA y ACS Industries. Finalmente, en la última sección se definieron detalles adicionales con los que se culmina el diseño del recipiente, como el tipo de dispositivo en la entrada (codo de 90°, distribuidor o deflector), presencia y tipos de internos (rompe vórtices o placas) y existencia de otras condiciones operacionales del fluido que pudieran influir en el diseño.

➤ Reactores.

Como se ya se ha mencionado, los reactores de deshidrogenación catalítica fueron diseñados a través del simulador Aspen Plus®.

Como en cualquier programa de simulación, primero se seleccionaron todos los componentes químicos presentes en el set de reacción, es decir, reactantes, productos principales y secundarios, y se especificó el mismo método termodinámico escogido para la simulación de PRO/II®.

Luego, en la pantalla principal, se agregó el diagrama de flujo del set de reacción, conformado por los cuatro reactores de tipo flujo pistón y cuatro hornos previos a cada uno de estos, conectados por nueve corrientes, resultando el esquema que se muestra en la Figura 20.

Como no se poseía reporte alguno de las condiciones y composiciones de la corriente de salida de los reactores de una industria existente ni se disponía de un laboratorio de donde obtener dichos datos, el diseño de los reactores de la Unidad se tuvo que basar en los mismos criterios considerados en los trabajos experimentales reportados en los antecedentes.

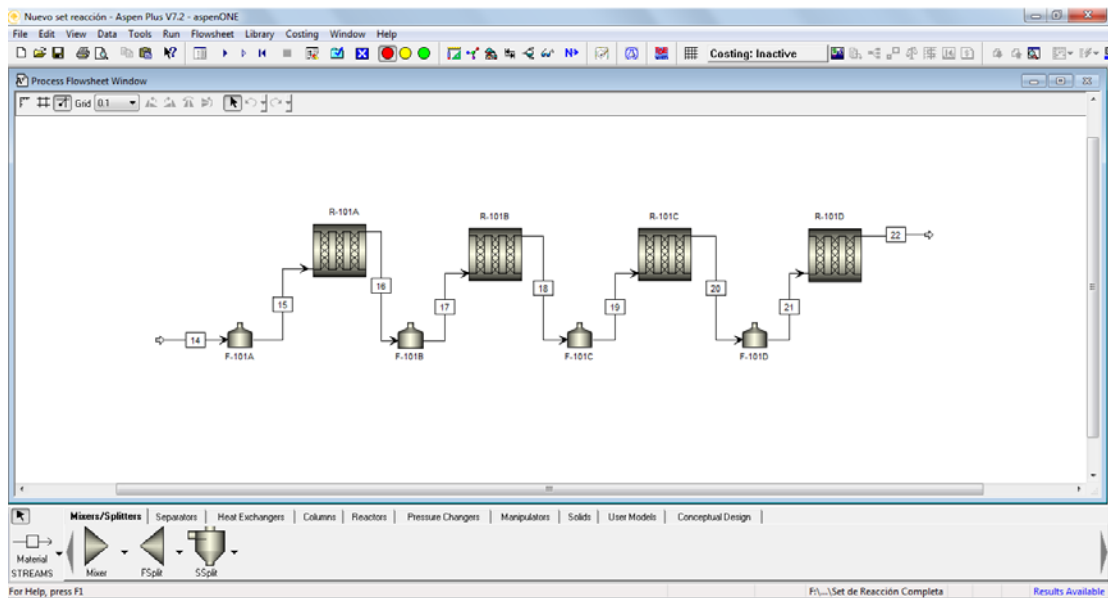


Figura 20. Esquema del Set de Reacción Introducido en el Simulador Aspen Plus®.

Según Chin et al (2011), es posible recrear el proceso de deshidrogenación de propano llevado a cabo en un reactor de lecho móvil industrial en un simulador utilizando el modelo cinético desarrollado por Loc et al (1996) y empleando reactores de flujo pistón (visto que no existen reactores de flujo radial en los simuladores comerciales) obteniendo el mínimo margen de error con respecto a los datos proporcionados por una planta industrial. Por esta razón, se consideró que los reactores de flujo radial propuestos por el Proceso Oleflex podían ser simulados en Aspen Plus® como reactores de flujo pistón.

Seguidamente, se especificaron las condiciones, componentes y flujos la corriente de alimentación del set de reacción, conocidas a partir de la simulación de PRO/II®.

Posteriormente, se procedió a especificar cada equipo. Se inició con los cuatro hornos ya que sólo se requerían como datos de entrada el valor de la temperatura de salida deseada, la caída de presión y las fases presentes dentro del equipo. Hasta este punto sólo se tenía asegurado que los hidrocarburos que se alimentaban en estos hornos estaría en fase vapor; el resto de los datos fueron completados con valores provisionales, basados en los fundamentos teóricos.

Luego se especificaron los reactores: primero se seleccionaron de tipo adiabático, atendiendo a lo descrito en el Proceso Oleflex, con valores preliminares de diámetro y altura iguales a los reportados en dicha tecnología. Se utilizó la correlación de Beggs-Brill para calcular la caída de presión de la corriente de proceso a través del reactor, porque es la correlación más recomendada para la predicción del modelo de transporte y caída de presión para este tipo de fluido gracias a su amplio rango de propiedades y condiciones. Por último, se indicó la presencia del catalizador en el reactor, su densidad de partícula y la carga del lecho catalítico. Se introdujo el valor de la densidad aireada reportada por el Proceso Oleflex, en lugar de la densidad compacta para incluir la condición de lecho móvil, y para estimar la masa de catalizador contenidos dentro de cada reactor, cuyo valor era desconocido, se tomó en cuenta el dato de LHSV, también reportado por la tecnología, calculando el volumen de catalizador a partir de la Ecuación 17 y luego la masa de catalizador dentro del reactor utilizando la Ecuación 18.

$$LHSV = \frac{V_{Alim}}{V_{Cat}}$$

Ecuación 17

$$m_{Cat} = V_{Cat} \times \rho_{Cat}$$

Ecuación 18

Donde:

LHSV: Velocidad espacial líquida por hora = 1 h^{-1}

V_{Alim} : Volumen de alimentación líquida por hora. El flujo volumétrico es tratado como líquido a condiciones estándares aunque a las condiciones de operación esté en fase gaseosa = $17,644 \text{ m}^3/\text{h} @ 0^\circ\text{C}$ y $1,013 \text{ bar}$.

V_{Cat} : Volumen del catalizador.

ρ_{Cat} : Densidad aireada del catalizador = $588,68 \text{ Kg/m}^3$.

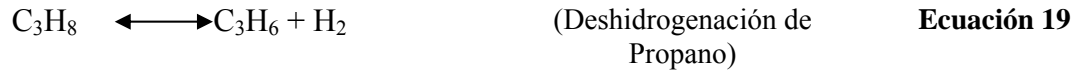
m_{Cat} : Masa del catalizador.

Cabe destacar que, según el Proceso Oleflex, los cuatro reactores, así como los hornos, tiene un diseño idéntico, hecho que disminuye sustancialmente las variables desconocidas del sistema.

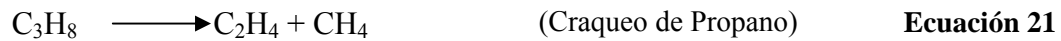
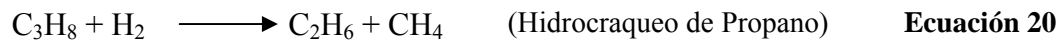
Finalmente, se procedió a especificar el esquema de reacciones para completar el diseño de los reactores.

El sistema de deshidrogenación fue considerado como un paquete conformado por las siguientes reacciones:

Reacción Principal:



Reacciones Secundarias:



Cada una con la cinética mostrada a continuación:

$$r_f = \alpha \times k_1 \left(1 - \frac{P_{\text{C}_3\text{H}_6} P_{\text{H}_2}}{P_{\text{C}_3\text{H}_8} K_{\text{eqf}}} \right) \frac{P_{\text{C}_3\text{H}_8}}{P_{\text{H}_2}^2 + K_{\text{C}_3\text{H}_8} P_{\text{C}_3\text{H}_8}} \quad (\text{Deshidrogenación de Propano}) \quad \text{Ecuación 22}$$

Donde:

r_f : Velocidad cinética de la deshidrogenación de propano [Kmol/m³s]

P_i : Presión Parcial del componente i [KPa]

α : Actividad del catalizador = 0,38

$$k_1 = 4,956 \times \exp \left(-\frac{24326,3}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{299,12} \right) \right) : \text{Factor Cinético.}$$

R: Constante universal de los gases = 8,314 KJ/Kmol*K

$$\left(1 - \frac{P_{\text{C}_3\text{H}_6} P_{\text{H}_2}}{P_{\text{C}_3\text{H}_8} K_{\text{eqf}}} \right) : \text{Expresión de Fuerza Motriz.}$$

$$\ln K_{\text{eqf}} = 20,559 - \frac{14277,768}{T} : \text{Constante de Equilibrio.}$$

$$\frac{1}{P_{\text{H}_2}^2 + K_{\text{C}_3\text{H}_8} P_{\text{C}_3\text{H}_8}} : \text{Expresión de Adsorción.}$$

$$K_{ads} = 3,48E^{-8} \times \exp\left(\frac{17200}{T}\right) : \text{Constante de Adsorción del propileno.}$$

$$r_H = 2,4E^{-9} \times \exp\left(\frac{-137000}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{793,15}\right)\right) \quad (\text{Hidrocrqueo de Propano}) \quad \text{Ecuación 23}$$

$$r_{IH} = 33 \times \exp\left(\frac{-137000}{RT}\right) \quad (\text{Craqueo de Propano}) \quad \text{Ecuación 24}$$

Donde:

r_H : Velocidad cinética del hidrocrqueo de propano [Kmol/m³s]

r_{IH} : Velocidad cinética del craqueo de propano [Kmol/m³s]

A pesar de que existen reacciones consecutivas indeseadas, éstas no fueron consideradas por complicaciones en la simulación y por lo tanto se asume que los promotores del catalizador las inhiben. Por otra parte, debido a la falta de información, la expresión para describir la tasa de formación de coque no se incluyó, aunque se asumió constante la cantidad de coque formado siempre que la temperatura de entrada se mantuviera sin cambios.

En el simulador se creó el paquete de reacción agregando los nombres, tipos y estequiometrias de las tres reacciones mencionadas. Las reacciones secundarias se especificaron como “*Reaction Class Powerlaw*”, mientras que la reacción principal se definió como “*LHHW*” y adicionalmente se indicó que era reversible. Luego se indicó que las tres reacciones se llevaban a cabo en fase vapor, la variable de concentración era la presión parcial y se introdujeron las variables que conforman a la expresión cinética, es decir, la constante k, la energía de activación y la temperatura de referencia, como se muestra en la Figura 21. Solamente para la reacción principal se indicaron los valores de los exponentes de las concentraciones que componen la fuerza motriz de la velocidad cinética y se introdujeron los datos de los términos que constituyen la expresión de adsorción.

Posteriormente, se definieron los parámetros de la constante de equilibrio de la reacción principal, que es la única reacción reversible del paquete, como se muestra en la Figura 22. Por último, se agregó la actividad de cada reacción, la cual fue

utilizada como variable abierta para conseguir la conversión deseada, ajustándola después de cada corrida.

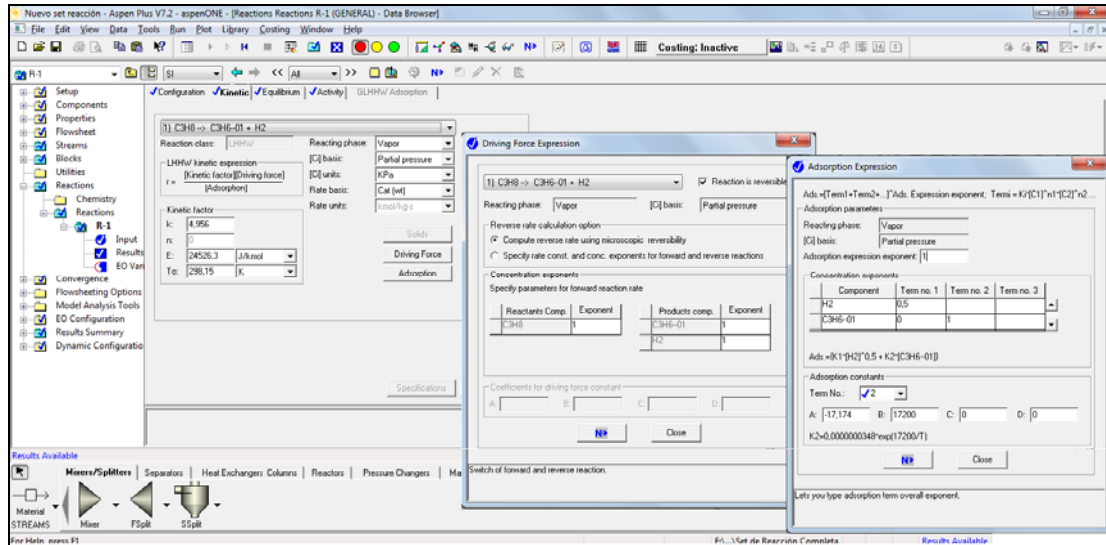


Figura 21. Especificación del Paquete de Reacción en Aspen Plus®.

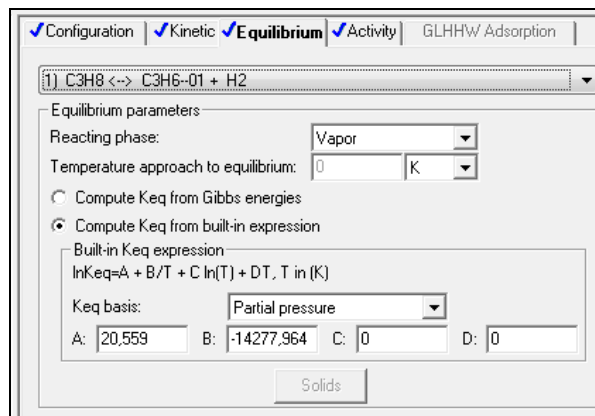


Figura 22. Especificación del Equilibrio de la Reacción Principal en Aspen Plus®.

Para verificar si el diseño de los reactores obtenido era el correcto, se calculó en una hoja de Microsoft Excel la conversión global de propano alcanzada por los reactores de la simulación y se comparó con la conversión global establecida por el Proceso Oleflex (40%), empleando la Ecuación 25.

$$X_{CB} = \frac{C_{CA0} - C_{CBF}}{C_{CA0}}$$

Ecuación 25

Donde:

$X_{C_3H_8}$: Conversión global del reactivo limitante (Propano).

$C_{C_3H_8}^0$: Concentración inicial del reactante limitante.

$C_{C_3H_8}$: Concentración final del reactante limitante.

Los datos de diámetro, longitud, temperatura de entrada y actividad introducidos inicialmente fueron modificados hasta obtener cuatro reactores iguales con los cuales se obtuviera una conversión global del propano igual al 40% y una selectividad hacia el propileno de 90%.

➤ Intercambiadores de Calor.

Los intercambiadores de calor **E-101** *Enfriador de Butanos* y **E-104** *Pre calentador del Horno* fueron prediseñados inicialmente a través de la guía de Intercambiadores de Calor de Carcasa y Tubos elaborado por el Prof. José Fernández de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Central de Venezuela, con el cual se obtuvieron datos preliminares del diámetro externo, espesor, material, longitud, arreglo y espaciado de los tubos, diámetro y espesor de la carcasa, espaciado y corte de los deflectores y, finalmente, la localización de los fluidos.

Luego, a partir de estos datos, se corrigió y completó el diseño de ambos intercambiadores empleando el programa de simulación HTRI *Xchanger Suite*[®], siguiendo el procedimiento descrito a continuación.

Primero se especificó el tipo de intercambiador de calor, la localización de los fluidos y el flujo másico, la temperatura y la presión de los fluidos a la entrada y la salida del equipo. Asimismo, se indicó el diámetro interno y orientación de la carcasa, el tipo, orientación, corte y espaciado de los baffles, y finalmente el tipo, longitud, diámetro externo, espesor, espaciado, arreglo y número de pasos de los tubos del intercambiador. Se tomó como criterio de diseño un factor de ensuciamiento igual a $1,76E-4 \text{ m}^2\text{K/W}$. La interfaz del programa al momento de simular el *Pre calentador del Horno (E-104)* se muestra en la Figura 23.

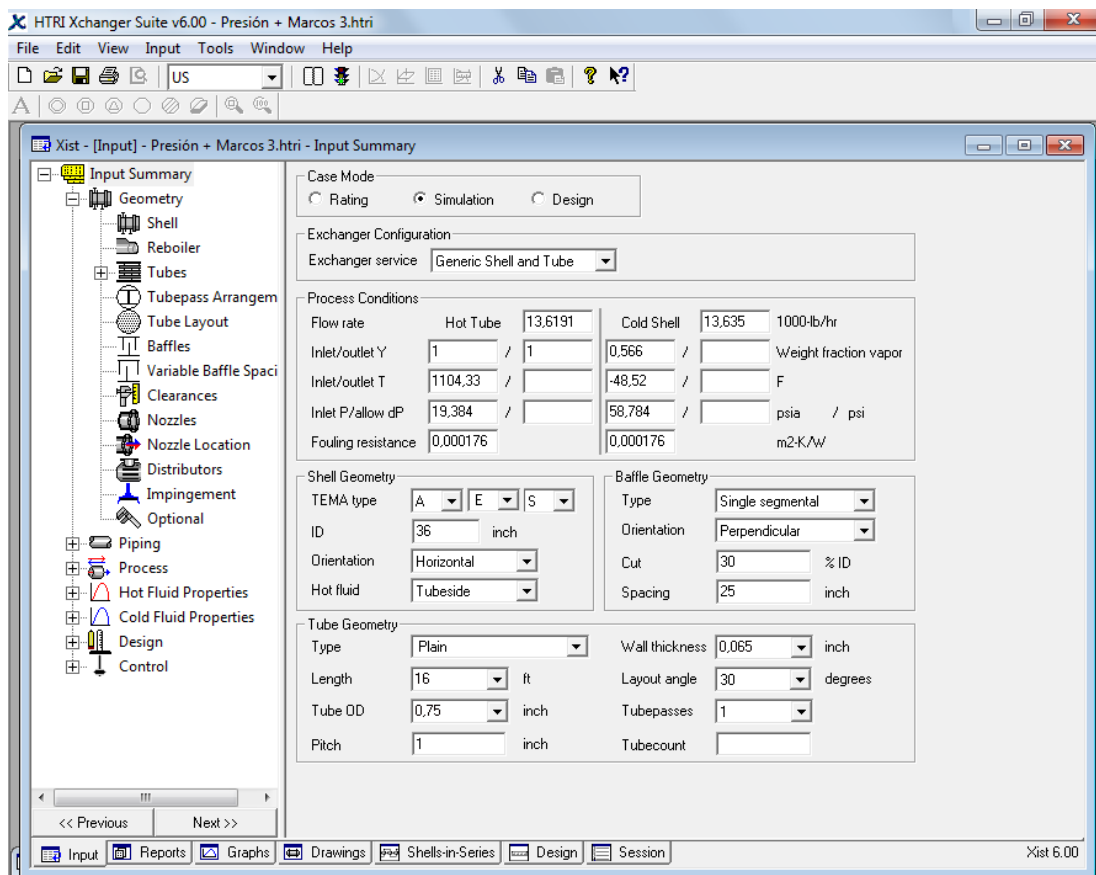


Figura 23. Interfaz del Simulador HTRI *Xchanger Suite*® para los Datos de Entrada.

Posteriormente, se introdujeron los componentes que constituyen al fluido caliente y al fluido frío, la fase y la cantidad en la que se encuentra cada uno. De esta manera, el programa puede determinar cómo será el intercambio de calor entre el fluido de la carcasa y el de los tubos.

A partir del reporte de la simulación, se verificaron los datos obtenidos y se realizaron tantas modificaciones como corridas fueron necesarias hasta obtener un diseño adecuado desde el punto de vista de procesos y de mecánica. Dentro de los factores que fueron considerados para alcanzar el diseño definitivo están las velocidades de flujo, las cuales debían caer dentro del rango comprendido entre 5 y 15 pies/s (1,5 y 4,5 m/s) para fluidos líquidos, y las fracciones de flujo B, A, C, E y F, donde B es la corriente principal que atraviesa el haz de tubos, por lo que se busca que su valor sea superior al 60%, y las demás fracciones son flujos de fuga que disminuyen la

transferencia de calor y por lo tanto sus valores no deben superar el 10% (Kuppan, 2000).

Para el *Enfriador de Butanos E-101* se obtuvo que, debido a que el flujo del fluido caliente era muy pequeño, era más conveniente diseñarlo como un intercambiador de doble tubos múltiples (*hairpin*), porque las velocidades de flujo que se obtenían eran sumamente bajas para las dimensiones estándares de los carcasa y tubos. Los intercambiadores de doble tubos múltiples tienen un diseño muy parecido a los de carcasa y tubos pero son más pequeños y por ende más económicos, lo cual es una ventaja.

Los diseños de estos intercambiadores de calor descritos fueron efectuados de acuerdo con los estándares de la TEMA.

Por otra parte, el *Rehervidor de la Despropanizadora E-102* solo fue especificado mas no fue diseñado por no ser considerado como equipo principal del proceso.

Se escogió un rehervidor de tipo kettle-sifón porque posee todas las ventajas de los rehervidores kettle y adicionalmente permite que el control del nivel de la columna sea en esta última, lo cual es mucho más cómodo.

Las condiciones de operación así como la cantidad de calor transferido al fluido de fondo se obtuvieron de la simulación de PRO/II®. Como este programa no permite la opción de rehervidor tipo kettle-sifón, se especificó como un kettle convencional visto que el diseño de ambos es muy parecido.

Se estableció el uso de vapor de baja como fuente de calor externa del rehervidor debido a que las condiciones en las que se encuentra disponible este servicio en el condominio industrial permiten alcanzar la temperatura deseada en el fondo de la columna (86,32°C).

De igual forma, el *Condensador de la Despropanizadora E-103* tampoco fue diseñado por la misma razón que el rehervidor. Se escogió un condensador total por heurística, visto que en su gran mayoría, este es el tipo de condensador empleado en

las columnas despropanizadoras industriales. Sus condiciones de operación y el calor retirado de la corriente de tope también se hallaron a partir de la simulación de la despropanizadora en PRO/II®. Se escogió como fluido de enfriamiento agua debido a que, de los tres medios generalmente empleados en las industrias, que son aire, agua y refrigerante, el agua de enfriamiento permite alcanzar temperaturas entre 95 y 105°F (35 y 40,50°C), datos extraídos de GPSA *Electronic Data Book*, y el condensador debía enfriar hasta 38,20°C. Además, la Unidad se ubicará como anexo de otra planta, por lo que el espacio es una limitante para el uso de enfriadores por aire, y el agua de enfriamiento es un servicio disponible en el condominio.

Los interenfriadores del compresor multietapa **E-105**, **E-106** y **E-107** tampoco fueron diseñados, y al igual que los dos últimos intercambiadores de calor descritos, sus condiciones de operación y la cantidad de calor retirado se obtuvieron de la simulación de PRO/II®. Se estableció el uso de agua helada como medio de enfriamiento preliminar para los tres equipos porque este fluido permite enfriar hasta temperaturas comprendidas entre los 80° y 40°F (26,66° y 4,44°C), rango que coincide con las temperaturas de salida que se desean alcanzar en las corrientes de procesos. No obstante, se plantea hacer la integración energética del proceso al reemplazar el agua helada por los efluentes de la *Caja Fría A-102*, para evitar el gasto de este servicio el cual no está disponible dentro del condominio industrial.

➤ **Bombas.**

Para desarrollar el diseño de las bombas, inicialmente se seleccionó el tipo de bomba. Se seleccionaron bombas centrífugas para la Unidad debido a que este tipo de bombas es empleado industrialmente en la mayoría de los fluidos de procesos con bajas viscosidades, como es el caso de los hidrocarburos livianos, cuyas presiones de descarga son moderadas, además de todas las ventajas que tienen este tipo de bombas, las cuales fueron mencionadas en el marco teórico.

Luego se realizó el cálculo hidráulico de las líneas que componen el circuito correspondiente a cada una de éstas, siguiendo el procedimiento desglosado a continuación.

Primero se estableció el circuito de cada bomba identificando el valor de la presión a la salida del equipo previo a la bomba y el valor de la presión del equipo de llegada.

Luego se determinaron las longitudes y elevaciones de los tramos de cada circuito, utilizando las normas PDVSA N° IR-M-01 *Separación entre Equipos e Instalaciones* para hallar las distancias que deben existir entre los equipos según los requerimientos de seguridad vigentes. Se tomó como criterio de diseño que aquellos tramos que tuvieran como punto de llegada el límite de batería, su distancia sería de 100m de longitud.

Los diámetros de las tuberías que conforman los circuitos se calcularon empleando la Ecuación 27:

$$Área_{transv} = \frac{\pi \cdot Diámetro^2}{4} = \frac{Caudal}{Velocidad} \quad \text{Ecuación 26}$$

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Caudal}{\pi \cdot Velocidad}} \quad \text{Ecuación 27}$$

Donde:

A_T : Área transversal de la tubería [m²]

D: Diámetro de la tubería [m]

Q: Caudal [m³/s]

V: Velocidad de Flujo dentro de la Tubería [m/s]

Se consideró como criterio de diseño que la velocidad de flujo dentro de las tuberías era igual a 2m/s, un valor promedio del rango establecido por las Normas PDVSA N° L-TP 1.5 *Cálculo Hidráulico de Tuberías*, el cual propone una velocidad para las líneas de succión y descarga de líquidos no hirvientes entre 1,22m/s y 3m/s.

Una vez hallados estos datos, en conjunto con las condiciones y propiedades de los fluidos de cada circuito obtenidos a través de PRO/II®, se procedió a calcular los parámetros de diseño de las tres bombas empleando el programa “Cálculos

Hidráulicos” Versión 2004, perteneciente a *inelectra*, que es una herramienta de simulación básica que modela sistemas de fluidos en una sola fase. A este programa se le suministraron cuidadosamente los siguientes datos: la presión al inicio de la línea de succión y la presión de llegada deseada, las longitudes, elevaciones y los diámetros hallados de las tuberías, los accesorios típicos en los arreglos de bombas, la temperatura, caudal, densidad, viscosidad y presión de vapor del fluido tanto en la línea de succión como en la de descarga. La interfaz de este programa se puede observar en la Figura 24.

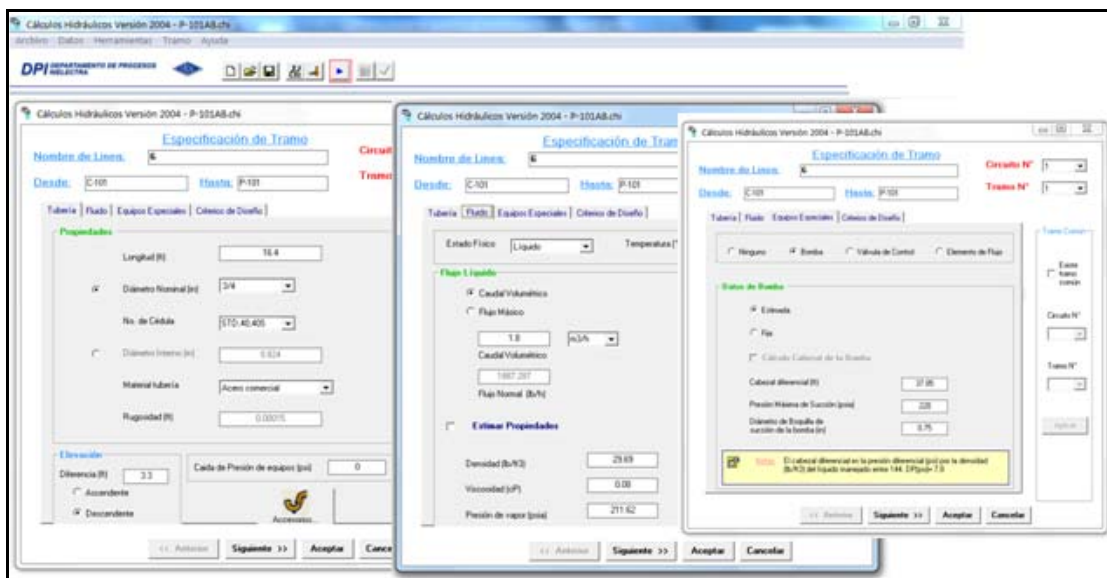


Figura 24. Diseño de Bombas a través del Programa “Cálculos Hidráulicos”.

Una vez corrida la simulación, el programa proporciona los resultados, a través de los cuales se verificó si se obtuvieron las presiones de llegada deseadas y que el fluido de las líneas de succión no alcanzó las condiciones de evaporación, asegurando de esta manera la inexistencia de cavitación en las bombas diseñadas.

➤ **Compresores.**

Para el compresor **K-101** sólo se determinaron los datos más básicos de este equipo porque su diseño corresponde a la disciplina de mecánica y su filosofía de operación y control es definida por el fabricante.

Primero se seleccionó el tipo de compresor, el cual depende de la presión de descarga requerida y el flujo manejado. Empleando el diagrama patrocinado por la empresa *Atlas Copco*, mostrado en la Figura 25, se obtuvo que, para 7.950 m³/h de gas procesado a los que se deseaba llevar a una presión de 25,33 barg, un compresor de tipo centrífugo es el más adecuado.

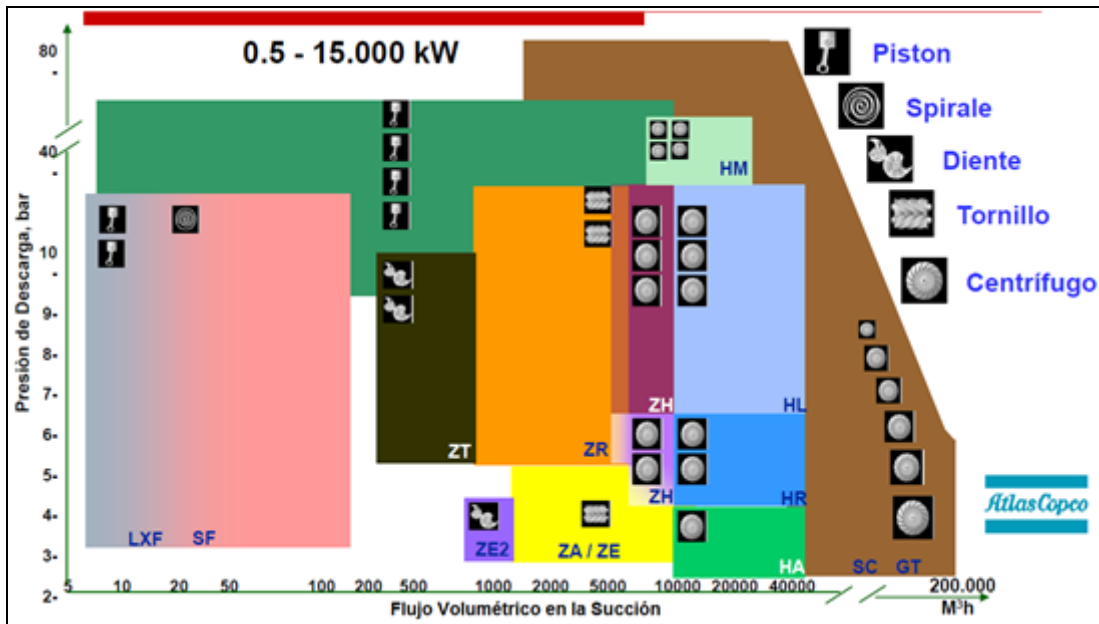


Figura 25. Diagrama para la Selección del Tipo de Compresor.

Luego se definió el número de etapas del compresor. Este dato se obtiene a través del cálculo de la relación de compresión (R_c), es decir, la relación que hay entre la presión absoluta de descarga y la presión absoluta de succión, como se describe la Ecuación 28.

$$R_c = \frac{P_{\text{Descarga}}}{P_{\text{Succión}}} = \frac{26,34 \text{ bar}}{1,11 \text{ bar}} = 23,73 \quad \text{Ecuación 28}$$

Como fue descrito en el marco teórico, si la relación de compresión es mayor a 15, lo apropiado es emplear un compresor de tres etapas.

Luego se calculó el diferencial de presión en cada etapa del compresor dividiendo el diferencial de presión total entre el número de etapas como se muestra en la Ecuación 29, con la finalidad de conocer la presión a la salida de las etapas, que es un dato de

entrada obligatorio para la simulación de un compresor en PRO/II®, que fue el programa utilizado para determinar la potencia de este equipo.

$$\Delta P_{\text{etapa}} = \frac{P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}}}{\text{Núm. Etapas}} = \frac{(25,33 - 0,10) \text{ barg}}{3} = 8,41 \quad \text{Ecuación 29}$$

Posteriormente, en la simulación de PRO/II®, se introdujo el esquema de un compresor multietapas conformado por los equipos que se observan en la Figura 26. En éste se especificó para los tres compresores la presencia de un *Aftercooler*, es decir, un enfriador ubicado a la salida de los mismos, a los cuales se les introdujo la temperatura de salida más alta con la que se lograra la condensación de los componentes más pesados, con el objetivo de tener el menor diferencial de temperatura en los enfriadores, que implica equipos más pequeños y menor cantidad de fluido de enfriamiento.

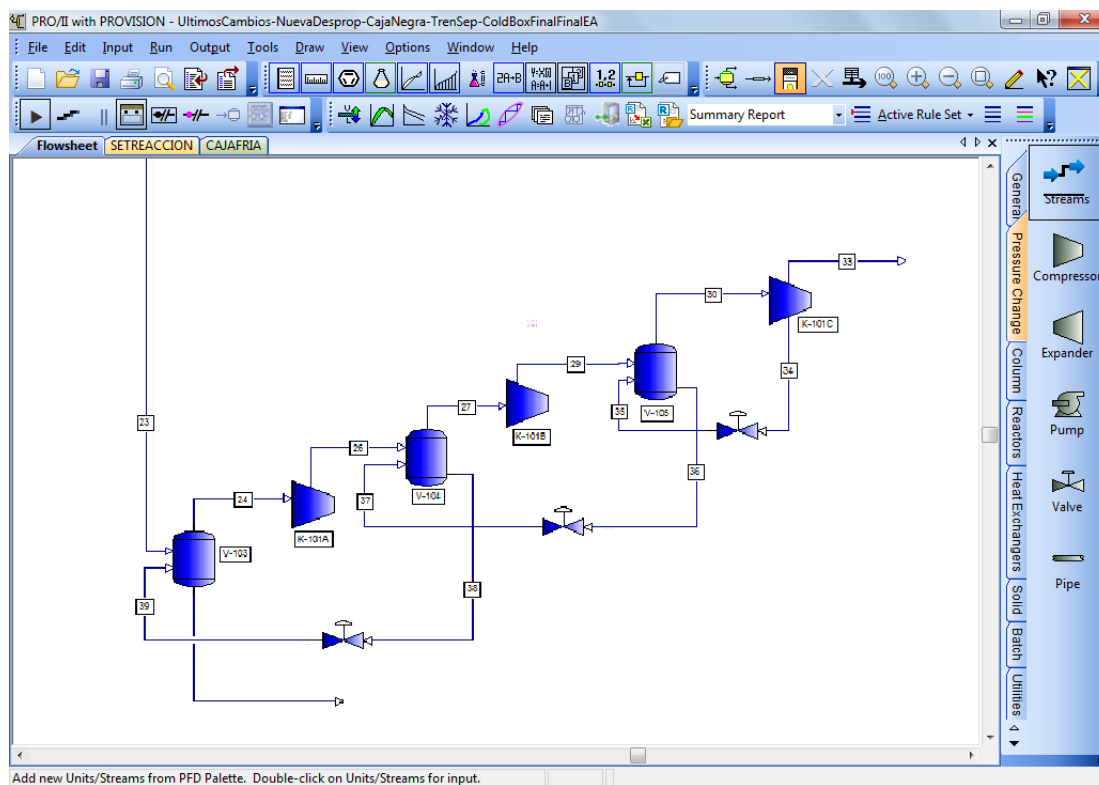


Figura 26. Esquema de un Compresor Multietapas en el Simulador PRO/II®.

Se observó que la compresión en la primera y última etapa generaba un aumento de temperatura muy alto, por lo que se modificaron los diferenciales de presión de las etapas en el orden de las décimas en función de las temperaturas de salida.

III.6 Generación del Balance de Masa.

Para elaborar el documento del balance de masa y energía, primero se tuvo que generar un nuevo reporte dentro de la interfaz del simulador PRO/II® una vez finalizada la simulación del proceso completo, a través de la opción *Output/Report Manager/New* ubicada en la barra de menú superior, con la cual se llega a una ventana del módulo *Sim4Me Reports*, tal y como se muestra en la Figura 27.

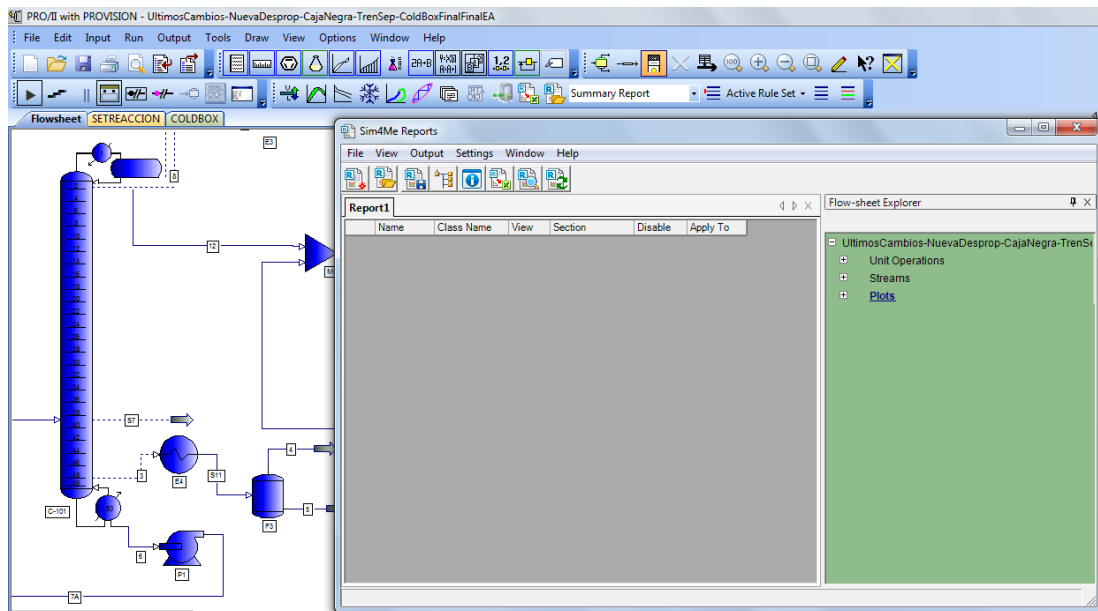


Figura 27. Ventana de Reporte.

Para reportar todas las corrientes de la simulación, se arrastró el cursor sobre la palabra *Stream* hacia el lado izquierdo de la ventana.

Luego de ordenarlas por orden creciente, se expandió la información de una corriente aleatoria y se seleccionaron todas las propiedades con el orden deseado para el formato del Balance de Masa y Energía usado, quedando la ventana como se muestra en la Figura 28.

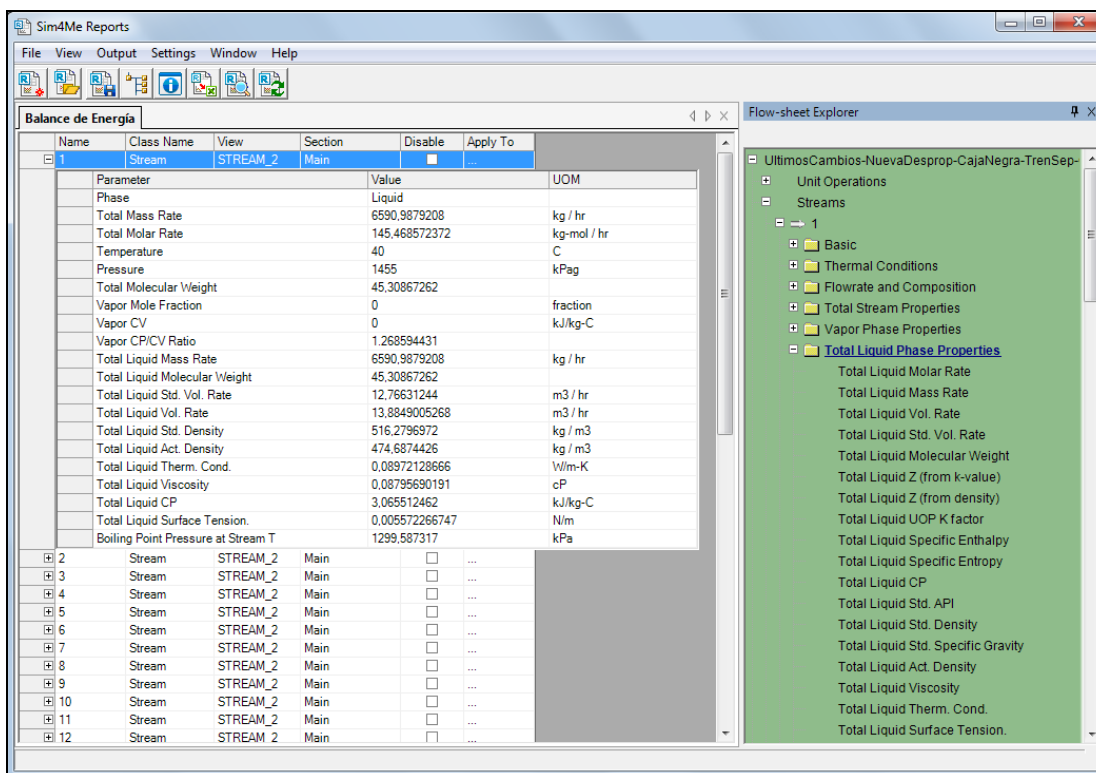


Figura 28. Organización de las Propiedades de las Corrientes Según Formato de Balance de Masa y Energía.

Una vez copiadas las propiedades seleccionadas a todas las demás corrientes, se procedió a generar el reporte en Microsoft Excel a través del menú *Output/Generate Report/Excel Report*, agregándole el formato para el documento del balance de masa y energía utilizado en la empresa.

III.7 Generación del Diagrama de Flujo del Proceso.

Basándose en la simulación del proceso, se procedió a dibujar el DFP empleando un programa especializado llamado Microsoft Office Visio®.

Inicialmente se configuró el tamaño y orientación de la hoja en doble carta horizontal y se plasmó el margen con el formato establecido en el Universidad según el Departamento de Diseño y Control de Procesos.

El diseño del DFP se realizó atendiendo a la Norma PDVSA N° L-TP 1.1 titulada *Preparación De Diagramas De Proceso*. Se fueron dibujando con líneas rectas de trazo grueso las corrientes del proceso, en sentido de izquierda a derecha, empleando una flecha al final de la línea, y se fueron conectando con los equipos de la Unidad, distribuidos uniformemente en el plano y dibujados según sus representaciones establecidas en la Norma PDVSA L-TP 1.2 *Simbología para Planos de Proceso*, de manera tal que la secuencia del proceso fuera comprendida fácilmente. Es importante destacar que en el DFP los equipos dibujados no representan el tamaño ni la orientación real, solo las proporciones relativas en las dimensiones de los mismos.

Las líneas de servicio fueron representadas con líneas de trazo fino y con una flecha al final y adyacente a la línea se colocó su respectiva sigla.

El límite de batería fue identificado utilizando una línea vertical discontinua, con las siglas “L.B.” en la parte inferior y en la parte superior la planta de origen o de destino de la corriente que atraviesa el límite de batería de la Unidad. La alimentación y los productos finales se representaron con una flecha blanca circunscrita en un círculo de fondo negro, y aquellas corrientes que continúan de un plano a otro se identificaron con una flecha gruesa y en su interior el número de plano de origen o de destino, en la parte superior la descripción de la corriente y en la parte inferior el equipo de procedencia o de llegada.

Todas las corrientes de proceso fueron identificadas numéricamente siguiendo un orden lógico creciente, dentro de rombos colocados sobre éstas. Por su parte, los equipos fueron identificados con códigos ubicados adyacentes a estos, compuestos por la(s) letra(s) correspondiente(s) al tipo de equipo, seguida del número de identificación que consiste en el número de la Unidad en la que se encuentran y el número consecutivo del equipo y, si aplica, la cantidad de letras en orden alfabético que correspondan al número de equipos idénticos duplicados.

Luego de identificar un equipo se colocó su respectiva etiqueta en la zona superior del plano y alineada verticalmente con el equipo. En ellas generalmente se detallan los siguientes datos: código de identificación, nombre del equipo y características de

operación normal y de diseño. Sin embargo, a ciertos equipos se les agregan datos adicionales característicos del tipo de equipo.

Habiendo terminado la representación gráfica del proceso, se procedió a establecer los lazos de control básico de los equipos y de las corrientes. Cada variable a controlar fue representada en un círculo conectado al equipo o a la línea, con las abreviaturas de indicativas del tipo de control en su interior. Las señales eléctricas asociadas al lazo de control se identificaron con una línea discontinua. Los elementos finales también se incluyeron como válvulas de control sobre la corriente.

Se utilizaron “NOTAS” para agregar información específica que no se puede representar en el dibujo.

Una vez finalizado el DFP, se preparó el diagrama de simbología donde se identificaron todos los elementos y equipos dibujados, abarcando desde las corrientes hasta los conectores, instrumentos, códigos y abreviaturas utilizadas.

También se incluyó en un último plano un balance de masa y energía reducido que sirve como guía para conocer la composición, flujo, condiciones y propiedades más resaltantes de cualquier corriente de la Unidad.

III.8 Desarrollo del Análisis de Costos.

Al tratarse de una Ingeniería Conceptual, se procedió a realizar un estimado de costos clase IV, que es lo que corresponde con esta fase de ingeniería, el cual se efectúa a partir de los costos de los equipos del proceso.

Como se tuvo acceso a una lista publicada por SRI Consulting en la cual se presentaban los costos de los equipos del Proceso Oleflex para el año 2008, inicialmente se realizó un escalamiento de los equipos de la Unidad que coincidían en diseño y cantidad con los de la licencia empleando la Ecuación 30 (Peters & Timmerhaus, 1991), con la finalidad de obtener el precio de dichos equipos a la capacidad con la que fueron diseñados para la Unidad de Deshidrogenación para el año 2008.

$$\text{costo equipo a} = \text{costo equipo b} \times \left(\frac{\text{capac. equipo a}}{\text{capac. equipo b}} \right)^{\text{exponente}}$$

Ecuación 30

En la Tabla 5 se muestran los equipos similares de la Unidad con el licenciante, sus capacidades y el valor del exponente, el cual también estaba señalado en la lista.

Tabla 5. Escalamiento de Equipos (SRI Consulting, 2008).

Nº ÍTEM.	EQUIPO	CAPACIDAD EN LA UNIDAD (Kg/h)	CAPACIDAD DE LA REFERENCIA (Kg/h)	VALOR DEL EXPONENTE
R-101 A/B/C/D	Reactores Catalíticos de Deshidrogenación	6.184,48	93.746,00	0,83
F-101 A/B/C/D	Hornos de Inter-Etapas	6.184,48	93.746,00	0,79
A-101	Unidad de Regeneración Continua del Catalizador (CCR)	25,93 *	66,72 *	0,70
A-102	Caja Fría	5.346,69	8.992,92	0,70

*123 (m³) Capacidad calculada a partir del tamaño del reactor

Luego se trasladaron estos precios al año 2012, mediante la Ecuación 31.

$$\text{costo año 1} = \text{costo año 2} \times \left(\frac{\text{índice año 1}}{\text{índice año 2}} \right)$$

Ecuación 31

El índice del año fue tomado de la revista *Chemical Engineering January 2012* en la sección de Indicadores Económicos y se escogió el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) por ser el más general y por presentar sus valores desde el año 2003 hasta el 2011. El índice del año 2012 fue calculado a través de una extrapolación de los años anteriores. En la Figura 29 se presenta la tendencia de los índices CEPCI durante el período de tiempo conocido.

Posteriormente, se calculó el precio del resto de los equipos que defirieran con los del Proceso Oleflex, a partir de una hoja de cálculo empleada en *inelectra* para los estimados de costos de baja precisión como es el caso.

Cada equipo tiene un método diferente para calcular el precio, dependiendo de las características del mismo:

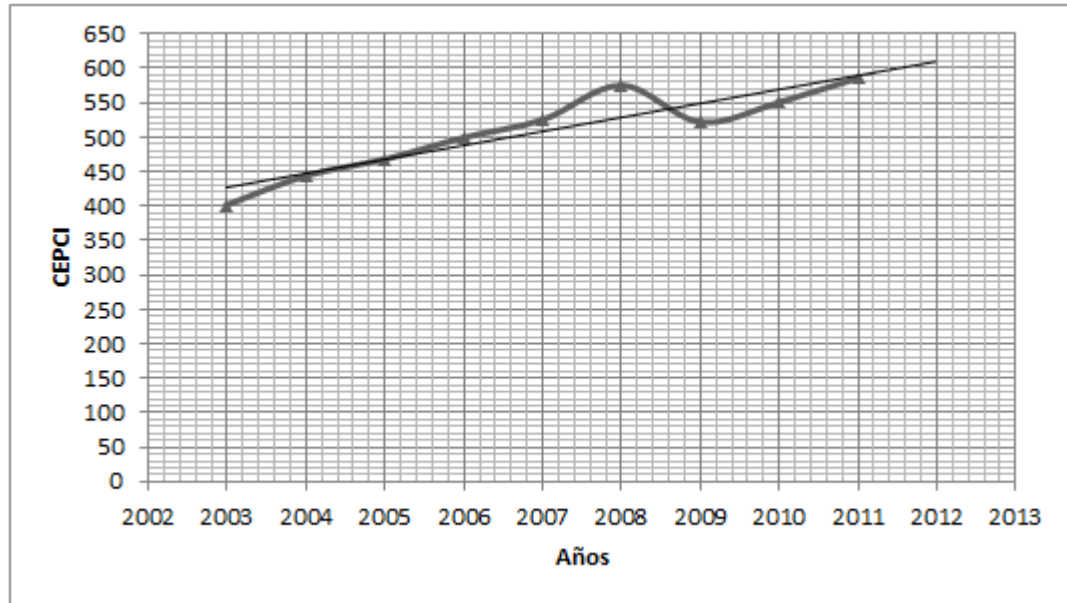


Figura 29. Índices CEPCI desde el año 2003 hasta el 2011.

- Los costos relacionados a la columna dependen del material de la carcasa, el tipo, número y material de los platos, el diámetro de la columna, la altura y la presión máxima, como se muestra en la Figura 30.

Figura 30. Estimación del Costo de una Columna.

- A los recipientes se les calculan los costos dependiendo de su disposición, el material de construcción, la presión máxima de operación y de sus dimensiones, como se observa en la Figura 31.

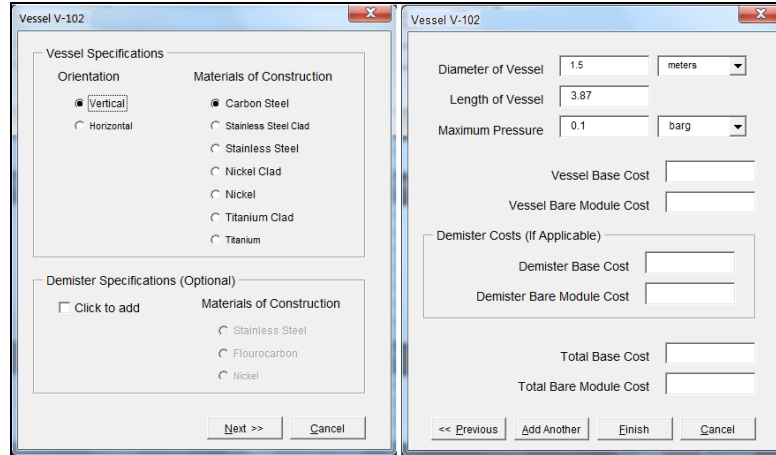


Figura 31. Estimación de Costos de los Recipientes.

- Los intercambiadores de calor dependen esencialmente del tipo de intercambiador y del área total de transferencia de calor. Adicionalmente se consideran el material, las temperaturas y presiones de operación, como se muestra en la Figura 32.

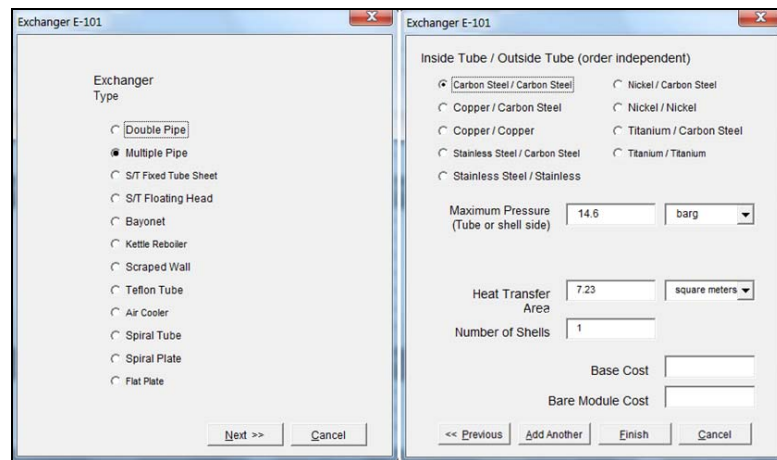


Figura 32. Estimación de Costos de Intercambiadores de Calor.

- El costo relacionado a la adquisición de las bombas está relacionado con el tipo de bomba, el material, la potencia, la presión de descarga y el número de equipos de respaldo, tal y como se muestra en la Figura 33.

The screenshot shows a dialog box titled "Pump P-102". It is divided into two main sections: "Type of Pump" and "Materials of Construction".

- Type of Pump:**
 - Centrifugal
 - Positive Displacement
 - Reciprocating
- Materials of Construction:**
 - Cast Iron
 - Carbon Steel
 - Copper Alloy
 - Stainless Steel
 - Nickel Alloy
 - Titanium

Below these sections are input fields:

- Shaft Power: 1.5 (unit: kilowatts)
- Pressure at Discharge: 14.6 (unit: barg)
- Number of Spares: 1

At the bottom, there are two cost fields:

- Base Cost: \$ 7,869
- Bare Module Cost: \$ 32,893

Navigation buttons at the bottom include: << Previous, Add Another, Finish, and Cancel.

Figura 33. Estimación de Costos de las Bombas.

- Finalmente el precio de los compresores es calculado atendiendo al tipo de compresor, el material, la potencia requerida y el número de etapas, como se puede observar en la Figura 34.

The screenshot shows a dialog box titled "Compressor C-101". It is divided into two main sections: "Type of Compressor" and "Materials of Construction".

- Type of Compressor:**
 - Centrifugal
 - Axial
 - Rotary
 - Reciprocating
- Materials of Construction:**
 - Carbon Steel
 - Stainless Steel
 - Nickel

Below these sections are input fields:

- Fluid Power: 1310 (unit: kilowatts)
- Number of Spares: 1

At the bottom, there are two cost fields:

- Base Cost: \$ 1,057,756
- Bare Module Cost: \$ 2,896,251

Navigation buttons at the bottom include: << Previous, Add Another, Finish, and Cancel.

Figura 34. Estimación del Costo del Compresor.

El monto del costo total de los equipos resulta de la sumatoria del precio de cada ítem en el año 2012. Se consideró una tasa de cambio oficial del dólar americano a bolívares fuertes igual a 4,3.

Conociendo el costo de los equipos de la Unidad de Deshidrogenación, se procedió a especificar cuáles serían los factores que conforman la inversión del capital y qué porcentaje representarían sobre el costo total de la inversión, obteniéndose de esta manera la cantidad de dinero que requiere la construcción de la Unidad.

En la Tabla 6 se muestran los factores considerados y el peso que constituye sobre la inversión.

Tabla 6. Desglose de la Inversión Total del Capital.

FACTORES	PORCENTAJE (%)
COSTOS DIRECTOS	
Adquisición de Equipos	30
Instalación de los Equipos	7
Adquisición e Instalación de Instrumentos y Controles	8
Adquisición e Instalación de Tuberías	20
Adquisición e Instalación de Eléctricos	5
Construcción de Edificios, incluyendo servicios	6
Áreas Verdes	2
Terreno	1
Porcentaje Total de Costos Directos	79
COSTOS INDIRECTOS	
Ingeniería y Supervisión	10
Gastos de Construcción	4
Cuota del Contratista	2
Contingencia	5
Porcentaje Total de Costos Indirectos	21

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En esta sección se presentan los resultados obtenidos, derivados de la ejecución del presente Trabajo Especial de Grado.

IV.1 Se consiguió que existen cinco tecnologías disponibles en el mercado actual para llevar a cabo el proceso de Deshidrogenación de Propano:

- Proceso Oleflex.
- Proceso Catofin.
- Proceso STAR.
- Proceso FBD-3.
- Proceso Linde/Statoil/Borealis.

Mediante la aplicación de la Matriz de Selección de Tecnología, las cinco alternativas fueron comparadas en una etapa preliminar en dos aspectos fundamentales para la evaluación: la disponibilidad de información y su experiencia en el mercado. Los procesos FBD-3 y Linde/Statoil/Borealis no cumplían con alguno de los dos aspectos, por lo que fueron descartados.

Los criterios establecidos para la evaluación técnico-cualitativa se muestran en la Tabla 7, en conjunto con los subcriterios en los que se divide cada uno y sus ponderaciones con respecto a la importancia sobre el objetivo de la evaluación.

Al evaluar las tres alternativas resultantes con respecto a los criterios establecidos, se obtuvo que la tecnología más apropiada para tomar como base para la estructura del proceso de la Unidad de Deshidrogenación que fue conceptualizada fue el Proceso Oleflex del licenciante UOP, con los puntajes observados en la Tabla 8.

En el Anexo N°1, se muestra detalladamente el procedimiento y los análisis que condujeron a estos resultados.

Tabla 7. Criterios, Subcriterios y Ponderación para la Evaluación de Alternativas.

Criterios	Subcriterios	Ponderación de los Criterios
Catalizador	Conversión	61,24 %
	Selectividad	
	Propiedades	
	Desactivación	
	Mecanismo de Regeneración	
	Tiempo de Vida Útil	
Operatividad	Tipo de Operación	31,90 %
	Número de Reactores	
	Diluyente	
Ambiente	Consumo Energético por Temperatura	6,86 %
	Consumo Energético por Presión	

Tabla 8. Calificaciones Finales de las Alternativas en la Matriz de Selección de Tecnología.

Oleflex Process	Catofin Process	STAR Process
55%	31%	15%

Estas cifras corresponden al porcentaje con el que las diferentes alternativas responden al objetivo de la matriz de selección, el cual es determinar la mejor tecnología para el proceso.

IV.2 La Unidad de Deshidrogenación de Propano tendrá una capacidad de diseño para procesar 51,62 MTMA de propano proveniente de la Nueva Planta Separadora de Propano-Propileno, con un factor de servicio de 7.832 h/año, para obtener como producto principal 42,47 MTMA de mezcla propano propileno, cuya composición másica aproximada es 59,8% de propano y 40,2% de propileno. Los productos secundarios se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9. Productos Secundarios de la Unidad.

PRODUCTO	CANTIDAD
Butanos	1,02 MTMA
Gas Combustible	1,84 MTMA
Hidrógeno	692,19 TMA

Los servicios industriales que requiere la Unidad son los siguientes:

- Vapor de Baja Presión
- Aire de Instrumento y Aire de Planta
- Agua Industrial
- Agua Potable
- Agua de Enfriamiento
- Agua Contra Incendios
- Gas Combustible
- Electricidad

Y los insumos son:

- Catalizador
- Nitrógeno, Tricloroetano e Hidrógeno

En el Anexo 2 se encuentra el documento de las bases de diseño de la Unidad, donde se encuentra el diagrama de bloques del proceso así como también se describen y especifican todos los datos y decisiones que se tomaron en cuenta durante la realización de la Unidad.

IV.3 De la corrida de la simulación en el programa PRO/II® se hallaron los flujos, características, propiedades y composición de las 45 corrientes existentes en la Unidad, las cuales se muestran en el documento de balance de masa y energía ubicado en el Anexo 2, con la excepción de las corrientes de salida de los reactores, las cuales se consiguieron a través de la simulación en Aspen Plus®.

En la Tabla 10 presentada a continuación se muestran las condiciones, propiedades y composiciones de la corriente de mezcla de propano propileno, que es el producto principal del proceso, generada a través de la simulación de PRO/II®.

Tabla 10. Condiciones, Propiedades y Composición de Diseño de la Corriente de Producto Principal de la Unidad.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Líquida
Flujo Másico	TMD	130,14
Flujo Volumétrico	m ³ /h	10,07
Presión	barg	12,16
Temperatura	°C	-6,18
Densidad	kg/m ³	538,66
Viscosidad	cP	0,14
COMPOSICIÓN MÁSCICA		
COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Hidrógeno	ppm	2,418
Metano	ppm	27,670
Etileno	ppm	9,063
Etano	ppm	165,8
Propileno	% Peso	40,153
Propano	% Peso	59,826
i-Butano	% Peso	0
n-Butano	% Peso	0
Buteno	% Peso	0
1,3 Butadieno	% Peso	0
C5+	% Peso	0

En la Tabla 11, en la Tabla 12 y en la Tabla 13, se señalan las condiciones y composiciones de las corrientes de butanos, gas combustible y de hidrógeno respectivamente, que son los subproductos obtenidos de la simulación del proceso.

En el Anexo N°2 se consigue el documento de Balance de Masa y Energía en donde se indican las características, propiedades y composiciones molares a las condiciones normales de operación de todas las corrientes de la Unidad de Deshidrogenación de Propano diseñada.

Tabla 11. Condiciones y Composición de Diseño de los Butanos de Subproductos.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Líquida
Flujo Másico	Kg/h	850,00
Flujo Volumétrico	m ³ /h	1,60
Temperatura	°C	50,27
Presión	barg	13,57
COMPOSICIÓN		
COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Propileno	% Peso	0,027
Propano	% Peso	2,577
i-Butano	% Peso	58,806
n-Butano	% Peso	2,990
Cis 2-Butano	% Peso	25,978
Buteno	% Peso	9,622
1,3 Butadieno	% Peso	0

Tabla 12. Condiciones y Composición de Diseño del Gas Combustible de Subproducto.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Líquida
Flujo Másico	Kg/h	234,51
Flujo Volumétrico	m ³ /h	37,14
Temperatura	°C	-90
Presión	barg	4,03
COMPOSICIÓN		
COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Metano	% Peso	36,411
Etileno	% Peso	58,795
Etano	% Peso	4,794
Propileno	% Peso	0

Aunque no es muy común tener una corriente de gas combustible en fase líquida, esta corriente de subproducto es especificada de esta manera porque esas son las condiciones a las cuales se obtiene de la *Caja Fría*. Sin embargo, existe la posibilidad de obtenerla en estado gaseoso, si estas bajas temperaturas son aprovechadas en los inter-enfriadores del *Compresor Multietapas* al utilizar esta corriente como medio de enfriamiento.

Tabla 13. Condiciones y Composición de Diseño del Hidrógeno de Subproducto.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Gaseosa
Flujo Másico	Kg/h	88,38
Flujo Volumétrico	m ³ /h	25,62
Temperatura	°C	-90
Presión	barg	4,05
COMPOSICIÓN		
COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Hidrógeno	% Peso	99,551
Metano	% Peso	0,449

Por otra parte, a partir de la simulación se consiguieron datos del diseño de ciertos equipos como la columna *Despropanizadora C-101* y del *Compresor Multietapas K-101*.

En el caso de la columna *Despropanizadora* se obtuvo una columna de 48 platos perforados con un único diámetro de 1,067 m y 35 m de altura, alimentada por el plato 38. A pesar de que el diámetro es bastante reducido en comparación con la altura de la columna, este valor obtenido es consistente desde el punto de vista de procesos porque el flujo de alimentación de esta columna es bajo pero la separación del propano y los butanos es difícil debido a que las temperaturas de ebullición son muy parecidas, por lo que se requiere cierta cantidad de platos. Es indispensable que en la etapa de construcción se considere agregarle el soporte necesario para darle estabilidad a la columna.

Como diseño preliminar de los platos se obtuvo que cada agujero debe tener 12,7 mm de diámetro que en total equivalen al 12% del área activa del plato, los bajantes son de un paso, ubicados a un lado del plato y 600 mm de espaciado entre ellos. Se presenta un factor de inundación en los platos entre 55% y 70% en toda la columna, que, aunque es un rango de porcentaje bajo en comparación al valor óptimo, no se podía considerar un diámetro menor para la altura de la columna.

Por otra parte, la columna está provista de un condensador total **E-103** en el tope que maneja un flujo de 544,5 m³/h de propano y propileno a 12, 56 barg y retira 1,4KW. La tasa de reflujo obtenida es de 1,8. En el fondo la columna posee un rehervidor tipo kettle-sifón **E-102** que proporciona un calor igual a 1,4KW a 41,32 m³/h de butanos.

La corriente de fondo obtenida, por la cual se extraen los butanos y cualquier compuesto más pesado que pueda traer la alimentación de la Unidad, está compuesta de un 3,3% de propano, como medida para asegurar que no pase algún compuesto más pesado que el propano salga por el tope de la columna y esté presente en el proceso aguas abajo.

En la hoja de datos de la columna despropanizadora ubicada en el Anexo N°2 se presentan todas las especificaciones obtenidas de este equipo.

En el caso del compresor **K-101** se obtuvo a través de PRO/II® el flujo volumétrico y la potencia en cada etapa, resultando de esta manera que en la primera etapa maneja 7.950 m³/h de gas y requiere 1.092 HP de potencia, la segunda etapa maneja 1.350 m³/h y requiere una potencia de 430 HP y la tercera y última etapa maneja un flujo de 695 m³/h con una potencia de 229 HP. En la lista de equipos ubicada en el Anexo N°2 se presentan especificaciones adicionales del compresor.

En cuanto a los enfriadores de interetapas del compresor **E-105**, **E-106** y **E-107** se obtuvo que el calor retirado para cada uno de ellos es de 0,31 KW, 0,19 KW y 1,15 KW respectivamente.

IV.4 Para el set de reacción de deshidrogenación, diseñado a través de la simulación de Aspen Plus®, donde se incluyeron las reacciones colaterales y la actividad del catalizador, se obtuvo que los *Reactores Catalíticos* **R-101 A/B/C/D** deben tener un diámetro de 2,45 m y una longitud de 5,5 m, cada uno con 10.300 Kg de catalizador de 0,3% en peso de platino soportado en alúmina con una configuración de lecho móvil y una caída de presión interna igual a 0,20 bar. Además se consiguió que la temperatura de reacción óptima para este sistema es 628°C,

lograda a través de los *Hornos de Inter-Etapas F-101 A/B/C/D*, los cuales transfieren 737 KW, 655 KW, 459 KW y 336 KW cada uno respectivamente.

Los intercambiadores de calor **E-101** y **E-104**, por su parte, fueron diseñados y dimensionados a través del programa *HTRI Xchanger Suite*[®], con el cual se obtuvo el tipo, diámetros, longitudes y arreglos más eficientes para cada uno de estos equipo.

Se obtuvo que el *Enfriador de Butanos E-101* debía ser del tipo doble tubos múltiples, con nueve tubos internos de 1 pulg de diámetro por donde fluye el fluido caliente y el tubo externo de 6 pulg de diámetro, con una longitud de 4,87 m, por donde pasa la alimentación fría de la *Despropanizadora*. En la Figura 35 se muestra una vista en tercera dimensión de este equipo proporcionada por el programa *HTRI Xchanger Suite*[®].

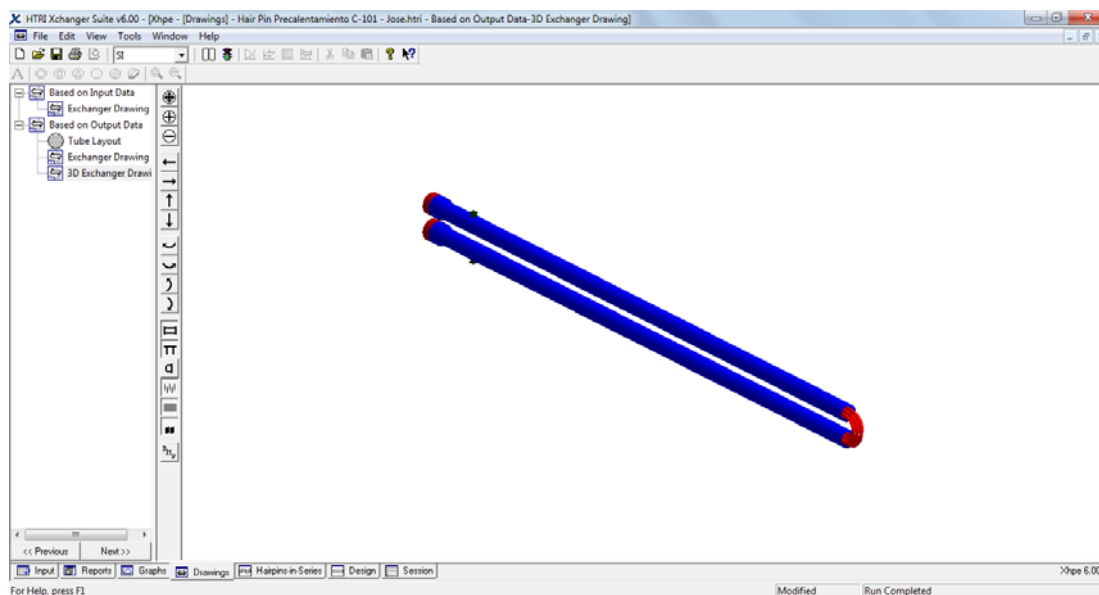


Figura 35. Esquema 3D del *Enfriador de Butanos E-101*.

En cuanto al *Precaentador del Horno E-104*, se obtuvo que debía ser del tipo carcasa y tubos, con 1.004 tubos de 4 m de longitud y $\frac{3}{4}$ de pulg cada uno por donde fluyen los efluentes del último reactor, el diámetro de la carcasa por donde pasa el fluido frío igual a 36 pulg y provisto de 6 baffles, tal y como se muestra en la Figura 36, que es un

bosquejo en tercera dimensión de este equipo, generado por el programa HTRI *Xchanger Suite*[®].

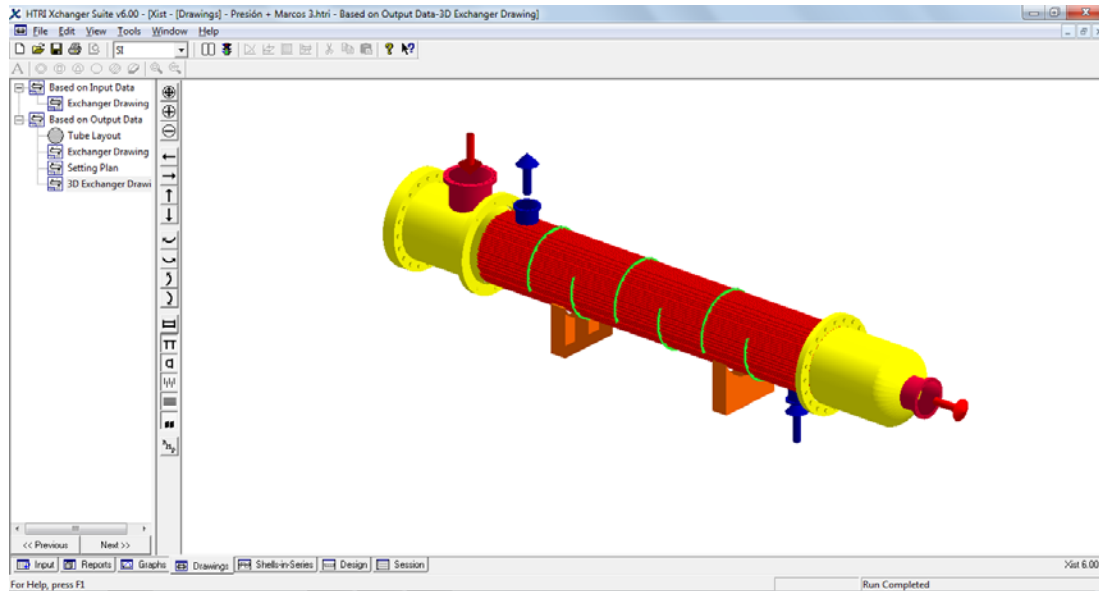


Figura 36. Esquema 3D del *Pre calentador del Horno E-104*.

Por otra parte, los recipientes fueron diseñados y dimensionados mediante el programa de *inelectra* “Diseño de Separadores” a través del cual se obtuvieron los diámetros, longitudes, niveles y tiempos de retención de los seis recipientes presentes en la Unidad.

Las dimensiones y datos más importantes de los recipientes se muestran a continuación resumidos en la Tabla 14.

Tabla 14. Dimensiones de los Recipientes de la Unidad.

N° Ítem	Disposición	Diámetro (m)	Longitud/Altura (m)	Tiempo de Retención (min)	Nivel Normal de Líquido (m)
V-101	Horizontal	2,15	5,8	35	1,15
V-102	Vertical	1,50	3,87	50	0,84
V-103	Vertical	1,37	3,55	48	0,77
V-104	Vertical	1,10	3,25	44	0,70
V-105	Vertical	1,20	4,80	15	1,74
V-106	Horizontal	0,75	2,60	15	0,40

En la Figura 37 se pueden observar los diseños de los recipientes en tercera dimensión obtenidos del programa de *inelectra*.

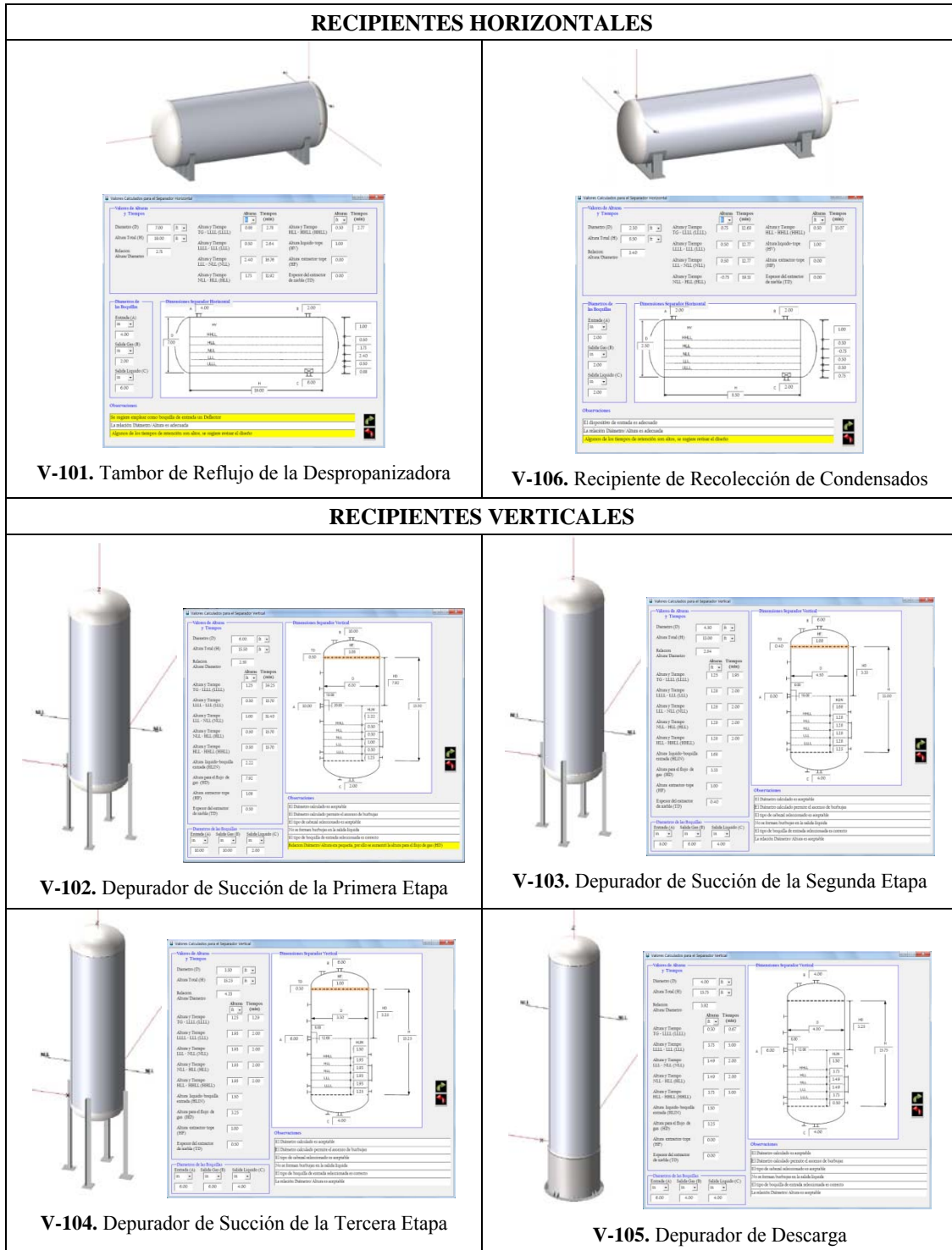


Figura 37. Diseños de los Recipientes de la Unidad.

Finalmente, las tres bombas de la Unidad fueron diseñadas a través del programa de *inelectra* Cálculos Hidráulicos, el cual arrojó los datos tanto de las bombas como de las tuberías asociadas. En la Figura 38 se muestra la interfaz de este programa presentando los resultados para la *Bomba de Fondo de la Despropanizadora P-101 A/B*.

	TRAMO N° 1	TRAMO N° 2
N° de Línea	6	7A
Desde	C-101	P-101
Hasta	P-101	E-101
Balace General		
Díametro Interno (in)	0.824	0.824
Díametro Nominal (in)	3/4	3/4
Número de Cédula	STD 40,40S	STD 40,40S
Flujo Másico (lb/h)	1887.3	1887.3
Estado Físico	Líquido	Líquido
Velocidad Entrada (ft/s)	4.77	4.77
Velocidad Erosional (ft/s)	18.35	18.35
Constante C (ft/s)	100	100
Densidad Entrada (lb/ft ³)	29.69	29.69
DP/100 ft	2.64	2.64
Presión de Entrada (psia)	211.62	219.67
DP Total (psi)	-8.05	7.88
DP fricción (psi)	0.43	1.80
DP Expansión N°1 (psi)	0.00	0.00
DP Reducción N°1 (psi)	0.00	0.00
DP Expansión N°2 (psi)	0.00	0.00
DP Reducción N°2 (psi)	0.00	0.00
DP boquillas (psi)	0.00	0.01
DP Elástico (psi)	-0.68	6.08
DP Bomba (psi)	-7.80	0.00
DP Válvula de Control (psi)	0.00	0.00
DP Elemento de Flujo (psi)	0.00	0.00
DP Equipos (psi)	0.00	0.00
Presión de Salida (psia)	219.67	211.79
Bomba		
Cabezal (ft)	37.9	n/a
DP de la Bomba (psi)	7.8	n/a
Potencia Hidráulica (Hp)	0.036	n/a
Presión de Succión (psia)	211.9	n/a
Factor Cárstico (ft)	0.5144	n/a
NPSHA (ft) (sin FS)	1.7	n/a
Dboq succ (in)	0.8	n/a
Presión de ShutOff (psia)	227.8	n/a
Tubería/ Accesorios		
Longitud (ft)	16.4	52.5
Longitud Equivalente (ft)	16.4	68.0
Elevación (ft)	-3.3	29.5
Díametro Boquilla Ent. (in)	n/a	2.000
Díametro Boquilla Sal. (in)	n/a	2.000

Figura 38. Resultados de la Bomba **P-101 A/B** en el Programa “Cálculos Hidráulicos”.

En la Tabla 15 se presentan los resultados obtenidos a través del programa para el diseño de las tres bombas.

Tabla 15. Datos de Diseño de las Bombas de la Unidad.

N° Ítem	Diferencial de Presión (bar)	Cabezal (m)	NPSH _A (m)	Potencia Hidráulica (HP)	P _{SUCCIÓN} (barg)	P _{SHUTOFF} (barg)
P-101 A/B	0,54	11,55	0,52	0,05	13,60	14,70
P-102 A/B	1,03	22,65	17,80	1,33	13,30	14,65
P-103 A/B	14,18	240,15	0,52	0,75	0,91	23,50

Vale destacar que todos los equipos mostrados anteriormente se encuentran mejor especificados en sus hojas de datos ubicadas en el Anexo N°2.

La representación esquemática de la secuencia, los equipos, los principales lazos de control y las corrientes del proceso se presentan en el DFP ubicado en el Anexo N°2.

IV.5 Al momento de realizar el estimado de costos clase IV, se identificaron los equipos de la Unidad que coincidían en diseño y cantidad con los del Proceso Oleflex, de los cuales se poseía la lista de los costos de los equipos para el año 2008. En la Tabla 16 se muestran el estimado de los costos de dichos equipos obtenidos a través del escalamiento de la capacidad de cada uno y del traslado de dicho precio desde el año 2008 al 2012 empleando el índice CEPCI.

Tabla 16. Costos de Algunos Equipos por Escalamiento y Traslado en el Tiempo.

N° Item	Capacidad (Kg/h)	Capacidad Referencial (Kg/h)	Costo Referencial	Costo Año 2008	Costo Año 2012
R-101 A/B/C/D	6.184,48	93.746,00	\$ 2.283.000,00	\$ 39.092,95	\$ 256.378,79
F-101 A/B/C/D	6.184,48	93.746,00	\$ 2.348.000,00	\$ 74.147,91	\$ 293.968,13
A-101	25,93 *	66,72 *	\$ 3.649.000,00	\$.883.026,36	\$ 2.019.164,51
A-102	5.346,69	8.992,92	\$ 7.297.000,00	\$.070.762,51	\$ 5.437.366,13

*123 (m³) Capacidad calculada a partir del tamaño del reactor

Los precios del resto de los equipos que no fueron estimados por dicho mecanismo sino a través de la hoja de cálculo de *inelectra*, se muestran en la Tabla 17.

El monto del costo total de los equipos resulta de la sumatoria del precio de cada ítem en el año 2012. En la Tabla 18 se muestra el costo total obtenido en dólares americanos y en bolívares fuertes, considerando una tasa de cambio oficial igual a 4.3 BsF.

Tabla 17. Costos de los Equipos Individuales para el Año 2012 (*inelectra*, 2012).

COLUMNA	COSTO DE LA COMPRA DEL EQUIPO (2012)	COSTO DEL MÓDULO BARE (2012)
C-101	\$ 224.000	\$ 955.000
RECIPIENTES	COSTO DE LA COMPRA DEL EQUIPO	COSTO DEL MÓDULO BARE
V-101	\$ 25.500	\$ 164.000
V-102	\$ 13.700	\$ 55.900
V-103	\$ 11.700	\$ 61.700
V-104	\$ 8.590	\$ 57.000
V-105	\$ 11.900	\$ 103.000
V-106	\$ 5.900	\$ 17.800
INTERCAMBIADORES DE CALOR	COSTO DE LA COMPRA DEL EQUIPO	COSTO DEL MÓDULO BARE
E-101	\$ 5.800	\$ 19.100
E-102	\$ 305.000	\$ 1.010.000
E-103	\$ 120.000	\$ 400.000
E-104	\$ 104.000	\$ 642.000
E-105	\$ 26.500	\$ 87.700
E-106	\$ 27.700	\$ 93.700
E-107	\$ 55.800	\$ 276.000
BOMBAS	COSTO DE LA COMPRA DEL EQUIPO	COSTO DEL MÓDULO BARE
P-101	\$ 7.616	\$ 32.466
P-102	\$ 7.869	\$ 32.893
P-103	\$ 7.786	\$ 40.615
COMPRESORES	COSTO DE LA COMPRA DEL EQUIPO	COSTO DEL MÓDULO BARE
K-101	\$ 1.060.000	\$ 2.900.000

Tabla 18. Costos Total de todos los Equipos.

COSTO TOTAL DE EQUIPOS	\$ 14.955.752,00
	BsF. 64.309.732,00

Después de asignar los porcentajes a los diversos factores de costos directos e indirectos que conforman la inversión del capital, se presentan en la Tabla 19 los valores de cada costo obtenido, junto con el precio total de la Unidad.

Tabla 19. Factores y Costos de la Inversión Total del Capital.

COMPONENTE	PORCENTAJE (%)	COSTOS
COSTOS DIRECTOS		
Adquisición de Equipos	30	\$ 14.955.752
Instalación de los Equipos	7	\$ 3.489.675
Adquisición e Instalación de Instrumentos y Controles	8	\$ 3.988.200
Adquisición e Instalación de Tuberías	20	\$ 9.970.501
Adquisición e Instalación de Eléctricos	5	\$ 2.492.625
Construcción de Edificios, incluyendo servicios	6	\$ 2.991.150
Áreas Verdes	2	\$ 997.050
Terreno	1	\$ 498.525
Total de Costos Directos		\$ 39.383.479
COSTOS INDIRECTOS		
Ingeniería y Supervisión	10	\$ 4.985.251
Gastos de Construcción	4	\$ 1.994.100
Cuota del Contratista	2	\$ 997.050
Contingencia	5	\$ 2.492.625
Total de Costos Indirectos		\$ 10.469.026
INVERSIÓN TOTAL DEL CAPITAL FIJO		\$ 49.852.505
		BsF. 214.365.772

La inversión total inicial para la instalación de la Unidad de Deshidrogenación de Propano es de 49.852.505 US\$ con la cual se producirían 42.468 toneladas de mezcla propano propileno al año. Si toda esta corriente es alimentada a la NPSPP, se obtendrían 17.055 toneladas de PGP al año.

Según la revista *Petroleum Technology Quarterly*, el precio del PGP a nivel mundial en el año 2012 está en 2,2 US\$ el kilogramo. Si las 17.055 toneladas de PGP que serían producidas por la NPSPP luego de la construcción de la Unidad fuesen compradas a dicho precio, se gastarían 37.521.744 US\$. De esta manera se demuestra que la inversión de la instalación de la Unidad se recuperaría en menos de un año y medio.

IV.6 El propósito de diseñar la Unidad de Deshidrogenación de Propano es eliminar el déficit de PGP que se genera en ciertos escenarios en la alimentación de la Nueva Planta Productora de PPGH, al producir una cantidad extra de la alimentación de la NPSPP que es la que produce el PGP. Sin embargo, con la cantidad de propano destinada para alimentar la Unidad no se logra eliminar completamente el déficit de PGP sino solamente reducirlo. Como se puede observar en la Tabla 20, las 17 MTMA producidas en la Unidad reducen solo el 24% del déficit inicial.

Tabla 20. Reducción del Déficit de PGP obtenido con la Construcción de la Unidad.

Déficit de PGP Original	71 MTMA
PGP extra producido con la incorporación de la Unidad	17 MTMA
Déficit de PGP Resultante	54 MTMA
Porcentaje de Reducción del Déficit	24 %

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este capítulo se presentan las conclusiones y recomendaciones establecidas a partir de los resultados obtenidos en este Trabajo Especial de Grado.

V.1 CONCLUSIONES

1. Sí es posible realizar el diseño propio del proceso de deshidrogenación de propano sin la necesidad de contratar la tecnología de una licencia.
2. La combinación del uso de un catalizador de platino en un set de cuatro reactores con lecho móvil, en conjunto con la tecnología CCR, hacen que el Proceso Oleflex de UOP sea el más adecuado para llevar a cabo la deshidrogenación del propano, que a su vez se confirma con el hecho de ser el proceso mayormente utilizado a nivel mundial en las Plantas construidas para tal fin.
3. El esquema de proceso diseñado para la Unidad logra producir una mezcla de propano propileno con una composición másica de 59,8% y 40,2%, respectivamente y como productos secundarios se obtienen hidrógeno, gas combustible y butanos.
4. La mezcla de propano propileno producida en la Unidad de Deshidrogenación de Propano no está dentro de los rangos de especificación de composición requeridos en la alimentación de la NPSPP.
5. Es más conveniente construir la Unidad de Deshidrogenación de Propano que continuar con la importación de propileno grado polímero ya que la inversión inicial se recupera en menos de año y medio, además de los beneficios que conlleva su construcción, tales como generación de empleo, desarrollo industrial y tecnológico del país, entre otros.
6. A pesar de que la incorporación de la Unidad de Deshidrogenación de Propano alimentada únicamente por el propano producido en la NPSPP no logra eliminar totalmente el déficit de la alimentación a la Planta Productora de Propileno

Grado Homopolímero, el esquema de esta Unidad es capaz de procesar propano de cualquier otra procedencia. Si se dispusiera de otra fuente de propano de alimento a la Unidad, se lograría completar dicho déficit, considerando solamente el aumento de la capacidad de la misma.

V.2 RECOMENDACIONES

1. Se recomienda hacer trabajos experimentales utilizando una muestra del propano de alimentación a la Unidad para verificar la cinética de la reacción y definir las condiciones de operación óptimas del proceso.
2. Diseñar los equipos internos de la caja fría para verificar las condiciones y composiciones de los productos de la misma.
3. Estudiar la posibilidad de utilizar los efluentes de la caja fría como refrigerante de los interenfriadores del compresor multietapas; al igual que el gas combustible obtenido como subproducto, utilizarlo en los hornos de la sección de reacción, con la finalidad de disminuir los gastos en los servicios de la Unidad.
4. Se recomienda revisar las capacidades de las plantas auxiliares que surten de servicios a la Nueva Planta Separadora de Propano Propileno, para verificar que pueden abastecer también a la Unidad de Deshidrogenación de Propano de los servicios que esta última requiere. En caso de las plantas auxiliares no tengan la capacidad, se recomienda hacer un estudio para determinar si es más conveniente comprar estos servicios o realizar la ampliación de las plantas de servicios existentes.
5. Continuar a la siguiente fase de ingeniería (Ing. Básica), visto que el resultado del análisis de costos reflejó que la construcción de la Unidad es favorable ante la compra del propileno grado polímero.
6. Aprovechando los recientes hallazgos de las nuevas reservas de gas natural en el país, se propone realizar el estudio de la factibilidad de implantar otras unidades de deshidrogenación de propano contenido en el gas natural.

BIBLIOGRAFÍA

A continuación se presenta la lista de libros y documentos empleados como referencias bibliográficas que respaldan la teoría y datos asumidos durante la elaboración de este Trabajo Especial de Grado.

- Airaksinen, S. (2005). Chromium Oxide Catalysts in the Dehydrogenation of Alkanes. Tesis para el grado de Doctor en Ciencias en Tecnología. Universite de Technologie D'Helsinki. Espoo.
- Antos, J. & Aitani, A. (2004). Catalytic Naphtha Reforming. Segunda Edición. Nueva York. 602 p.
- Branan, C. (2002). Rules of Thumb for Chemical Engineers: A manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems. 3era Edición. Houston. Gulf Professional Pub. Of Elsevier Science. 426 p.
- Calderón, C., Rebollar, M., Valenzuela, M. A. & Salmones, J. (2001). Catalizadores de Pd soportados en óxidos mixtos Al-Mg: Síntesis, caracterización y actividad. *Revista de la Sociedad Química de México*. Vol. 45, Núm. 1 (2001) 6-12. Recuperado de: <http://www.jmcs.org.mx/PDFS/V45/SMQ-V045%20N-001_ligas_size.pdf>.
- Chaiyavech, P. (2002). Commercialization of the World's First Oleflex Unit. *The Journal of the Royal Institute of Thailand*. Vol. 27, No. 3 Jul-Sept. 2002. Recuperado de: <http://www.royin.go.th/upload/199/FileUpload/157_8277.PDF>.
- Chin, S. Y., Radzi, S. N., Maharon, I. H. & Shafawi M. A. (2011). Kinetic model and Simulation Analysis for Propane Dehydrogenation in an Industrial Moving Bed Reactor. *World Academy of Science, Engineering and Technology* 76 2011. Recuperado de: <<http://www.waset.org/journals/waset/v76/v76-34.pdf>>.

- Encyclopaedia of Hydrocarbons (2005). Refining and Petrochemicals VOLUME II. Istituto della Enciclopedia Italiana Fondata da Giovanni Treccani.
- Fogler, H. (2001). Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas. Tercera Edición. Pearson Educación. 968 p.
- Herrera, B. & Salazar, L. (2008). Estudio de los Problemas Asociados con el Proceso de Separación Flash en las Plantas Típicas de Compresión de Gas Natural. Trabajo de Grado. Universidad de Oriente. Barcelona.
- *Inelectra*. (2008). Guía para la Especificación de las Bombas. Caracas: M.M., M.T. & S.G.
- Kum, H. (2011). Refinación de Petróleo. Asignatura de la Escuela de Ingeniería Química. Caracas: Universidad Central de Venezuela.
- Kuppan, T. (2000). Heat Exchanger Design Handbook. Ohio. L. L. Faulkner. 1119 p.
- Levenspiel, O. (2002). Ingeniería de las Reacciones Químicas. Segunda Edición. Reverté. Barcelona. 638 p.
- Lobera, M., Tellez, C., Herguido, J. & Menendez, M. (2008). Propane Dehydrogenation over Pt Sn K/γ-Al₂O₃ Catalyst in a Two-Zon Fluidized Bed Reactor. *Ind. Eng. Chem. Res.* 47, 2008, 9314-9320.
- Loc, L., Gadai, N., Kiperman, S. & Thoang, H. (1996). Kinetics of Propane and n-Butane Dehydrogenation over Platinum-Alumina Catalysts in the presence of Hydrogen and Water Vapor. *Kinetics and Catalysis*, 37(6), 1996, 851-857.
- McCabe, W., Smith, J & Harriott, P. (1991). Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. 4ta Edición. Madrid. McGraw-Hill/Interamericana. 1112 p.
- Meyers, R. (2003). Handbook of Petroleum Refining Processes. 3era Edición. USA: McGraw-Hill Professional. 900 p.

- Perry, R. & Green, D. (2007). Perry's Chemical Engineers' Handbook. 8th Edition. USA: McGraw-Hill. 2640 p.
- Peters, M. & Timmerhaus, K. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Singapore: McGraw Hill International Editions. 910 p.
- Quintero, A. Y. (2010). Simulación de una Planta de Deshidrogenación Catalítica de Propano para la Producción de Propileno. Informe de Pasantía Industrial. Universidad Simón Bolívar, Sartenejas.
- Resasco, D. (2000). Dehydrogenation by Heterogeneous Catalysts: Encyclopedia of Catalysis. Trabajo de Investigación. University of Oklahoma, Norman. Recuperado de: <<http://www.ou.edu/catalysis/pubs/2003-1.pdf>>.
- Romero, T. (2012). Procesos Petroquímicos. Asignatura de la Escuela de Ingeniería Química. Caracas: Universidad Central de Venezuela.
- Sahebdehfar, S. & Tahriri, F. (2010). Dehydrogenation of Propane to Propylene Over Pt-Sn/Al₂O₃ Catalysts: The influence of operating conditions on product selectivity. *Iranian Journal of Chemical Engineering*. Vol. 7, No. 2 (Spring), 2010, *IAChe*. Recuperado de: <http://www.sid.ir/en/VEWSSID/J_pdf/102420100205.pdf>.
- Universidad Central de Venezuela. (s. f.). Guía de transferencia de Calor – Tema IV. Caracas: José Fernández.
- UOP LLC. (2004). Oleflex™ Process for Propylene Production. Brochure.
- Vilas, M. (2008). Sistema de Control, Protección y Supervisión para Plantas Compresoras de Gas Basadas en Electro-Compresores. Trabajo de Grado. Universidad del Zulia. Maracaibo.
- Wallas, S. (1990). Chemical Process Equipment: Selection and Design. USA. Butterworth-Heinemann. 755 p

ANEXO N°1

ETAPA DE ESTUDIO

**SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL PROCESO DE
DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO**

PROPÓSITO

El presente documento tiene como objetivo desarrollar la evaluación técnica de distintas alternativas que aplican para ser consideradas en el diseño de un proceso de deshidrogenación de propano. La empresa *inelectra* ha empleado esta la evaluación técnica de alternativas siguiendo un procedimiento sistemático establecido. Es una herramienta útil en las etapas tempranas de ingeniería, donde se hace necesario y económico decidir entre alternativas para responder a un problema, en este caso, escoger la tecnología más adecuada en la cual basar el diseño de la Unidad de Deshidrogenación de Propano.

DEFINICIONES

Criterios

Son un conjunto de bases que están relacionadas con el alcance del objetivo de la evaluación bajo las cuales las alternativas son calificadas. Éstos dependen directamente del problema, pues representan las características deseadas o condiciones exigidas para que las alternativas evaluadas sean factibles en el logro del objetivo planteado.

Subcriterios

Son los aspectos, partes o propiedades que engloba cada criterio. Las tecnologías son comparadas entre sí sobre cada subcriterio para tener un mejor fundamento al momento de calificar las tecnologías sobre los criterios.

Tecnología

Es cada una de las alternativas consideradas, por representar posibles respuestas para el objetivo de la evaluación.

Mejor Opción

Es aquella alternativa que, a partir de la evaluación realizada, posee la mayor calificación para alcanzar el objetivo planteado.

DESCRIPCIÓN DEL MODELO

El modelo de evaluación de alternativas que se propone permite escoger la mejor opción dentro de un conjunto de tecnologías, licenciadas o no, existentes en el mercado, que logran alcanzar el mismo objetivo fijado para la conceptualización de la Unidad de Deshidrogenación de Propano, cada una de ellas con una técnica de procesamiento diferente.

El modelo de evaluación de alternativas está constituido por tres etapas, las cuales se muestran a continuación:

- Etapa Creativa: Se basa en la búsqueda de alternativas con el fin de conseguir la mayor variedad de opciones que permitan alcanzar el objetivo del diseño, sin imponer restricciones o prejuicios. Los filtros y evaluaciones sólo se aplican en las etapas posteriores. El resultado de esta actividad es una larga lista de opciones.
- Etapa Técnica: La larga lista de opciones obtenida en la etapa anterior se evalúa en términos de viabilidad y de que cumplan con las bases y premisas pautadas. Aquellas alternativas que no sean técnicamente viables son descartadas. De esta actividad se obtiene una lista corta de opciones.
- Etapa Analítica: Se evalúan las alternativas de acuerdo a cómo éstas satisfacen los criterios y premisas establecidos. Dicha evaluación permite establecer un orden de preferencia entre las alternativas, permitiendo identificar la mejor opción.

En la ejecución del proceso, las alternativas son evaluadas bajo un enfoque técnico-cualitativo. Para ello, se utiliza el Proceso Analítico Jerárquico (“*Analytic Hierarchy Process*”, AHP) el cual se muestra en la Figura 39.

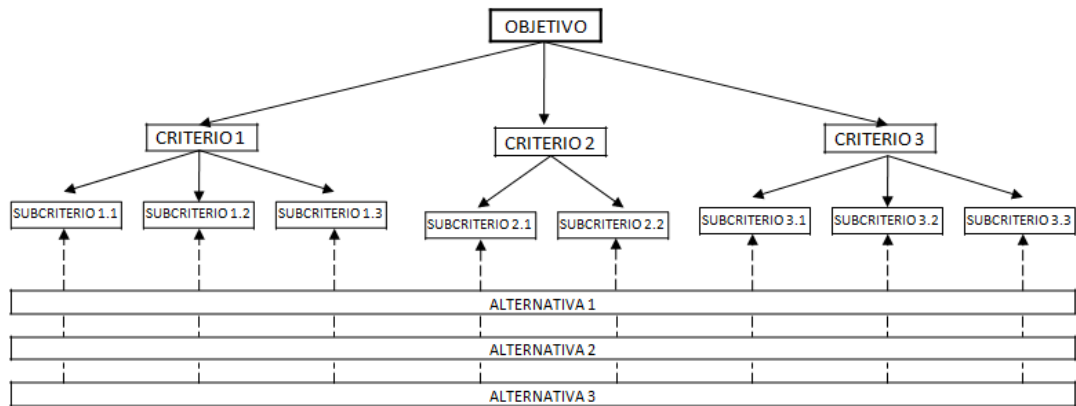


Figura 39. Proceso Analítico Jerárquico AHP. (inelectra, 2003).

Según esta adaptación del AHP, el elemento con mayor jerarquía es el objetivo de la evaluación, que resulta a partir del problema y que justifica realizar la evaluación de selección. Al objetivo le siguen en orden de importancia los criterios que cumplen las alternativas propuestas para alcanzar el objetivo y bajo los cuales éstas son calificadas. Finalmente, están los subcriterios, que son aspectos, o propiedades que abarca cada.

En el AHP, cada nivel presentado en la Figura 39 se califica o pondera de la siguiente forma:

- Los criterios se ponderan en función de la importancia que tienen para alcanzar el objetivo. Sus calificaciones son escaladas (llevando su suma a 1) para hallar sus respectivos pesos dentro de la evaluación.
- Las alternativas se comparan entre ellas con respecto a cada subcriterio y sus calificaciones sobre el criterio se basan en función de su idoneidad global sobre las demás alternativas para responder a todos los subcriterios de cada criterio. Su calificación total corresponde a la suma de todas las calificaciones recibidas y, del mismo modo, dichas calificaciones son escaladas.

Los elementos se califican haciendo comparaciones de a pares del mismo nivel de jerarquía, asignando en dicha comparación un puntaje a cada uno de ellos, determinando de esta manera la importancia relativa de cada criterio con respecto a

otro criterio y de cada alternativa con respecto a otra alternativa sobre el mismo criterio de comparación.

La calificación asignada en la comparación por pares se rige por la escala de Saaty, presentada en la Tabla 21.

Tabla 21. Escala de Saaty para calificar elementos comparados en pares (*inelectra*, 2009).

Escala Numérica	Escala Verbal
1	Ambos elementos son de igual importancia
3	Es levemente más importante un elemento sobre otro.
5	Es moderadamente más importante un elemento sobre otro.
7	Es fuertemente más importante un elemento sobre otro.
9	Es extremadamente más importante un elemento sobre otro.
1/3	Es menos importante un elemento sobre otro.
1/5	Es moderadamente menos importante un elemento sobre otro.
1/7	Es fuertemente menos importante un elemento sobre otro.
1/9	Es extremadamente menos importante un elemento sobre otro.

Siendo 2, 4, 6, 8, 1/2, 1/4, 1/6 y 1/8 valores intermedios posibles entre dos elementos.

El procedimiento de ponderación se presenta a continuación:

Primero se agrupan los criterios en una matriz A de $n \times n$ en orden descendiente de importancia, donde n es el número de criterios. Luego se seleccionan dos criterios (i y j) y la calificación comparativa del criterio i respecto al criterio j se coloca en la celda a_{ij} , de acuerdo a la Tabla 21. Se debe cumplir que el puntaje respectivo del criterio j con respecto al criterio i sea el inverso del asignado en el paso anterior. Este procedimiento se realiza con todos los criterios para completar la matriz, sabiendo

que el criterio que se está calificando está ubicado en la fila y se compara con los criterios ubicados en las columnas.

Una vez hechas todas las comparaciones, se suman los puntos asignados a cada elemento. Para el elemento i , esto equivale a sumar todos los valores de la fila i de la matriz A . Luego se escalan los puntajes totales de todos los elementos de modo que su suma sea igual a 1. Estos valores son llamados *factor de ponderación*.

Este mismo procedimiento se repetirá para realizar las comparaciones apareadas de las alternativas con respecto a cada criterio, por lo que se generarán n matrices, donde n es el número de criterios.

Finalmente, se genera una última matriz en donde las alternativas se ubican en la primera fila y los criterios en la primera columna. En la celda a_{ij} se coloca la calificación normalizada de las alternativas sobre cada criterio multiplicada por el factor de ponderación del correspondiente criterio.

La puntuación final de las alternativas viene dada por la sumatoria de los puntajes que cada una obtuvo sobre los criterios de evaluación. Se debe cumplir que la sumatoria de estas puntuaciones finales sean igual a 1.

EJECUCIÓN DEL MODELO

- ***Objetivo de la Evaluación.***

Determinar la tecnología más apropiada de todas las disponibles en el mercado actual, y a partir de ésta establecer el diseño del proceso de la Unidad de Deshidrogenación de Propano que se desea conceptualizar.

- ***Definición de Alternativas.***

Para el proceso de deshidrogenación de propano se conocen hasta el momento cinco tecnologías comerciales, las cuales conforman la lista larga de la evaluación de alternativas. Éstas son:

1. Oleflex Process.
2. Catofin Process.
3. STAR Process.
4. FBD-3 Process.
5. Linde/Statoil/Borealis Process.

A. ETAPA CREATIVA

- ***Desarrollo de Alternativas.***

1. Oleflex Process.

El proceso Oleflex desarrollado por el licenciante de tecnología UOP, es un proceso que permite la deshidrogenación de alcanos livianos tales como propanos, butanos y pentanos. En él se combinan dos tecnologías de UOP: *Pacol Process* para la deshidrogenación de alcanos pesados y *Continuous Catalyst Regeneration (CCR)*.

El proceso Oleflex utiliza cuatro reactores de flujo radial con lecho móvil conectados en serie, con hornos ubicados en la alimentación al tren de reactores y entre cada uno de ellos, para proporcionar el calor de reacción requerido. Este arreglo minimiza la

caída de presión a lo largo de la Unidad de Oleflex. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa sobre un catalizador de platino soportado a 525 y 700°C y con presiones ligeramente superiores a la atmosférica. La conversión del propano se sitúa alrededor del 40%, con una selectividad molar de 89% hacia el propileno. Una corriente de hidrógeno se le agrega a la alimentación como diluyente que ayuda a reducir la cantidad de coque producido a menos de 0,1% en peso de la carga de alimentación procesada. Los hornos entre cada reactor ayudan a mantener una temperatura de reacción relativamente constante para una conversión invariable; sin embargo, existe la posibilidad de que alguna reacción de craqueo indeseada ocurra dentro de los hornos.

La regeneración catalítica continua se consigue por la circulación lenta del catalizador en un circuito entre los reactores y el regenerador. El tiempo del ciclo alrededor de dicho circuito puede variar entre cinco a diez días. La regeneración del catalizador sirve para quemar los depósitos de coque, redistribuir el platino, remover el exceso de humedad y devolver el estado reducido de los metales promotores. Debido a la atrición del catalizador resultante del lecho móvil, se requiere una adición continua de catalizador fresco en una tasa entre 0,02 y 0,05% en peso del catalizador utilizado diariamente.

En la sección de recuperación del producto, el efluente de los reactores es enfriado con intercambiadores, comprimido, secado y enviado a una unidad de criogénico para separar el hidrógeno. La fase líquida es enviada a una unidad de hidrogenación selectiva para remover las diolefinas y acetilenos formados. El propileno final es separado de los livianos y del propano en dos columnas de destilación en serie. El propano no convertido junto con una porción del hidrógeno que se obtuvo como subproducto, es recirculado a la zona de reacción.

Las recientes mejoras en la tecnología de Oleflex se han enfocado en el desempeño del catalizador de platino. Según se describe en las patentes de UOP, típicamente el catalizador utilizado (DeH-16) consiste en un soporte de alúmina con platino como componente del grupo metálico, con metales modificadores de la selectividad de

estaño (Sn), germanio (Ge) y renio (Re) y opcionalmente, un componente metal alcalino o alcalino térreo y un componente de halógeno. Su desempeño ha mejorado al utilizar un soporte de γ -alúmina con un área superficial de aproximadamente 100 m²/g y una densidad compacta de 38.7 lb/pie³.

La alta actividad y selectividad del catalizador DeH-16 ha permitido una serie de otras mejoras en el diseño del proceso. En la sección de reacción, las nuevas plantas pueden operar a una velocidad espacial 20% mayor y a una temperatura máxima menor que en los diseños originales. Como resultado, los reactores y hornos de inter-etapas del proceso Oleflex para nuevos diseños son más pequeños. Adicionalmente, la menor tasa de formación de coque con el nuevo catalizador ha permitido una reducción del 50% en las dimensiones de la unidad de regeneración del catalizador.

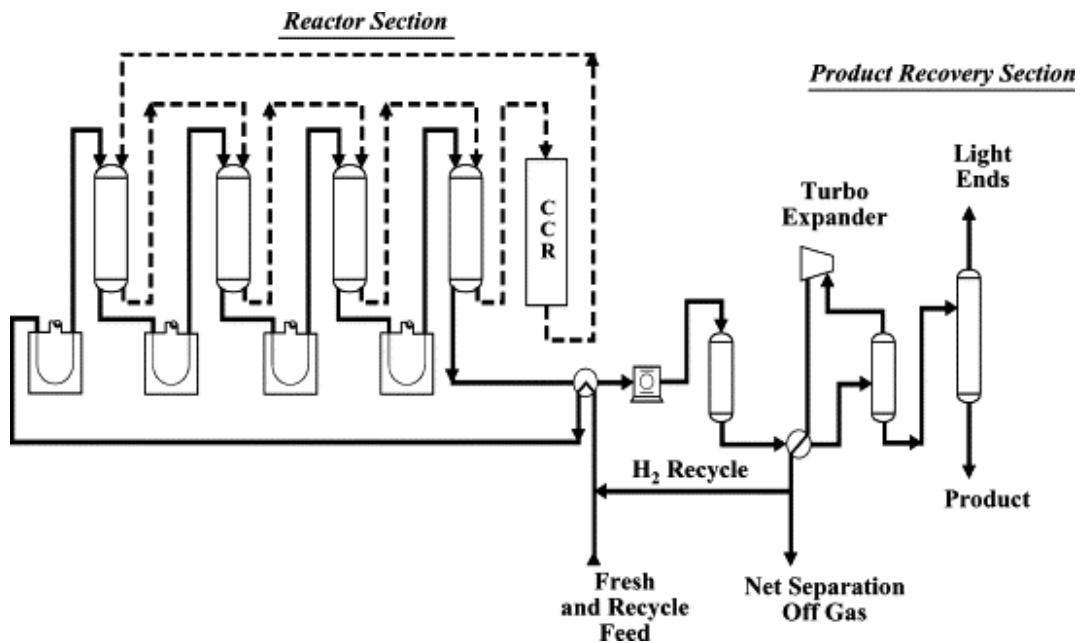


Figura 40. Diagrama de Flujo del Proceso Oleflex de UOP. (SRI Consulting, 2008).

2. Catofin Process.

El proceso de Catofin para la deshidrogenación de alcanos como propanos, butanos y pentanos se basa en la tecnología del Catadieno para la formación de butadieno a

partir de butano, la cual fue desarrollada en la década de 1940 por *Houdry* y luego adquirida por *Air Products and Chemicals*. El proceso Catofin fue desarrollado posteriormente por *Air Products/Houdry Division* con las intenciones de optimizar el proceso de Catadieno para la producción de monoolefinas. *Air Products* ulteriormente vendió la tecnología de Catofin, junto con los otros procesos de deshidrogenación y dealquilación catalítica de *Houdry* a *United Catalyst* a mediados de los noventa. El proceso está actualmente licenciado por ABB Lummus.

El proceso Catofin utiliza reactores múltiples de lecho fijo dispuestos en paralelo de operación adiabática. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gas sobre un catalizador de óxido de cromo soportado en alúmina. Las condiciones de reacción típicas son 520°- 680°C, de 0,13 a 0,69 bar y LHSV menores a 1. La conversión por paso del propano está cerca del 65%, con una selectividad molar entre 82% y 87% hacia el propileno. En este proceso no se utiliza hidrógeno ni vapor como diluyentes. Como resultado se tiene una deposición de coque sobre el catalizador igual al 2% en peso de la alimentación procesada.

Para operar continuamente, se utiliza una configuración de cinco reactores: mientras dos reactores están operando, otros dos están siendo regenerados y el otro está siendo purgado. El calor de la reacción endotérmica es proporcionado principalmente por el calor sensible del aire recalentado y el resto es proporcionado precalentando la alimentación del reactor. La regeneración del catalizador se logra con una purga de vapor, recalentando con aire, que comprende la quema simultánea del coque depositado, luego su evacuación y finalmente la reducción del catalizador. Este ciclo completo de reacción/regeneración toma de 15 a 25 minutos, y la vida útil del catalizador está entre un año y medio a dos años y medio.

Aguas abajo, el calor es recuperado de los efluentes del reactor con la generación de vapor e intercambiando calor con la corriente de alimentación a los reactores. Los efluentes enfriados de los reactores son entonces comprimidos y enviados a la unidad de criogénico para separar la corriente rica en hidrógeno que se genera como

subproducto. Los demás productos se someten a fraccionamiento para recuperar el propileno y recircular el propano no convertido.

En patentes más recientes asignadas por ABB Lummus se describen mejoras para el método de la regeneración del catalizador. Dentro de las más significativas están la introducción del gas de regeneración en la salida de los reactores, es decir, en sentido contrario al paso de los hidrocarburos al momento de operar, y un nuevo arreglo para el lecho del catalizador, de tal manera que la actividad del catalizador decrece desde la entrada de los hidrocarburos al reactor hasta la salida del mismo, logrando de esta forma un perfil de temperatura más uniforme longitudinalmente que se traduce en una mayor selectividad en la reacción y mayor eficiencia en la utilización del calor.

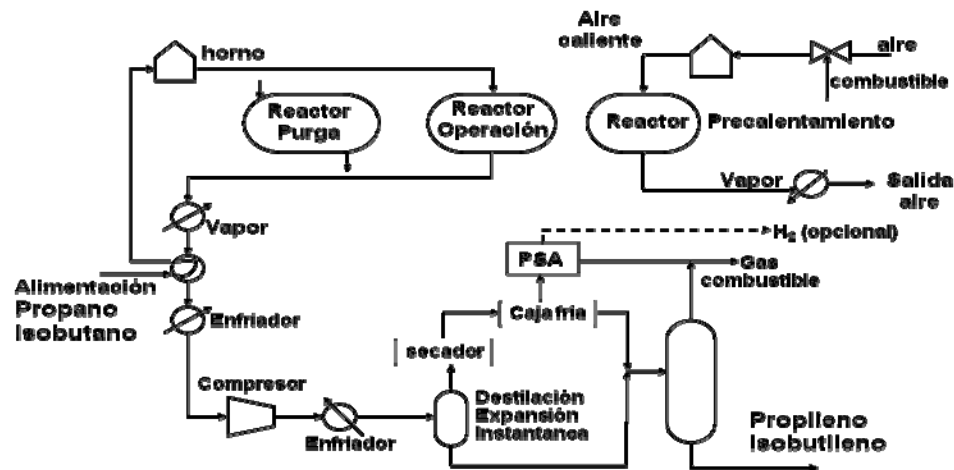


Figura 41. Diagrama de Flujo del Proceso Catofin de ABB Lummus (SRI Consulting, 2008).

3. STAR Process.

El proceso STAR (*Steam Active Reforming*), se basa en la tecnología de reformación de vapor convencional y usa un catalizador de platino como metal noble promotor soportado sobre una espinela de aluminato de cinc. El proceso fue desarrollado por *Phillips Petroleum* y se ha instalado en dos plantas comerciales para la deshidrogenación del isobutano. En 1999, *Krupp Uhde* adquirió el proceso STAR y construyó en el 2006 en Egipto una Planta de Deshidrogenación de Propano de 350

MTMA y entre el 2009 y 2010 se firmaron contratos para construir dos plantas que producirán 450 MTMA de propileno a partir de esta tecnología.

La reacción se lleva a cabo en fase gaseosa a 480° y 620°C en reactores tubulares de lecho fijo localizados en el horno. Como este reactor opera a condiciones isotérmicas, se evita el desplazamiento de la conversión de equilibrio que ocurre en la operación adiabática. La presión del reactor es mantenida entre 3,04 y 7,09 barg y el LHSV se encuentra en un rango entre 0,5 y 10 h⁻¹. El vapor, que es utilizado como diluyente con una relación de 2 a 10 moles/moles de hidrocarburos alimentados, es una segunda fuente de calor para la reacción endotérmica, ayuda a detener la formación de coque y sirve para incrementar la conversión al reducir la presión parcial de los hidrocarburos e hidrógeno presentes. Una característica innovadora de esta tecnología es la inserción, aguas abajo del reactor de deshidrogenación, de un segundo reactor adiabático de lecho fijo destinado a un proceso de oxideshidrogenación, en el cual se alimentan los efluentes del primer reactor con una corriente de oxígeno con 90% de pureza que reacciona con parte del hidrógeno formado, y continuando de esta manera con la reacción para obtener mayor conversión de propano.

El típico catalizador consiste en 0,05-5% en peso de platino y 0,1-5% de estaño soportado sobre aluminato de cinc. La adición de aluminato de calcio en el soporte se justifica al mejorar la actividad, la estabilidad y la resistencia a la atrición. Se puede alcanzar una conversión del propano por paso de 30 a 40% con una selectividad del 80 al 90% molar hacia el propileno. El ciclo del reactor típicamente usado es de ocho horas, donde siete horas son de operación y una hora está dedicada a la regeneración del catalizador para la remoción del coque depositado. La vida útil del catalizador es de uno a dos años.

El calor de los efluentes del reactor es recuperado para la generación de vapor en los rehervidores de las fraccionadoras y calentando y/o vaporizando la alimentación. Una vez enfriados, los efluentes del reactor son comprimidos y fraccionados para la recuperación del propileno como producto principal, del hidrógeno como subproducto y del propano no convertido para su reciclado.

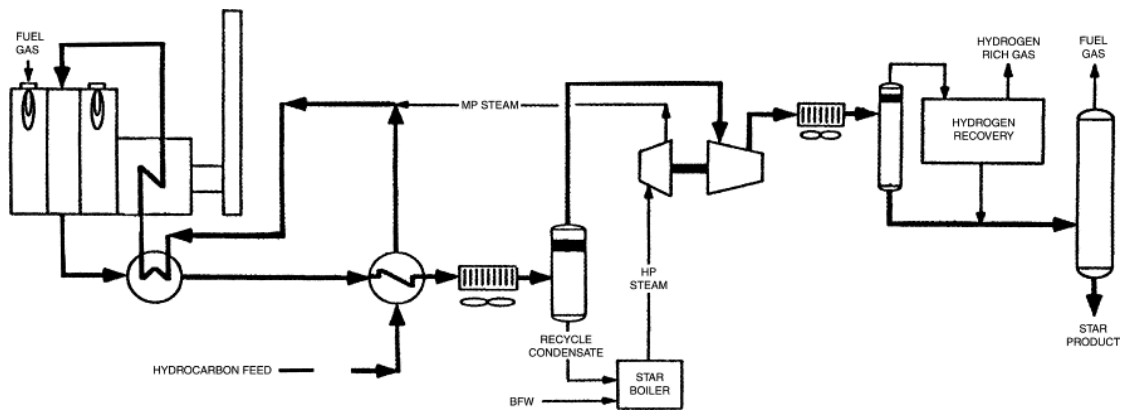


Figura 42. Diagrama de Flujo del Proceso STAR de Phillips Petroleum (SRI Consulting, 2008).

4. BD-3 Process.

La tecnología FBD-3 (*Fluidized Bed Dehydrogenation*) fue originalmente desarrollada por Yarsintez en Rusia para producir butadieno del butano. Luego de ser mejorada por Snamprogetti, esta tecnología se utilizó en Sadaf, una planta de deshidrogenación de isobutano en Arabia Saudita que arrancó en 1997. La versión de deshidrogenación de propano de la tecnología FBD-3 no se ha comercializado hasta el momento.

El proceso FBD-3 usa un sistema de dos Unidades de reacción/regeneración. Tanto la reacción como la regeneración del catalizador se llevan a cabo con utilizando un lecho fluidizado. El catalizador circula continuamente entre el reactor y el regenerador mediante un sistema de transporte neumático, provocando una contracorriente entre el gas y el sólido en ambas unidades. La deshidrogenación toma lugar a 450° y 650°C, entre 100 y 1000 h⁻¹ GHSV y a una presión ligeramente mayor a la atmosférica. En el regenerador, el coque formado es quemado con aire por encima de los 700°C y con un tiempo de residencia del catalizador de 20 a 40 min. Dado que en la regeneración el catalizador alcanza temperaturas mayores a las requeridas para la reacción endotérmica, no se necesita calentamiento extra en hornos.

Un sistema de ciclones es utilizado para recoger el catalizador arrastrado por el gas que sale del reactor. Luego de intercambiar calor con la corriente de alimentación, los efluentes del reactor son comprimidos y enviados a la sección de separación para recuperar el propileno de los demás subproductos y del propano no convertido para recirculación.

Según patentes de Snamprogetti, el catalizador es de óxido de cromo soportado en alúmina. La conversión de propano que típicamente se obtiene es de 28 a 39% por paso, con una selectividad hacia el propileno de 84 a 89%.

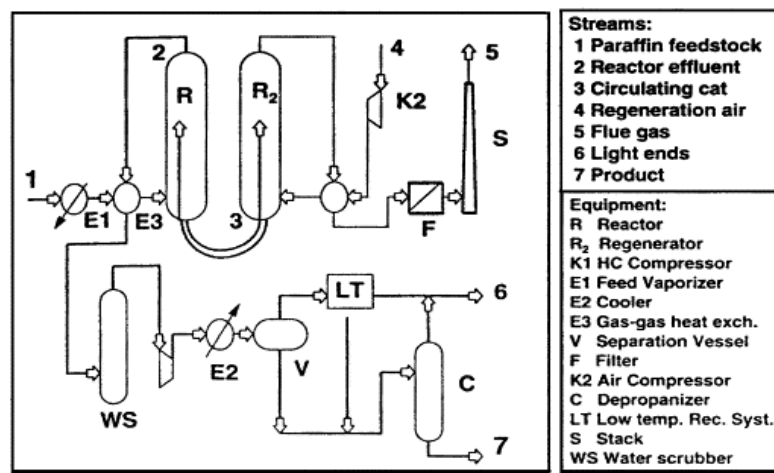


Figura 43. Diagrama de Flujo del Proceso FBD-3 de Yarsintez/Snamprogetti (SRI Consulting, 2008).

5. Linde/Statoil/Borealis Process.

Linde A.G. desarrolló su tecnología para la deshidrogenación del propano a finales de 1980 usando un catalizador de cromo. El proceso fue demostrado en una Planta piloto de 10 MTMA en las instalaciones de BASF Ludwigshafen en Alemania desde 1989 y 1992. Posteriormente, Linde formó una asociación con Statoil y Borealis para desarrollar una nueva versión del proceso basada en un catalizador mejorado, la cual se utilizó en una planta piloto dentro de una Refinería de Statoil en Noruega en 1999.

A pesar de que no hay suficiente información sobre el sistema de reacción de este proceso, se conoce que usan reactores de lecho fijo cuyo catalizador consiste en

platino y estaño sobre hidrotalcita desarrollado por Statoil. Según una patente de Linde, se utilizan tres reactores en paralelo localizados en el horno, donde dos reactores operan mientras que el tercero va siendo regenerado. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa entre 580° y 620°C con 800 a 1100 h⁻¹ GHSV y presión ligeramente superior a la atmosférica, utilizando hidrógeno y vapor como diluyentes para ayudar a reducir el coque formado a una cantidad menor al 0,05% en peso de la alimentación procesada.

Según otra patente de Statoil, el catalizador de deshidrogenación consiste en 0,2-0,4% de platino y 0,3-1,5% de estaño soportado en una mezcla de óxido de magnesio y aluminio. La selectividad es mejorada añadiendo metales alcalinos como cesio o potasio. La conversión del propano está en un rango entre 46 y 59% con selectividad hacia el propileno de 93-97,8% cuando la reacción se lleva a cabo a 600°C y 1,03 bar en presencia de hidrógeno y vapor.

En el sistema de recuperación de productos, los efluentes del reactor son enfriados, comprimidos, secados y enviados a la desetanizadora. La corriente de tope es enviada a una sección de criogénico para remover el hidrógeno del etano/etileno, mientras que la corriente de fondo alimenta a una torre fraccionadora final donde se obtiene el propileno grado polímero separado del propano de recicló.

- ***Identificación de las Bases y Premisas de Evaluación.***

Como bases de evaluación se tienen:

1. Las tecnologías deben producir el producto deseado a partir de un proceso de deshidrogenación de parafinas.
2. La tecnología debe procesar una carga de alimentación de propano y proporcionar como producto una corriente de mezcla de propano propileno.
3. Se debe tener suficiente información sobre un proceso para poder ser considerado como alternativa para esta evaluación.

Como premisas de la evaluación se tiene:

1. No se considerará la parte económica y de costos para esta evaluación de alternativas, sólo se realizará la evaluación técnica de las mismas. El análisis económico se realizará solamente a la alternativa seleccionada como mejor opción.

B. ETAPA TÉCNICA

- *Evaluación de Alternativas Preliminar.*

Las cinco alternativas que conforman la lista larga de la etapa técnica del modelo son evaluadas preliminarmente en función de aspectos simples y básicos que determinan si es apropiado considerar una alternativa. Estos aspectos son la disponibilidad de información del proceso y la madurez de la tecnología. El primero se refiere a la accesibilidad que se tiene para obtener todo tipo de información indispensable de la alternativa que permita adoptarla como proceso de la Unidad de Deshidrogenación de Propano, para realizar su diseño y simulación. El segundo aspecto hace alusión a la experiencia de la tecnología, es decir, cuántas plantas construidas a nivel mundial han adquirido el proceso propuesto por la alternativa, que se traduce en confiabilidad en la misma. En la Tabla 22 se presenta el resultado de la evaluación preliminar de cada alternativa en función de los dos aspectos descritos.

Tabla 22. Evaluación preliminar de las alternativas.

Proceso	Disponibilidad de Información del Proceso	Madurez de la Tecnología
Oleflex Process.	✓	✓
Catofin Process.	✓	✓
STAR Process.	✓	✓
FBD-3 Process.	✓	x
Linde/Statoil/Borealis Process.	x	x

De la evaluación preliminar se tiene que las primera cuatro alternativas, es decir, los procesos Oleflex, Catofin, STAR y FBD-3, brindan la facilidad de obtener acceso a información de dichos procesos, tales como un diagrama de flujo inicial, información sobre catalizadores, equipos, condiciones de operación, entre otras. Por el contrario, el proceso de Linde/Statoil/Borealis está limitado por la falta de información, lo que hace imposible realizar el diseño del proceso.

En cuanto al segundo aspecto, los procesos Oleflex, Catofin y STAR poseen la ventaja de tener experiencia y madurez en sus procesos (unos mas que otros) determinado por el hecho de que existen varias plantas en el mundo que utilizan dichas tecnologías. Se han instalado más de diez plantas Oleflex de UOP entre Estados Unidos, China, Rusia, Tailandia, Brasil, Arabia Saudita y se prevé la construcción de tres plantas mas en China para los próximos años. El proceso Catofin se utiliza en plantas ubicadas en China, Arabia Saudita, Rusia y España, incluyendo una planta de deshidrogenación de butano dentro de las instalaciones de PEQUIVEN, Venezuela. El proceso de deshidrogenación de propano STAR está implementado en una planta en Egipto adicionalmente a las otras plantas existentes de deshidrogenación de isobutano en Estados Unidos y Argentina, que también utilizan esta tecnología. Vale acotar que, a pesar de que existen plantas pilotos en Alemania y Noruega operando bajo el proceso Linde/Statoil/Borealis, no se considera que esta tecnología tiene madurez por el hecho de que ninguna planta ha sido construida a escala industrial.

Tanto el proceso Oleflex como los procesos Catofin y STAR cumplen con ambas exigencias, al brindar el soporte informativo necesario y la confiabilidad deseada para lograr el objetivo que se tiene para esta evaluación de alternativas. Es por ello que serán descartados los procesos FBD-3 y Linde/Statoil/Borealis, resultando la siguiente lista corta de alternativas:

1. Oleflex Process.
2. Catofin Process.
3. STAR Process.

- *Evaluación de Alternativas con Enfoque Técnico-Cualitativo.*

Para poder evaluar las alternativas de la lista corta y obtener finalmente la mejor opción que responda al objetivo planteado, se deben seguir los cuatro pasos indicados a continuación.

1. Definir los criterios y subcriterios.

El buen planteamiento de los criterios y subcriterios aseguran la selección correcta de las alternativas restantes. Para ello se debe determinar cuáles son los factores que caracterizan a cada alternativa y las diferencian de las demás alternativas que conforman la lista corta. Igualmente se debe conocer la teoría asociada a estos factores para establecer correctamente las respectivas ponderaciones que les serán otorgadas a los criterios, subcriterios y a cada alternativa al momento de su evaluación. Estos factores se muestran en la Tabla **23**.

Se observa que la diferencia entre las tres tecnologías se encuentra en la sección de reacción de cada proceso. El factor principal es el catalizador, el cual es un elemento fundamental en el proceso de deshidrogenación, por lo que será considerado como el primer criterio.

Criterio 1. Catalizador.

Este criterio involucra el tipo de catalizador que utilice cada tecnología y las ventajas que posean tanto los sitios activos, el soporte y los promotores así como su desempeño en el proceso, sus propiedades, su resistencia a la desactivación y al desarrollo de reacciones indeseadas. Dentro de este criterio se incluyen los siguientes subcriterios:

Subcriterio 1.1. Conversión: Referido al grado de conversión de propano obtenido por el catalizador de cada tecnología, que se traduce en la habilidad que poseen los sitios activos de activar la molécula de propano e inducir la a reaccionar.

Altas conversiones implican mayor producción de productos y por ende es más atractiva la tecnología.

Tabla 23. Factores que diferencian a las alternativas de la lista corta.

	Catofin	Oleflex	STAR
Licenciantes	ABB Lummus	UOP	Phillips Petroleum/ Krupp-Uhde
Modo de Operación	Cíclica	Continua	Cíclica
Configuración del Reactor	Adiabático Lecho Fijo	Adiabático Lecho Móvil	Isotérmico Lecho Fijo + Oxireactor Adiabático
Número Total de Reactores	5	4	8 + 8
Reactores en Operación	2	4	7 + 7
Tiempo de Ciclo de Reacción/Regeneración	25 minutos	Continuo	8 horas
Catalizador	Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃ con promotores alcalinos	Pt/Al ₂ O ₃ con Sn como promotor	Pt/ZnAl ₂ O ₄ con Sn como promotor
Suministro de Calor	Calor formado en la regeneración del catalizador	Hornos entre los reactores	Reactor de Deshidrogenación ubicado en el horno
Condiciones del Proceso			
Temperatura (°C)	525 - 680	550 - 700	480 - 620
Presión (barg)	0,10 – 0,71	1,01 – 3,04	3,04 – 7,09
Diluyente/HC (mol/mol)	0	1 ^{a)}	2 - 10 ^{b)} 0,08 – 0,16 ^{c)}
Producción de Propileno			
Conversión de Propano	65%	40%	30% - 40%
Selectividad hacia el Propileno	82% - 87%	90%	80% – 90%
Notas	--	--	Combina DH + ODH
a) Hidrógeno como diluyente	DH: Deshidrogenación		
b) Vapor como diluyente	ODH: Deshidrogenación oxidativa		
c) Oxígeno			

Subcriterio 1.2. Selectividad: Evalúa la habilidad del catalizador para favorecer la reacción en la dirección deseada, acelerando solamente la velocidad de reacción de la producción de propileno. Como es sabido, la deshidrogenación de

propano está acompañada de otras reacciones indeseadas como el craqueo, la formación de coque, entre otras, por lo que tener una alta selectividad hacia la producción de propileno es absolutamente ventajoso. La selectividad, en conjunto con la conversión, proporcionan la cantidad de propileno capaz de producir una tecnología.

Subcriterio 1.3. Propiedades: Este subcriterio evalúa al catalizador de cada tecnología dependiendo de sus propiedades particulares, las cuales incluyen la actividad, la estabilidad, la resistencia a la atrición, el área superficial, el tamaño de partícula, la dispersión de los centros activos, entre otras.

Subcriterio 1.4. Desactivación: La deposición del coque formado indeseadamente es el factor principal de la desactivación de los catalizadores de deshidrogenación porque va formando una capa sobre los sitios activos haciendo que el propano pase sin ser catalizado durante el tiempo de residencia en el reactor y en consecuencia no se obtiene el nivel de conversión esperado. Este subcriterio toma en cuenta la velocidad de desactivación del catalizador de cada tecnología en función de la tasa de ensuciamiento ocasionada por la cantidad de coque depositada.

Subcriterio 1.5. Mecanismo de Regeneración: Los catalizadores de deshidrogenación se desactivan constantemente por la deposición de coque. Dependiendo de la naturaleza del catalizador, se tienen diferentes mecanismos de regeneración que involucran procesos tales como reducción, combustión del coque, la oxiclорación y otras. Este subcriterio evalúa la frecuencia con la cual el catalizador se debe regenerar, los servicios que requiere, la actividad alcanzada luego de la regeneración, el grado de dificultad del proceso de regeneración y el tipo de operación.

Subcriterio 1.6. Tiempo de Vida Útil: La atrición, el envenenamiento irreversible, la aglomeración irreversible de los sitios activos, la sinterización, entre otros, causan la desactivación definitiva del catalizador. Este subcriterio evalúa con

qué frecuencia se requiere de la reposición del catalizador debido a esta desactivación definitiva.

Un segundo factor característico que marca la diferencia entre las alternativas es el modo de operación que presentan en sus reactores, por lo que la operatividad es tomada como el segundo criterio de selección.

Criterio 2. Operatividad.

Este criterio considera la manera en cómo opera el reactor, que está relacionado a la configuración de éste en cuanto al lecho catalítico, y a su vez en la continuidad o discontinuidad de operación, requiriendo en consecuencia cierta cantidad de equipos para tal fin. El criterio operatividad se divide en los siguientes subcriterios:

Subcriterio 2.1. Tipo de Operación: Los reactores catalíticos de deshidrogenación utilizados en las tecnologías consideradas en la lista corta presentan dos tipos de configuración de su lecho catalítico: lecho fijo y lecho móvil. Como es sabido, este lecho catalítico debe ser regenerado constantemente, por lo que, dependiendo de la configuración que presentan los reactores, se tienen dos maneras de operar: de forma continua o de forma discontinua siguiendo un ciclo, y ambas están asociadas a una estrategia de regeneración particular. Este subcriterio considera las ventajas y desventajas que presenten dicha configuración y modo de operación de la sección de reacción de cada tecnología.

Subcriterio 2.2. Número de Reactores: Ya sea por la discontinuidad del proceso o como estrategia para mantener la temperatura óptima de reacción, los procesos de deshidrogenación de propano utilizan varios reactores en serie o en paralelo. Este subcriterio evalúa cada tecnología en función de la cantidad de reactores que utilice, tomando en cuenta que mientras mayor sea el número de reactores más complejo es el modo de operación y se requerirá de mayor mantenimiento, quedando implícita una mayor inversión inicial por cantidad de equipos.

Subcriterio 2.3. Diluyente: Se ha determinado que altas temperaturas, combinadas con una baja concentración de Hidrógeno y altas concentraciones de Propano son las condiciones ideales para obtener mayores conversiones del alcano, sin embargo, estas mismas condiciones son las ideales para la formación del coque que es la principal causa de desactivación del catalizador. En consecuencia, algunas tecnologías utilizan sustancias como Hidrógeno o Vapor de agua en la corriente de alimentación de los reactores como diluyentes para ayudar a suprimir la formación de coque. En este subcriterio se considera la presencia de diluyente, la sustancia utilizada y la cantidad alimentada, recordando que la conversión de equilibrio decrece con la reducción de la presión parcial del propano, por lo que dependerá del compromiso que tenga cada tecnología entre la utilización de un diluyente para prevenir la formación de coque o su ausencia para conseguir mayores conversiones.

El último factor que debe ser considerado en toda selección de tecnología es el ambiente por lo que se convierte en el tercer criterio.

Criterio 3. Ambiente.

Este criterio está referido al consumo energético que presenta cada tecnología al momento de operar para alcanzar las condiciones requeridas de temperaturas, recordando que son bastante altas para lograr la deshidrogenación del alcano, y de presiones, las cuales se encuentran en un rango que va desde el vacío hasta presiones superiores a la atmosférica, entre las tres alternativas consideradas. Por ende, este criterio se divide en:

Subcriterio 3.1. Consumo Energético por Temperatura: Las condiciones de operación en la sección del reactor no son las mismas para todas las tecnologías visto que dependen del catalizador que se utilice y del tipo de operación que presenten. Este subcriterio evalúa las temperaturas requeridas a la entrada de los reactores y los procesos asociados con los cuales se alcanza dicha temperatura, tomando en cuenta el tipo de reactor, es decir, si es isotérmico o adiabático.

Subcriterio 3.2. Consumo Energético por Presión: Al igual que el subcriterio anterior, dependiendo del catalizador y del tipo de operación, el reactor requiere presiones que van desde condiciones de vacío hasta presiones superiores a la atmosférica. Si cualquiera de los dos extremos es requerido, el consumo de energía aumenta debido a la implementación de los equipos que logran dicha condición. Naturalmente, un proceso se hace más atractivo a medida que consuma menos energía y por ende más amigable con el ambiente.

En la Tabla 24 se resume cómo están asociados los criterios en función de sus respectivos subcriterios.

Tabla 24. Criterios y Subcriterios de Evaluación.

Criterios	Subcriterios
Catalizador	Conversión
	Selectividad
	Propiedades
	Desactivación
	Mecanismo de Regeneración
	Tiempo de Vida Útil
Operatividad	Tipo de Operación
	Número de Reactores
	Diluyente
Ambiente	Consumo Energético por Temperatura
	Consumo Energético por Presión

2. Determinar los pesos de los criterios.

Después de definir los tres criterios, se presenta en la Tabla 25 la ponderación que se obtuvo para cada uno de ellos, comparándolos por pares, de acuerdo con la metodología descrita anteriormente.

El criterio evaluado es el que se sitúa en cada fila y se compara con los demás criterios ubicados en las columnas.

Tabla 25. Ponderación de los criterios.

CRITERIOS	Catalizador	Operatividad	Ambiente	Total		
Catalizador	1	4	7	12	0,61	61,24 %
Operatividad	1/4	1	5	6,25	0,32	31,90 %
Ambiente	1/7	1/5	1	1,34	0,07	6,86 %
				19,59	1	100%

Se observa que el criterio más relevante al evaluar la tecnología es el catalizador empleado en el proceso, teniendo un peso del 61,24% del total, seguido la operatividad, el cual tiene un peso del 31,89% de la calificación total de cada alternativa y por último se posicionó el criterio de ambiente, considerado el factor con menor importancia sobre el objetivo de la evaluación, obteniendo un peso del 6,85% sobre la calificación total.

3. Evaluar las alternativas consideradas y calcular su calificación total.

Una vez conocida la ponderación que tiene cada criterio y subcriterio en función de su importancia con respecto al objetivo de la evaluación, se procede a evaluar a las alternativas que conforman la lista corta del modelo para otorgarles la ponderación en cada criterio.

Criterio 1. Catalizador.

Dentro de las tres tecnologías a evaluar se tienen dos tipos de catalizadores: los de Platino y los de Óxido de Cromo. Los de Óxido de Cromo soportados se desarrollaron en la Segunda Guerra Mundial cuando la necesidad de producir

gasolina para avión con alto octanaje dirigió los estudios al desarrollo de procesos de deshidrogenación de butanos para la producción de buteno. Los resultados fueron tan satisfactorios que se ha mantenido su uso para este proceso hasta la actualidad. Por otra parte, en 1960 surgió la propuesta de introducir en el mercado un segundo tipo de catalizadores para la deshidrogenación de alcanos sintetizados a base de metales nobles soportados, los cuales ya se habían desarrollado desde 1940 cuando se realizaron los primeros estudios sobre los catalizadores de Platino.

Las dos familias de catalizadores no difieren sustancialmente en términos de actividad o selectividad, pero sí difieren en cuanto al tratamiento requerido para su regeneración después de que se hayan desactivado por el coque depositado en la superficie, además del fenómeno que conduce a la desactivación irreversible, como la transformación morfológica o de los estados de los sitios activos y del soporte, están típicamente relacionados con la especie química de ambos tipos de catalizadores.

Aunque los catalizadores de Óxido de Cromo tienen más tiempo en uso, la tendencia es seguir desarrollando catalizadores de metales nobles, dado que, a pesar de que implican mayores costos, no presentan el grado de toxicidad que tienen los catalizadores de Óxido de Cromo.

Subcriterio 1.1. Conversión:

El Proceso Catofin utiliza un catalizador de Óxido de Cromo en base a alúmina y promotores de Potasio que consigue una conversión del propano del 65%, la cual es bastante alta para lo que se puede lograr en esta reacción, de hecho es la tecnología que más conversión alcanza de todas las existentes en el mercado hasta ahora. El Proceso Oleflex por su parte logra una conversión del propano igual a 40% utilizando un catalizador de Platino sobre alúmina con promotores de Estaño y otros metales alcalinos; mientras que el Proceso STAR utiliza un catalizador de Platino sobre un soporte de aluminato de Cinc con promotores de Estaño alcanzando una conversión entre 30 y 40%.

Evidentemente el proceso más atractivo bajo este concepto es el Proceso Catofin.

Subcriterio 1.2. Selectividad:

El catalizador del Proceso Catofin tiene una selectividad hacia la producción de propileno entre 82 y 87%. La selectividad hacia el producto deseado en el Proceso Oleflex es igual al 90% y el del Proceso STAR tiene entre el 80 y 90% de selectividad.

El Proceso Oleflex es el más atractivo en este subcriterio.

Subcriterio 1.3. Propiedades:

El catalizador del Proceso Catofin consiste en 18-20% en peso de Óxido de Cromo (Cr_2O_3) y 1-2% de un promotor alcalino sobre un soporte de δ/θ -alúmina; luce en forma de gránulos cilíndricos con un área superficial de $120 \text{ m}^2/\text{g}$. Este catalizador está dotado con un alto nivel de estabilidad térmica, resistencia a la fricción y alta tolerancia a venenos potenciales como vapor de agua y metales pesados. Tiene cierto grado de toxicidad, por lo que se requiere cuidado para su disposición final.

El Proceso STAR emplea un catalizador sólido basado en una fase activa de 0,2 a 0,6% en peso de Platino, soportado en una material de aluminato de zinc con un área superficial de 10 a $50 \text{ m}^2/\text{g}$. Este soporte exhibe una estabilidad única a las altas temperaturas de reacción y en presencia de vapor. Gracias a su naturaleza no ácida, este soporte no promueve reacciones colaterales indeseadas, como craqueo o isomerización. Sin embargo se desactiva con mayor rapidez que la alúmina y se envenena con mayor facilidad. Este catalizador contiene entre 0.1 y 5% en peso de Estaño como promotor para reducir la formación de coque y aumentar la selectividad hacia el propileno.

El típico catalizador del Proceso Oleflex (DeH-16) consiste en gránulos esféricos de α -alúmina de 1/16 pulgadas de diámetro nominal con un área superficial $100 \text{ m}^2/\text{g}$. Su densidad aireada es de $36,75 \text{ lb}/\text{pie}^3$ y su densidad compacta igual a $38,7 \text{ lb}/\text{pie}^3$. Contiene 0,3% en peso de Platino con metales modificadores de la selectividad de estaño, germanio y renio. La alúmina tiene una excelente estabilidad térmica y fuerza mecánica bajo las condiciones de proceso, regeneración y transporte. La razón más

importante por la cual la γ -alúmina es usada como material de soporte, es por su excelente capacidad de mantener un alto grado de dispersión del Platino, permitiendo un alto grado de actividad y selectividad, a pesar de que presenta sitios ácidos que aceleran reacciones indeseadas de isomerización, craqueo, oligomerización, polimerización y coquificación, los cuales se controlan con la adición de modificadores metálicos alcalinos o alcalinos térreos. Finalmente, el catalizador DeH-16 está diseñado para poseer alta actividad para la deshidrogenación de parafinas y minimizar la formación de hidrocarburos más pesados y de oligómeros.

La configuración de lecho móvil causa cierto grado de atrición por lo que se debe reponer constantemente un flujo entre 0,02 a 0,05% del catalizador utilizado diariamente. Como no posee toxicidad alguna su disposición final es muy sencilla y no representa un problema ambiental.

En conclusión, los tres catalizadores poseen alta estabilidad térmica y resistencia mecánica, sin embargo, el catalizador del Proceso Catofin, a pesar de que es el que presenta mayor área superficial, su toxicidad representa un problema ambiental. El catalizador del Proceso STAR tiene la ventaja de utilizar un soporte diferente que no promueve reacciones indeseadas, pero presenta una muy baja área superficial, se desactiva con mayor rapidez y se envenena fácilmente. Por ende el más atractivo es el catalizador del Proceso Oleflex, el cual tiene una alta dispersión del Platino, sus promotores controlan el desarrollo de las reacciones indeseadas y no es tóxico.

Subcriterio 1.4) Desactivación:

En ambos tipos de catalizadores, la conversión del propano decrece con el tiempo debido a la desactivación por deposición de coque, la cual aparentemente sólo afecta a la reacción de deshidrogenación y no a la de craqueo.

Debido a que en el Proceso Catofin no se utiliza ningún agente que trabaje como diluyente o disminuya la formación de coque, se tiene como consecuencia una muy rápida tasa de coquificación, generalmente cerca del 2% en peso de la alimentación procesada en un tiempo de reacción de 8 minutos.

En los catalizadores de Platino promovidos con Estaño, el coque no se puede fijar en la superficie de los cristales de Platino “promovidos” por lo que tienen que migrar hacia el soporte, evitando la desactivación de los sitios activos.

El Proceso STAR opera en los reactores de lecho fijo en presencia de vapor hasta que el catalizador se desactiva completamente. Como el vapor va reaccionando con el coque que se va depositando la tasa de desactivación del catalizador es menor, permitiendo largos ciclos de operación que duran aproximadamente unas 7 horas, sin embargo la velocidad de desactivación en el Proceso Oleflex es mucho más baja, la cantidad de coque producido es menos del 0.1% de la alimentación procesada, por lo que la duración de su actividad, a diferencia de los otros dos procesos, no se mide en minutos u horas, sino en días.

Indudablemente el Proceso Oleflex es el más óptimo en este aspecto ya que posee la menor tasa de desactivación del catalizador.

Subcriterio 1.5. Mecanismo de Regeneración:

El catalizador de Cromo soportado utilizado en el Proceso Catofin se regenera discontinuamente cada 8 minutos, activándose de nuevo por tratamiento con aire que ha sido precalentado a través de un quemador de fuego directo, el cual tiene los siguientes efectos: la oxidación parcial de Cr^{3+} a Cr^{+6} y la combustión del coque, que aumenta la temperatura del catalizador y por ende suministra el calor requerido para la reacción endotérmica de deshidrogenación. Este proceso utiliza adicionalmente una etapa de reducción con Hidrógeno para preparar el catalizador para la fase de deshidrogenación, obteniéndose un calor extra para la reacción endotérmica, proveniente de la reducción de Cr^{+6} a Cr^{3+} . La regeneración completa en esta tecnología dura aproximadamente unos 17 minutos antes de que el reactor esté listo para otro período de reacción.

Por otra parte, el Proceso STAR también regenera su catalizador en un proceso cíclico, pero mientras el proceso de regeneración de Catofin en realidad es un mecanismo para proporcionar el calor para la reacción incluso cuando la formación

de coque es bastante baja por el tiempo de los ciclos, el catalizador del proceso isotérmico STAR sólo es regenerado después de que un apreciable nivel de coque se haya acumulado, que se observa en una disminución de la actividad del catalizador. Sin embargo, el vapor que se alimenta a los reactores convierte la mayor parte del coque depositado en dióxido de carbono; esto deja muy poco coque para ser quemado durante la regeneración oxidativa, lo que permite que la regeneración sea más simple y rápida (aproximadamente 1 hora). Además, no se requiere tratamiento adicional para eliminar el coque formado o reactivar el catalizador.

El catalizador del Proceso Oleflex que sale del último reactor es enviado a un sistema de regeneración continua de varias etapas que cumple cuatro funciones antes de devolver el catalizador al primer reactor: combustión del coque depositado sobre el catalizador, redistribuir el Platino, remover el exceso de humedad y reducir el catalizador.

Este sistema conocido bajo el nombre de CCR (*Continuous Catalyst Regeneration*) habilita al catalizador de Platino a permanecer con su más deseable estabilidad y actividad por algunos años sin la necesidad de parar el reactor para la regeneración. El catalizador gastado es gradualmente retirado desde el fondo del cuarto reactor y enviado de forma fluidizada al tope de la torre de regeneración con nitrógeno gaseoso, pasando primero por una tolva en donde el gas de ascenso y los finos del catalizador atricionado son separados y enviados al colector de desperdicios. El catalizador gastado fluye por gravedad a través de la torre en donde se pone en contacto con una corriente circulante de gas rico en oxígeno en una primera etapa para remover el coque vía combustión. Luego el catalizador es secado, para luego pasar a la etapa de oxiclорinación, en donde una corriente de tricloroetano redistribuye el platino sobre el catalizador; finalmente llega a una tolva que controla el flujo en la cual el catalizador es presurizado y tratado con hidrógeno que reduce el estado de oxidación de los compuestos metálicos del catalizador. Un flujo en contracorriente de un gas rico en hidrógeno seca al catalizador regenerado que va descendiendo antes de ser enviado de nuevo al primer reactor a través de un gas de

ascenso rico en hidrógeno. En la Figura 44 se muestra el diagrama de esta sección de regeneración.

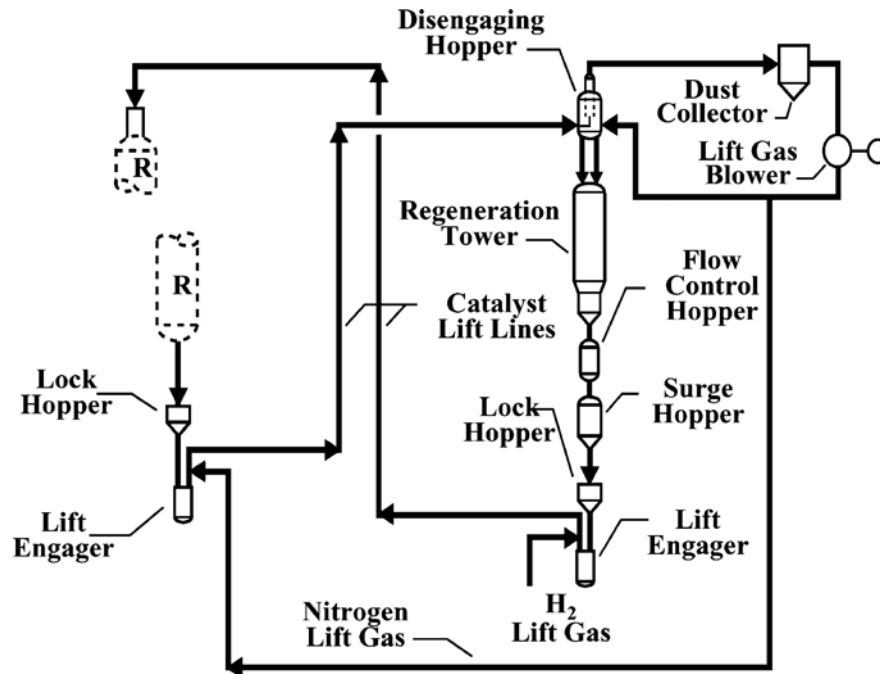


Figura 44. Esquema del CCR utilizado en el Proceso Oleflex. (Bhasin M. et all, 2001).

El tiempo de ciclo alrededor del lazo creado entre la sección de reacción y la sección de regeneración puede durar entre 5 y 10 días, dependiendo de la severidad de las operaciones.

A pesar de que los mecanismos de regeneración de los Procesos Catofin y STAR son más sencillos, el hecho de que el CCR regenere continuamente el catalizador, permitiendo que no sea necesario parar el proceso para este fin, hace que el Proceso Oleflex sea mucho más atractivo.

Subcriterio 1.6. Tiempo de Vida Útil:

A pesar de que a través de la regeneración del Proceso Catofin se logra conseguir gran parte de la actividad inicial del catalizador, la desactivación irreversible ocurre lentamente con cada ciclo de reacción/regeneración. Esta desactivación se presenta a medida que va creciendo la formación de soluciones sólidas de α -Cromo-Alúmina

menos activas que ocasionan la reducción tanto del área superficial como de la actividad catalítica. Como resultado, la vida útil del catalizador de esta tecnología está entre 1,5 y 2,5 años.

Después de un largo período de tiempo, los catalizadores de Platino están sujetos a otro tipo de desactivación irreversible, que consiste en la sinterización lenta de los centros activos, y en consecuencia la sustitución del catalizador es requerida. La vida útil del catalizador del Proceso STAR es de 1 a 2 años.

Por otro lado, a pesar de que la regeneración continua del Proceso Oleflex logra alcanzar la mayor actividad deseada para el catalizador, la atrición producida por la condición de lecho móvil va generando cierta tasa de catalizador dañando, trayendo como resultado que no se alcance la conversión de equilibrio deseada. En consecuencia, un completo cambio de todo el catalizador del proceso debe llevarse a cabo cada 2 años a 2,5 años.

Mientras mayor sea el período de reposición del catalizador, más atractiva es la tecnología gracias a que retarda los tiempos de paradas planificadas y disminuyen los gastos asociados a la reposición.

Criterio 2. Operatividad.

Un sistema de reacción para el proceso de deshidrogenación a escala industrial debe tomar en cuenta un mecanismo que permita la regeneración periódica del catalizador, en conjunto con las limitaciones termodinámicas y cinéticas. La elección del correcto tipo de reactor depende del catalizador y la selección de las condiciones de funcionamiento. Las tecnologías consideradas ofrecen diferentes opciones mostradas a continuación.

Subcriterio 2.1. Tipo de Operación:

El Proceso Catofin emplea reactores de lecho fijo. Debido a la necesidad de la regeneración constante del catalizador, este tipo de configuración hace que el proceso sea discontinuo. Por consiguiente, se opera con una secuencia cíclica de 25 minutos

aproximadamente que consiste en los siguientes pasos: período de reacción, descarga, regeneración con aire, purga, reducción con hidrógeno y nuevamente empieza el período de reacción. El paso rápido entre un ambiente oxidante y un ambiente reductor, junto con un corto período de reacción, hace que la elección de un catalizador de cromo sea la más compatible.

Otro proceso cíclico es el STAR de Phillips el cual utiliza reactores tubulares de lecho fijo ubicados en paralelo dentro de un horno para obtener una producción continua. Los ciclos tienen una duración de 8 horas de las cuales 7 están destinadas al tiempo de reacción y 1 hora para regenerar el catalizador, donde se incluyen la descarga, regeneración con aire, purga y nuevamente período de reacción. Los efluentes de estos reactores fluyen a otros reactores secundarios adiabáticos de lecho fijo con el mismo catalizador, destinados a un proceso de oxideshidrogenación, a los cuales también se les alimenta una corriente de oxígeno con 90% de pureza que reacciona con parte del hidrógeno formado para continuar con la reacción.

Por el contrario, el Proceso Oleflex opera continuamente utilizando reactores adiabáticos de lecho móvil de múltiples etapas con regeneración continua del catalizador (CCR). En este proceso el catalizador fluye lentamente impulsado por la gravedad a través de todo el sistema de reacción, mientras que el propano fluye radialmente dentro de los reactores en serie, hasta que es recolectado en el fondo del último reactor, transportado neumáticamente al regenerador y enviado de vuelta a la zona de reacción.

Un reactor de lecho fijo es más sencillo de operar y de estudiar que el lecho móvil, sin embargo sistemas de operaciones cíclicas son menos eficientes que una operación continua. En este subcriterio el Proceso Oleflex es el más atractivo.

Subcriterio 2.2. Número de Reactores:

En orden de mantener producción continua, el proceso cíclico Catofin hace uso de cinco reactores en paralelo que contienen el catalizador de cromo/alúmina como lecho fijo, donde sólo dos están en operación simultáneamente, otros dos en

regeneración del catalizador con aire y el otro en purga o evacuación. En la **Figura 45** se observa la típica configuración de las etapas del ciclo por las que pasan estos reactores.

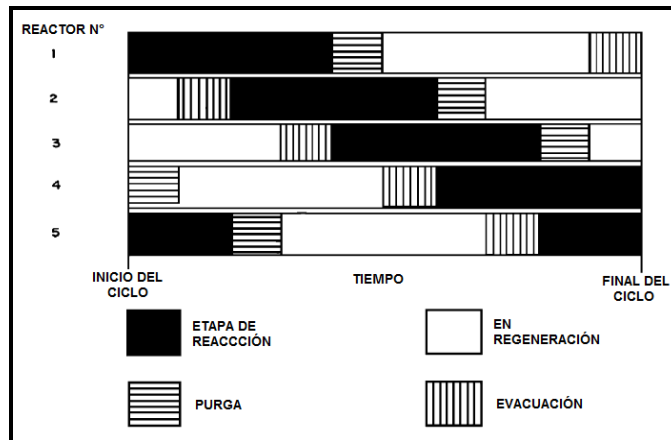


Figura 45. Configuración del ciclo del sistema de cinco reactores del Proceso Catofin.

En el proceso cíclico de STAR también surge la necesidad de regenerar periódicamente el catalizador, por lo que su operación presenta una secuencia similar a la del Proceso Catofin. Para darle continuidad a este proceso discontinuo, se impone el uso de varios reactores en paralelo dentro del horno. Adicionalmente, esta tecnología incorpora, aguas debajo de estos reactores, unos reactores secundarios adiabáticos de lecho fijo para la oxideshidrogenación. En total, este proceso utiliza ocho reactores, donde siete están en la etapa de reacción mientras que el último se regenera.

El Proceso Oleflex utiliza un arreglo de cuatro reactores de lecho móvil en serie ubicados lado a lado, que permiten minimizar la caída de presión en la sección de reacción y al mismo tiempo volver a proporcionar el calor requerido en la reacción al colocar hornos entre cada reactor, mejorando la conversión. Curiosamente, para la deshidrogenación de propano, un sistema de reactor con cuatro etapas se vuelve más económico debido a las altas temperaturas requeridas.

Como es sabido, mientras más reactores sean indispensables en el proceso, menos atractivo es debido a que implica mayor mantenimiento, mayor inversión inicial,

mayores cantidades de catalizador utilizado, entre otras. En consecuencia, el Proceso STAR es por mucho el menos atractivo.

Subcriterio 2.3. Diluyente:

El Proceso Catofin no utiliza ningún diluyente por lo que la velocidad de formación de coque es muy rápida.

El Proceso STAR por el contrario, involucra el uso de vapor como diluyente en una alta relación vapor/propano en la corriente de alimentación al reactor para aumentar la conversión del equilibrio. Este vapor juega un papel muy importante ya que aumenta la fuerza impulsora de la reacción, mientras reduce las presiones parciales de los compuestos involucrados, lo cual es deseable en este sistema, y actúa como moderador térmico, previniendo una excesiva disminución de la temperatura que bloquearía el progreso de la reacción. Además, el vapor inhibe las reacciones colaterales que conducen a la deposición de coque sobre el catalizador.

Por otro lado, el Proceso STAR también utiliza una corriente de oxígeno con 90% de pureza en la alimentación de los reactores de oxideshidrogenación sucesivos, para que reaccione con el hidrógeno formado en los reactores anteriores. Esto permite seguir avanzando con la reacción de deshidrogenación, por el hecho de retirar un producto de esta reacción reversible elevando la conversión de equilibrio, al mismo tiempo que se incrementa la temperatura.

En el Proceso Oleflex una corriente de Hidrógeno, producida en la misma planta, es utilizada como diluyente para ayudar a suprimir la formación de coque. Sin embargo, la conversión de equilibrio decrece si se aumenta la relación Hidrógeno/Hidrocarburo; por lo tanto, debe existir un compromiso entre operar con una alta relación Hidrógeno/Hidrocarburo para prevenir la formación del coque y operar a una baja relación para maximizar la conversión.

Como resultado se tiene que el Proceso STAR requiere de dos insumos más que el Proceso Catofin, de los cuales el vapor se genera con el mismo calor requerido para la reacción, pero el oxígeno con tan alta pureza requiere la incorporación de procesos

adicionales para obtener este insumo, por ende es la tecnología menos favorable en este aspecto. El Proceso Catofin no posee insumos extras pero en consecuencia la desactivación de su catalizador es extremadamente mayor y el Proceso Oleflex utiliza un insumo producido en el mismo proceso, lo cual es una gran ventaja.

Criterio 3. Ambiente.

El calor de reacción para la deshidrogenación de parafinas se encuentra alrededor de 125 KJ/mol por lo que altas temperaturas son requeridas, al igual que la presión debe ser baja para favorecer la dirección directa de la reacción y obtener mayores conversiones de equilibrio. El trabajo de todo ingeniero es lograr una producción rentable con menor impacto al ambiente. El consumo de energía debe ser minimizado para reducir fenómenos como el calentamiento global. Las tecnologías evaluadas proponen distintas combinaciones en las condiciones de presión y temperatura para lograr el mismo objetivo.

Subcriterio 3.1. Consumo Energético por Temperatura:

La temperatura es un factor esencial en la reacción de deshidrogenación por el hecho de ser altamente endotérmica, de hecho la sección de reacción de este proceso debe estar asociada a una buena fuente suplidora del calor necesario para que se lleve a cabo la reacción, manteniendo al mismo tiempo un estricto control sobre esta variable para minimizar la formación de productos no deseados los cuales también se ven favorecidos por estas condiciones.

El calor de reacción en el Proceso Catofin es suplido al reactor adiabático tanto por la combustión de coque como por la reducción de la superficie del catalizador con Hidrógeno, ambas en la fase de regeneración. En otras palabras, el calor de reacción se almacena en el catalizador durante la regeneración y es liberado durante la reacción. Como el catalizador se va enfriando a medida que va progresando la reacción, la conversión alcanzada va decreciendo, pero como se utilizan varios reactores en paralelo, cada uno en una etapa diferente de reacción, se logra una conversión promedio óptima. Típicamente las condiciones de operación requieren

estar en un rango de temperatura entre 525° y 677°C. A medida que el catalizador va llegando al final de su vida útil, el calor de reacción suministrado se debe ir aumentando progresivamente para mantener la producción establecida inicialmente, acelerando la pérdida en la selectividad hacia la formación de propileno.

En el proceso STAR los reactores se encuentran dentro de un horno en el cual una corriente de combustible es quemada para proporcionar el calor de reacción requerido, transfiriéndolo a través de las paredes de los reactores tubulares. De esta manera se logra un sistema isotérmico durante toda la reacción. Esta tecnología utiliza un rango de temperaturas de operación entre 482° y 621°C.

En el Proceso Oleflex los cuatro reactores están conectados en serie con unos hornos entre cada etapa que proporcionan el calor necesario para la reacción endotérmica, la cual se lleva a cabo entre 525° y 650°C. Este sistema de reactores con hornos de inter-etapas eleva la conversión de equilibrio y permite que la temperatura de entrada de cada reactor sea menor que la que se necesitaría empleando un solo reactor, como se observa en las Figura 46 y Figura 47 respectivamente, reduciendo de esta manera la tasa de craqueo térmico y de coquificación, las cuales se ven aceleradas con altas temperaturas.

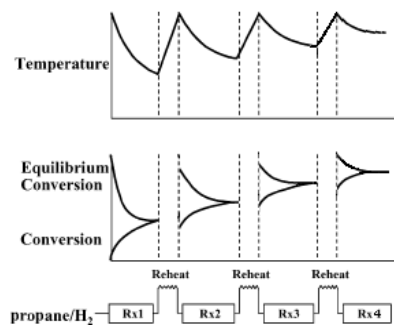


Figura 46. Relación entre la conversión y la temperatura en cada reactor en el Proceso Oleflex.

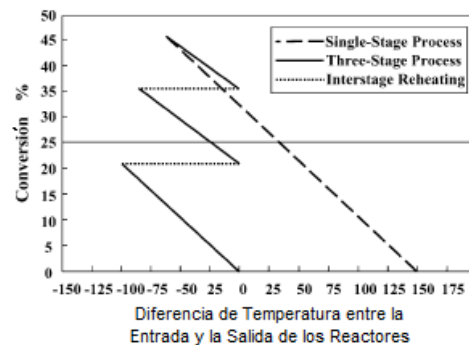


Figura 47. Diferencia entre la temperatura a la entrada de un solo reactor y un multi-etapas.

En la Figura 48 se muestra el perfil de temperatura que describe el reactor de cada tecnología. Como se puede observar, el aprovechamiento de la energía del Proceso

Catofin es una gran ventaja porque aprovecha la fuente de calor destinada a la regeneración para proporcionar el calor de reacción. Sin embargo, para alcanzar temperaturas tan altas como las requeridas en esta reacción se necesita un horno. Por lo tanto, el Proceso Catofin debe poseer un horno en sus instalaciones para calentar el aire de regeneración. El Proceso STAR también utiliza un sólo horno dentro del cual están ubicados los reactores de regeneración, por lo que debe ser mucho más grande que el del Proceso Catofin y por ende se tiene un mayor consumo energético, aunque su operación isotérmica es muy óptima para el sistema de reacción que se tiene y las temperaturas que se alcanzan son menores que las del Proceso Catofin. Finalmente el Proceso Oleflex es el menos atractivo en este aspecto porque utiliza cuatro hornos que, a pesar de que son más pequeños y que resultan más ventajosos que tener uno sólo en esta tecnología, implica mayores mantenimientos, mayores cantidades de servicios y mayor consumo energético.

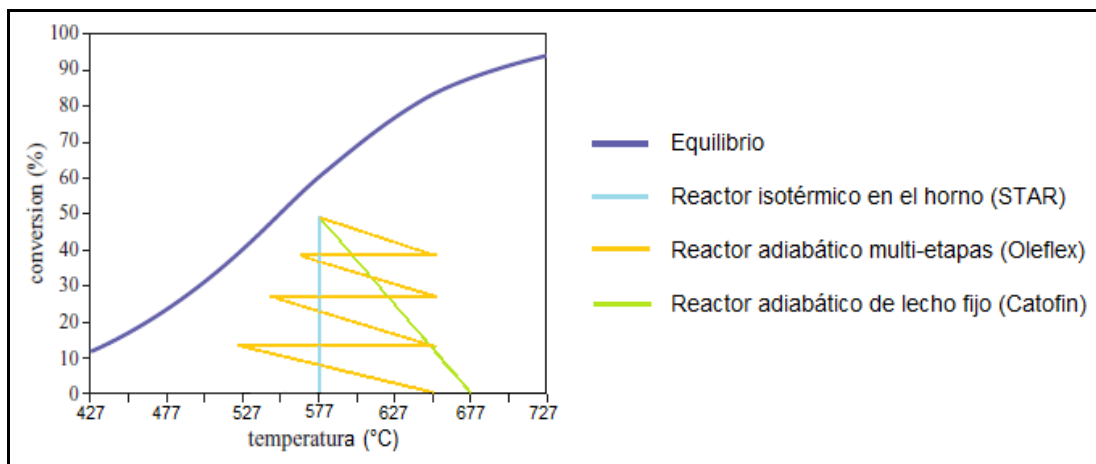


Figura 48. Perfil de la Temperatura de los distintos Tipos de Reactores propuestos por las Tecnologías.

Subcriterio 3.2. Consumo Energético por Presión:

En el proceso Catofin, la etapa de reacción se lleva a cabo a presión sub-atmosférica, es decir, de 0,10 a 0,71 barg. Sin embargo, estos valores de presión no se mantienen fijos debido a su modo de operación cíclico: luego de la reacción al vacío se inicia la

etapa de regeneración (llevada a cabo esencialmente a presión atmosférica), seguida de la reducción con hidrógeno y una última evacuación, con la que se alcanza la presión de vacío para la etapa de reacción.

El Proceso STAR presenta en sus reactores condiciones de presión superiores a la atmosférica, entre 3,04 y 70,93 barg. Y el Proceso Oleflex opera en sus cuatro reactores en serie a presión cercana a la atmosférica.

Operar a altas presiones no es conveniente por el Principio de Le Châtelier, por lo que el Proceso STAR no es el más indicado. Sin embargo, a pesar de que para esta reacción es favorable trabajar a presiones bajas, tener en el proceso presiones inferiores a la atmosférica conlleva a mayores costos de operación y de consumo energético. Indudablemente trabajar a presiones atmosféricas es mucho más fácil y ventajoso, por lo que el Proceso Oleflex es el más atractivo en este aspecto.

C. ETAPA ANALÍTICA

Partiendo del estudio detallado del desempeño de cada tecnología en cada uno de los subcriterios establecidos, se presentan en la Tabla 26, la Tabla 27 y la Tabla 28, las calificaciones obtenidas de la comparación entre las tecnologías con respecto al criterio Catalizador, Operatividad y Ambiente, respectivamente.

Tabla 26. Ponderación de las alternativas con respecto al criterio *Catalizador*.

Catalizador	Oleflex Process	Catofin Process	STAR Process	Total		
Oleflex Process	1	2	3	6,00	0,53	52,94 %
Catofin Process	1/2	1	2	3,50	0,31	30,88 %
STAR Process	1/3	1/2	1	1,83	0,16	16,18 %
				11,33	1,00	100%

Tabla 27. Ponderación de las alternativas con respecto al criterio *Operatividad*.

Operatividad	Oleflex Process	Catofin Process	STAR Process	Total		
Oleflex Process	1	2	5	8,00	0,57	57,01 %
Catofin Process	1/2	1	3	4,50	0,32	32,06 %
STAR Process	1/5	1/3	1	1,53	0,11	10,93 %
				14,03	1,00	100%

Tabla 28. Ponderación de las alternativas con respecto al criterio *Ambiente*.

Ambiente	Oleflex Process	Catofin Process	STAR Process	Total		
Oleflex Process	1	3	3	7,00	0,60	60,00 %
Catofin Process	1/3	1	1	2,33	0,20	20,00 %
STAR Process	1/3	1	1	2,33	0,20	20,00 %
				11,67	1,00	100%

- **Selección de la Mejor Opción.**

En la Tabla 29 se presentan las calificaciones finales de las tecnologías.

Tabla 29. Calificación final de las Alternativas.

Criterios de Evaluación	Factor de Ponderación	Alternativas					
		Calificación de las Alternativas con respeto a cada Criterio			Calificación Final de las Alternativas		
		Oleflex Process	Catofin Process	STAR Process	Oleflex Process	Catofin Process	STAR Process
Catalizador	0,61	0,53	0,31	0,16	0,324	0,189	0,099
Operatividad	0,32	0,57	0,32	0,11	0,182	0,102	0,035
Ambiente	0,07	0,60	0,20	0,20	0,041	0,014	0,014
				0,55	0,31	0,15	

Al comparar los resultados finales obtenidos a partir del procedimiento sistemático que conforma la Matriz de Selección de Alternativas, se demuestra que la mejor tecnología en la cual basar el diseño del proceso de la Unidad de Deshidrogenación de Propano es el Proceso Oleflex de los licenciantes UOP, por tener grandes ventajas sobre las demás tecnologías consideradas, entre las que se encuentra el hecho de ser el más confiable por ser el proceso mayormente utilizado a nivel mundial en las Plantas construidas para tal objetivo, poseer el catalizador más adecuado para la reacción, así como también el modo de operación, el tipo de reactor, el mecanismo de regeneración, entre muchas otras mas. Este resultado se confirma con el hecho de que el Proceso Oleflex es el que ha generado más estudios y tesis en todos los países.

En conclusión, la combinación del uso de un catalizador de metal noble, operando continuamente a condiciones severas, en conjunto con la tecnología CCR hace posible el diseño de la operación más rentable de cualquier Unidad de Deshidrogenación Catalítica con alta selectividad.

ANEXO N°2

PAQUETE DE INGENIERÍA CONCEPTUAL

UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

BASES DE DISEÑO

UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

INTRODUCCIÓN

Este documento define las Bases y Criterios de Diseño para el desarrollo de la Ingeniería Conceptual de la Unidad de Deshidrogenación de Propano para producir Propano-Propileno de Alimentación a una Planta de Producción de Propileno Grado Polímero, el cual contiene información básica de la ubicación del proyecto, premisas y criterios de diseño particulares, requerimientos de operación, especificaciones, normas de diseño, normas de regulación y de protección ambiental, y toda la información adicional en la cual se fundamenta el Proyecto.

OBJETIVO DEL PROYECTO

El objetivo de este proyecto es realizar la ingeniería conceptual de una Unidad de Deshidrogenación de Propano en Venezuela con el fin de producir una cantidad adicional de mezcla de propano propileno que alimentará una NPSPP, la cual producirá propileno grado polímero que será la corriente de alimentación de una Planta de Producción de Polipropileno.

Para ello se tienen los siguientes objetivos específicos:

- Diseñar un esquema de proceso propio para la Unidad de Deshidrogenación de Propano.
- Fomentar los desarrollos tecnológicos que hagan al país menos dependiente de los licenciantes de tecnologías que acaparan el mercado.
- Aumentar la producción nacional de productos petroquímicos, tal y como lo es el polipropileno grado homopolímero, con el objeto de desplazar la importación a un segundo plano.
- Contribuir con el desarrollo del Polo Petroquímico en el país.

ALCANCE DEL PROYECTO

El alcance previsto es el desarrollo de una Ingeniería Conceptual de la Unidad; esta fase de ingeniería comprende las siguientes actividades:

- Bases de Diseño.
- Diagrama de bloques.
- Simulaciones de procesos.
- Balance de masa y energía.
- Diagrama de flujo de procesos.
- Filosofía básica de operación y control.
- Lista de equipos.
- Estimado de costos clase IV.

DEFINICIÓN DE LA UNIDAD

La Unidad de Deshidrogenación de Propano estará ubicada en un terreno de dentro del área industrial 1 del CRP-Cardón, el cual se encuentra en una zona aledaña al Centro de Refinación Paraguaná, en Cardón, Estado Falcón, Venezuela. Las plantas que colindan como límites de batería serían la NPSPP y la Planta productora de Polipropileno Grado Homopolímero, para estas dos últimas también se prevé su construcción. En la Figura 49 se detalla la ubicación física definida de la Unidad.



Figura 49. Ubicación geográfica de la Unidad de Deshidrogenación de Propano.

Esta Unidad tendrá una capacidad de diseño para procesar 51,62 MTMA de propano proveniente de la Nueva Planta Separadora de Propano-Propileno, con un factor de servicio de 326 días operativos al año, es decir 7832 h/año, el cual se estableció igual que la Planta suplidora de la materia prima.

La corriente del producto principal consiste en una mezcla de propano propileno y los subproductos que se obtienen son una corriente de butano y butenos, otra de hidrógeno, de la cual cierta cantidad se utiliza dentro del mismo proceso y una última corriente de gas combustible. La planta está constituida por tres secciones principales, que se mencionan a continuación: la sección de acondicionamiento de la materia prima, la sección de reacción y la sección de recuperación de los productos. La planta también cuenta con un sistema especial para la regeneración del catalizador.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La materia prima de la Unidad de Deshidrogenación de Propano consiste en una corriente de propano con 85% de pureza, extraída desde el fondo de la columna separadora de propano propileno de la Nueva Planta que colinda con las instalaciones de la Unidad. La primera etapa del proceso es la sección de pre-tratamiento y acondicionamiento de la materia prima conformado por un intercambiador de calor de precalentamiento y una columna despropanizadora de 48 platos provista de un rehervidor Kettle-sifón y un condensador total. El intercambiador aprovecha la energía de los efluentes del fondo de la columna para calentar la alimentación de ésta y al mismo tiempo reducir la temperatura de los efluentes para evitar aislar las tuberías que los transportan hacia su destino, el cual es el CRP-Cardón. La columna despropanizadora tiene como objetivo retirar los compuestos más pesados contenidos dentro de la corriente de propano como butano, los butenos y demás compuestos con mayor punto de ebullición.

El producto del tope de la despropanizadora es mezclado con una corriente de hidrógeno que se recircula desde la sección de recuperación de los productos, con una relación molar H_2/HC igual a 10. Esta mezcla es enviada a un segundo intercambiador de calor donde se precalienta con los efluentes del último reactor para aprovechar esa energía. Seguidamente la corriente resultante se introduce a la sección de reacción, la cual está conformada por un tren de cuatro reactores de flujo radial y lecho catalítico móvil con hornos previos a la entrada de cada uno de ellos.

Inicialmente la corriente es dirigida al primer horno en donde alcanza la temperatura óptima de reacción (628°C) para luego entrar al primer reactor, donde se lleva a cabo la reacción de deshidrogenación con una conversión parcial del propano para producir propileno como producto deseado y etano, etileno, metano e hidrógeno como productos colaterales. Como la reacción es endotérmica, los efluentes del primer reactor salen con una temperatura menor a la deseada. Es por ello que se introduce al segundo horno donde se vuelven a alcanzar los 628°C para continuar con la reacción

en el segundo reactor. Este proceso se repite en el tercer y cuarto reactor, donde se logra la conversión máxima permitida por la termodinámica.

El catalizador está conformado por esferas de alúmina impregnada de platino como sitios activos, el cual fluye lentamente a través de los cuatro reactores mientras se va desactivando debido a la formación de coque que se deposita sobre él. El catalizador gastado es gradualmente retirado desde el fondo del cuarto reactor y enviado al tope de la torre de regeneración (CCR) donde recupera la actividad antes de ser enviado de nuevo al primer reactor.

Después de recuperar el calor de los efluentes del último reactor en el intercambiador de calor a la entrada de la sección de reacción, esta corriente es dirigida a la sección de recuperación de los productos donde son comprimidos a altas presiones en un compresor de tres etapas con enfriadores entre cada una de ellas para condensar parte del propano y propileno contenido en esta corriente. Lo que queda en fase de vapor es separado en los depuradores y enviado a una unidad de criogénico, en donde se recupera el resto de propano y propileno y se obtiene una corriente de gas combustible y otra rica en hidrógeno, como subproductos. Parte de la corriente de hidrógeno es recirculada al principio de la Unidad para ser mezclada con la corriente del tope de la columna despropanizadora.

La mezcla de propano propileno es enviada a través de una bomba hacia el tambor amortiguador de la alimentación de la NPSPP.

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO

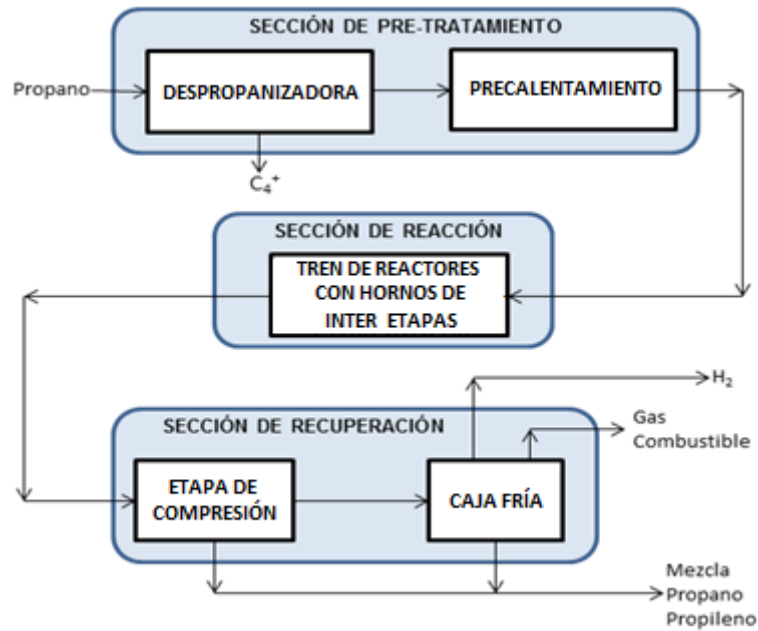


Figura 50. Diagrama de Bloques de la Unidad de Deshidrogenación de Propano.

UNIDADES DE MEDICIÓN

Todas las variables se presentan con las unidades del sistema internacional de medición (SI).

Variable	Unidades Métricas
Longitud	m
Diámetro de equipo	m
Diámetro de tubería	pulg
Área	m ²
Volumen	m ³ , L
Temperatura	°C
Presión absoluta	bar _a
Presión manométrica	bar _g
Diferencia de presión	bar

Masa	Kg, TM
Densidad @ T	Kg/m ³
Energía	KJ/s, KW
Potencia (carga calórica)	KW, HP
Flujo volumétrico	m ³ /h
Flujo másico	Kg/h, TMA
Velocidad	m/s
Viscosidad dinámica	cP
Conductividad térmica	W/(m·K)
Gravedad específica del petróleo y sus derivados	°API

El valor asignado a los prefijos de las unidades de medición son los siguientes:

K	kilo (10 ³)
M	Miles (10 ³)
MM	Millones (10 ⁶)

SEPARADOR DECIMAL

Coma (,)	Separador de decimales
Punto (.)	Separador de miles

DATOS DEL SITIO Y CONDICIONES CLIMÁTICAS

Temperatura

Máxima de diseño, bulbo seco	37°C
Máxima de diseño, bulbo húmedo	26,6°C
Mínima de diseño, bulbo seco	21°C

Humedad Relativa

Mínima	39 %
Promedio	55,4 %
Máxima	92 %

Presión Barométrica

Mínima	1,0116 bar
Promedio	1,0133 bar
Máxima	1,0176 bar

Precipitaciones

La data de las precipitaciones corresponde a información suministrada en el año 1993, esta debe ser actualizada de acuerdo a las precipitaciones de los últimos años. La data disponible es la siguiente:

Promedio Mensual	1,7 mm
Máxima diaria	103 mm
Pico	23 mm por 10 min

Viento

La dirección del viento predominante en el sitio de la Unidad es de 20 grados desde el Este (en el Sistema de Coordenadas de la Unidad), y sopla con una velocidad casi constante de 40 km/h, según se indica en la Figura 51:

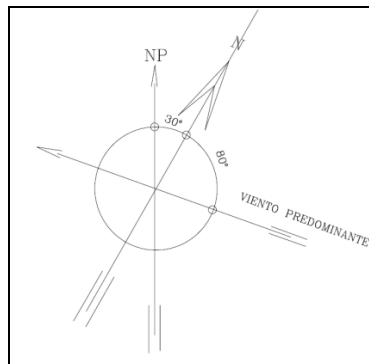


Figura 51. Dirección Predominante del Viento para CRP-Cardón. (PDVSA)

En cuanto a la Velocidad de Viento para el Diseño (Velocidad Básica del Viento) se tiene:

Velocidad Básica del Viento (según Norma ASCE 7-05) 113 km/h

Sismología

Zonificación Sísmica	Zona 2
Coefficiente de Aceleración Horizontal (Ao)	0,15
Tipo de Suelo	Roca Caliza Dura Porosa Fosilífera de 0m a 2m de espesor. Roca Caliza Descompuesta de 2m a 6m de espesor. Roca Caliza Dura Porosa Fosilífera de 6m a 13m de espesor.
Densificación del Suelo	Roca Meteorizada

CAPACIDAD DE LA PLANTA

La Unidad de Deshidrogenación de Propano está diseñada para recibir y procesar 51,56 MTMA de propano (158 TMD).

FACTOR DE SERVICIO

La Unidad está diseñada para operar 326 días al año, que equivalen a 7.832 horas, lo cual significa que la Unidad tiene un factor de servicio de 0,89.

CARACTERIZACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN

La composición de la corriente de alimentación se muestra en la Tabla 30 y las condiciones y propiedades de esta corriente se presentan en la Tabla 31. Ambas fueron suministradas por la NPSPP.

El propano de alimentación cumple con la especificación del contenido de azufre total y la corrosión a lámina de cobre del propano comercial estipulada en la Norma COVENIN: 904:1998 (Productos Derivados del Petróleo. Gases Licuados del Petróleo), como se puede observar en la Tabla 32.

Tabla 30. Composición de Diseño de la Alimentación de la Unidad.

COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Propano	% Peso	84,7
Propileno	% Peso	5,2
I-Butano	% Peso	5,9
N-Butano	% Peso	0,3
Cis2-Butano	% Peso	2,7
1-Buteno	% Peso	1
Ciclopropano	% Peso	0
Propadieno	% Peso	0
Metil Acetileno	% Peso	0
1,3 Butadieno	% Peso	0
Mercaptanos	ppm	20
Dimetil Disulfuro	ppm	0
Metil Etil Disulfuro	ppm	0

Tabla 31. Condiciones y Propiedades de la Alimentación.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Líquida
Flujo Másico	TMD	158
Temperatura	°C	40
Presión	barg	14,55
Flujo Volumétrico	m ³ /h	13,88
Densidad	kg/m ³	474,69
Viscosidad	cP	0,09

Tabla 32. Especificación de azufre total y Corrosión a la lámina de cobre del propano comercial.

PROPIEDAD	PROPANO COMERCIAL
Contenido de azufre total a 15,6°C y 1,01 bar	185 ppm-p
Corrosión a la lámina de cobre 1 hora y 37,8°C	1

ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

Mezcla de Propano Propileno

Las especificaciones en la composición de la mezcla de propano propileno requerida por la NPSPP para ser considerada como corriente de alimentación se presenta en la Tabla 33.

Tabla 33. Rango de Diseño Permissible de la Composición de la Corriente de Producto Requerida.

COMPONENTES	UNIDAD	VALOR MÍNIMO	VALOR MÁXIMO
Etileno	% Peso	0,00	0,05
Etano	% Peso	0,14	0,19
Propileno	% Peso	76,55	77,66
Propano	% Peso	19,60	20,80
i-Butano	% Peso	1,45	1,49
n-Butano	% Peso	0,07	0,09
Buteno	% Peso	0,93	0,95
1,3 Butadieno	% Peso	0,01	0,01
C ₅ ⁺	% Peso	0	0

La Unidad de Deshidrogenación de Propano obtiene como producto principal una corriente cuya composición se indica en la Tabla 34.

Tabla 34. Composición de Diseño de la Corriente de Producto de la Unidad.

COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Hidrógeno	ppm	2,418
Metano	ppm	27,670

Etileno	ppm	9,063
Etano	ppm	165,8
Propileno	% Peso	40,153
Propano	% Peso	59,826
i-Butano	% Peso	0
n-Butano	% Peso	0
Buteno	% Peso	0
1,3 Butadieno	% Peso	0
C ₅ ⁺	% Peso	0

Las condiciones a las que se genera esta corriente de producto principal se presentan a continuación en la Tabla 35.

Tabla 35. Condiciones de Diseño de la Corriente de Producto Principal de la Unidad.

CONDICIONES	UNIDAD	VALOR
Fase		Líquida
Flujo Másico	TMD	130,14
Flujo Volumétrico	m ³ /h	10,07
Temperatura	°C	-6,18
Presión	barg	12,16

De la Unidad también se obtienen otras corrientes de productos secundarios las cuales se muestran a continuación.

Butanos

En la Tabla 36 se reportan las condiciones y la composición de la corriente de butanos que se genera como primer subproducto de la Unidad.

Tabla 36. Condiciones y Composición de Diseño de los Butanos de Subproductos.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Líquida
Flujo Másico	Kg/h	850,00
Temperatura	°C	50,27
Presión	barg	13,57

Flujo Volumétrico	m ³ /h	1,60
COMPOSICIÓN		
COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Propileno	% Peso	0,027
Propano	% Peso	2,577
i-Butano	% Peso	58,806
n-Butano	% Peso	2,990
Cis 2-Butano	% Peso	25,978
Buteno	% Peso	9,622
1,3 Butadieno	% Peso	0

Gas Combustible

En la Tabla 37 se reportan las condiciones y la composición de diseño de la corriente de gas combustible que se genera como subproducto.

Tabla 37. Condiciones y Composición de Diseño del Gas Combustible de Subproducto.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Líquida
Flujo Másico	Kg/h	234,51
Temperatura	°C	- 90
Presión	barg	4,03
Flujo Volumétrico	m ³ /h	37,14
COMPOSICIÓN		
COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Metano	% Peso	36,411
Etileno	% Peso	58,795
Etano	% Peso	4,794
Propileno	% Peso	0

Hidrógeno

De la corriente de hidrógeno que se produce en la Unidad, la mayor parte es reutilizada como diluyente en la entrada de los reactores, luego de haber sido aprovechada como gas de ascenso en la Unidad de Regeneración Continua del

Catalizador. Por lo tanto, lo que sale del límite de batería de la Unidad como producto secundario es una porción de lo que se produce.

En la Tabla 38 se reportan las condiciones y la composición de diseño del hidrógeno que sale de la Unidad como subproducto.

Tabla 38. Condiciones y Composición de Diseño del Hidrógeno de Subproducto.

PROPIEDAD	UNIDAD	VALOR
Fase		Vapor
Flujo Másico	Kg/h	88,38
Temperatura	°C	- 90
Presión	barg	25,33
Flujo Volumétrico	m ³ /h	25,62
COMPOSICIÓN		
COMPUESTO	UNIDAD	VALOR
Hidrógeno	% Peso	99,551
Metano	% Peso	0,449

CARACTERÍSTICA DE LOS SERVICIOS INDUSTRIALES

Los siguientes servicios industriales son requeridos para llevar a cabo el proceso de la Unidad, aunque las cantidades que serán utilizadas no entran dentro de los alcances de este proyecto.

Vapor de Baja Presión

Las condiciones para el vapor de baja presión que es requerido por la Unidad de Deshidrogenación de Propano se pueden observar en la Tabla 39. El vapor de baja será producido dentro del límite de batería de la NPSPP a partir de vapor de media.

Tabla 39. Condiciones de Vapor de Baja Presión (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	1,79	1,73	1,60
Temperatura, °C	150	133	120

Aire de Instrumento y Aire de Planta

Las condiciones para el aire de planta se indican en la Tabla 40.

Tabla 40. Condiciones del Aire de Planta (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	10,30	6,86	5,39
Temperatura, °C	40	37	15

Las condiciones del aire de instrumento se indican en la Tabla 41.

Tabla 41. Condiciones del Aire de Instrumento (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	10,30	6,86	5,39
Temperatura, °C	40	37	15

Agua Industrial

El agua industrial se considera que será suministrada por un tercero a la Unidad a las condiciones que se indican en la Tabla 42:

Tabla 42. Condiciones del Agua Industrial (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	-	6,86	-
Temperatura, °C	-	37	15

La calidad de agua industrial utilizada para el diseño se muestra en la Tabla 43.

Tabla 43. Calidad Referencial del Agua Industrial utilizada para el diseño de la NPSPP (PDVSA).

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR
pH		5-7
Dureza Total (CaCO ₃)	ppm	30-50
Alcalinidad Total (CaCO ₃)	mg/l	
Turbidez	NTU	42005
Total Sólidos Disueltos	mg/l	
Cloratos (como Cl ₂)	mg/l	0-2
Sulfatos (como SO ₄ ⁻)	mg/l	ND
Sílica (como SiO ₂)	mg/l	ND

Agua Potable

El agua potable será suministrada por un tercero a la Unidad, a las condiciones que se indican en la Tabla 44:

Tabla 44. Condiciones del Agua Potable (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	6,86	6,47	1,47
Temperatura, °C	-	37	15

Agua de Enfriamiento

Este servicio se obtendrá a partir de una torre de enfriamiento cuya construcción está prevista dentro del proyecto de la NPSPP.

Las condiciones del agua de enfriamiento que se tendrán se indican en la Tabla 45:

Tabla 45. Condiciones del Agua de Enfriamiento (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	4,90	3,63	2,94
Temperatura, °C	34	32	29

Agua Contra Incendios

La fuente principal para el agua contra incendio será el agua industrial proveniente de HIDROFALCÓN y, adicionalmente, se contará con una facilidad para conectarse a la red contra incendios de CRP-Cardón.

Las condiciones a las cuales será suministrado este servicio se indican en la Tabla 46.

Tabla 46. Condiciones del Agua Contra Incendio (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	17,65	11,77	9,81
Temperatura, °C	35	27	27

Gas Combustible

A pesar de que en la Unidad de Deshidrogenación de Propano se obtiene como subproducto gas combustible, este servicio será suministrado por PDVSA para ser utilizado como gas piloto para los hornos, y el generado en la Unidad será retornado en su totalidad al CRP-Cardón, por no estar en las condiciones deseadas del servicio. Dichas condiciones de requerimiento están indicadas en la Tabla 47.

Tabla 47. Condiciones del Gas Combustible (NPSPP).

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	7,85	6,47	4,90
Temperatura, °C	50	34	40

Electricidad

El suministro de energía eléctrica se considera será suplido por un tercero en 34,5 kV, 3 fases y 60 Hz.

CARACTERÍSTICAS DE LOS INSUMOS

Catalizador

Para poder llevarse a cabo la reacción de deshidrogenación de propano es necesaria la adición de un catalizador que favorezca la selectividad hacia la reacción deseada e inhiba las reacciones colaterales.

Esta Unidad utiliza un catalizador que consiste en gránulos esféricos de γ -alúmina con sitios activos de Platino y metales modificadores de la selectividad de estaño, germanio y renio.

Las especificaciones del catalizador están indicadas en la Tabla 48 y las condiciones de operación dentro de los reactores se muestran en la Tabla 49..

Tabla 48. Especificaciones del Catalizador.

ESPECIFICACIÓN	VALOR
Cantidad de Catalizador por Reactor	10.300,00 Kg
Diámetro del Gránulo del Catalizador	1/16 pulg
Área Superficial	100 m ² /g
Densidad Aireada	36,75 lb/pie ³
Contenido de Platino	0,3% en peso

Tabla 49. Condiciones de Operación del Catalizador.

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Presión, barg	2,01	--	0,13
Temperatura, °C	--	628	540

La configuración de lecho móvil a través del lazo conformado por los cuatro reactores y la Unidad de Regeneración Continua del Catalizador causa cierto grado de atrición, por lo que se debe reponer constantemente un flujo entre 0,02 a 0,05% del catalizador utilizado diariamente. Un completo cambio de todo el catalizador del proceso debe llevarse a cabo cada 2 años a 2,5 años.

Nitrógeno, Tricloroetano e Hidrógeno

Estos tres insumos son utilizados en la Unidad de Regeneración Continua del Catalizador **A-101**.

El nitrógeno gaseoso es requerido como gas de ascenso para transportar el catalizador hacia el tope de la torre de regeneración y al mismo tiempo asegurar un entorno reductor. Además el nitrógeno representa una medida de seguridad para garantizar una combustión uniforme y segura del coque aguas abajo.

El tricloroetano es añadido en la etapa de oxiclорación para mejorar la redispersión de los metales en el catalizador ya que normalmente el Platino tiende a aglomerarse con el Estaño en la etapa de combustión del coque.

El hidrógeno es utilizado en la etapa de reducción la cual permite pasar los metales activos del catalizador de su fase de óxido a su estado de metal reducido. Por otra parte, el hidrógeno también se utiliza como gas de ascenso para transportar el catalizador ya regenerado de vuelta hacia el primer reactor.

En la Tabla 50 se presentan las condiciones de temperatura de operación de los insumos utilizados en la Unidad de Regeneración Continua del Catalizador.

Tabla 50. Condiciones de Operación de Temperatura del Nitrógeno, Tricloroetano e Hidrógeno.

INSUMO	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMO
Nitrógeno, °C	--	400	--
Tricloroetano, °C	--	500	--
Hidrógeno, °C	482.22	315.55	371.11

EMISIONES GASEOSAS

Las emisiones gaseosas de la Unidad de Deshidrogenación de Propano serán enviadas a través de un sistema de alivio junto con las emisiones provenientes de la NPSPP y de la Nueva Planta Productora de PPGH, al mechorrio.

Aquellas emisiones que descarguen directamente a la atmósfera deberán cumplir con lo especificado en el decreto N° 638 (Gaceta Oficial N° 4899 Extraordinario, 26/04/95): Normas sobre Calidad de Aire y Control de Contaminación Atmosférica.

Se debe considerar además el uso de sistemas de detectores de hidrocarburos gaseosos, que deben ser instalados para detectar emisiones atmosféricas según las prácticas de diseño seguro de PDVSA (IR-S-15, IR-S-16 e IR-E-01) en base a las regulaciones de seguridad del CRP-Cardón.

CRITERIOS DE DISEÑO DE PROCESOS

- Se definió como factor de diseño el 20% más del valor de operación.
- Para el diseño de las tuberías se consideró una velocidad de flujo interno de 2 m/s, el cual entra dentro del rango establecido en las Normas de PDVSA ($1,22 \text{ m/s} < V < 3 \text{ m/s}$).
- La distancia entre equipos fue establecida siguiendo lo propuesto en las Normas PDVSA N° IR-M-01.
- Se estableció que el tramo de las líneas de descarga de bombas que salgan del límite de batería tiene 100 m de longitud.
- Los materiales de construcción de los recipientes fueron determinados siguiendo lo establecido en el Código ASME, Sección 8, División 1 – Reglas para la Construcción de Recipientes a Presión, y los materiales de construcción de las bombas fueron obtenidos de la Norma API-610 *Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries*.

**FILOSOFÍA DE OPERACIÓN Y CONTROL DE
LA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO**

➤ Alimentación y Precalentamiento (DFP-0101)

La Unidad de Deshidrogenación de Propano recibirá una corriente de alimentación de 51,56 MTMA (6.591 Kg/h) de propano con un contenido del 15% de impurezas (C_3^- y C_4^+) proveniente de la Nueva Planta Separadora de Propano Propileno, que inicialmente estaba destinada a retornar hacia el CRP-Cardón. Esta corriente será bombeada al límite de batería de la Unidad a una temperatura promedio de 40°C y una presión de 14,55 barg. Este flujo de alimentación es generado como corriente del fondo de una columna, cuyo control asegura mantenerla lo más estable posible, por lo que no es necesario un recipiente de amortiguación de carga, aunque sí se dispone de un elemento de medición que contabilice el flujo másico que entra a la Unidad.

La alimentación es introducida al primer equipo de la Unidad que es el enfriador de butanos (**E-101**) el cual es un intercambiador de calor de doble tubos múltiples que utiliza la corriente de fondo de la columna despropanizadora (**C-101**) para elevar la temperatura de la alimentación y disminuir la carga calorífica requerida en el condensador y en el rehervidor de la columna. Adicionalmente, este equipo consigue disminuir la temperatura de la corriente de fondo de la columna, obteniéndose como beneficio evitar aislar las tuberías que transportan este fluido hacia su destino, que es el CRP-Cardón, entregándola a una temperatura menos riesgosa (50°C).

Con la misma energía entregada por la bomba con la que sale de la Nueva Planta Separadora de Propano Propileno, esta corriente precalentada asciende hasta el plato 38 de la despropanizadora a 44,26°C y se introduce en este plato de alimentación a una presión igual a 13,82 barg. Un control de flujo ubicado en la línea de alimentación de la columna, amortigua hasta cierto punto las perturbaciones que se presenten en el flujo y la presión de esta corriente, para mantenerlas constantes en los valores deseados.

➤ Columna Despropanizadora (DFP-0101)

La unidad despropanizadora estará comprendida por los siguientes equipos de proceso: la columna despropanizadora (**C-101**), la cual es una torre de

fraccionamiento convencional de 48 platos perforados, el rehervidor de fondo (**E-102**), que es un intercambiador de calor tipo “Kettle-Sifón”, el condensador total del tope (**E-103**), que es un enfriador por agua que condensa completamente el fluido, el tambor de reflujo (**V-101**), que es un recipiente horizontal y las bombas de reflujo (**P-102 A/B**), una de las cuales opera continuamente y la otra sirve de respaldo.

La columna despropanizadora es alimentada a través del plato 38 con una corriente de propano completamente líquida que sale del enfriador de butanos (**E-101**). Basado en el flujo interno de la columna de vapor y líquido en equilibrio en contracorriente, se separa la alimentación en una corriente de vapor rica en propano y propileno que se dirige hacia el tope a condiciones de 38,5°C de temperatura y 12,56 barg de presión. Así mismo, por el fondo de la columna se obtiene una corriente líquida constituida por la mezcla de butanos y más pesados (C_4^+) a las condiciones de 84,3°C de temperatura y 13,55 barg de presión.

El líquido que se extrae por el fondo de la columna pasa a través del rehervidor de la despropanizadora (**E-102**) el cual se calienta hasta formar una mezcla líquido-vapor utilizando como fluido de calentamiento vapor de baja presión. El flujo de vapor de baja presión suministrado al rehervidor es controlado con un punto de ajuste basado en la temperatura del plato de fondo de la torre; de esta manera, si la temperatura aumenta en la columna la válvula reducirá el flujo de entrada de vapor de baja al rehervidor, y en caso contrario, si la temperatura en el último plato disminuye se permitirá el paso de un mayor cantidad del fluido de calentamiento.

Tanto los vapores generados en el rehervidor como el líquido son retornados al fondo de la columna. La corriente líquida del fondo, constituida por una mezcla de butano y más pesados (C_4^+), es retirada de la columna enlazada con un control en cascada al nivel de líquido en la columna, despachando mayor o menor flujo dependiendo de si el nivel está alto o bajo. Esta corriente de salida es impulsada por las bombas del fondo (**P-101 A/B**) y es enviada hacia el límite de batería como subproducto del proceso, dirigida de vuelta a la refinería, después de haber intercambiado calor con la

alimentación de la despropanizadora en el intercambiador de calor (**E-101**), del cual sale a 50°C y 12,83 barg.

Por el tope de la columna, se extrae una corriente de vapor rica en propano. En esta línea la presión es fijada y controlada para lograr una condensación total del vapor a la temperatura de 38,4°C, a través del condensador total de vapores del tope de la despropanizadora (**E-103**), el cual utiliza agua de servicio para bajar la temperatura. La variación de la presión dependerá de la composición de la alimentación.

El líquido condensado obtenido se recibe en el tambor acumulador de reflujo de la despropanizadora (**V-101**). Este recipiente sirve para mantener un flujo continuo en la succión a las bombas de reflujo de la despropanizadora (**P-102 A/B**), las cuales están diseñadas para comprimir el líquido saturado y enviar un flujo constante igual a 10.335,20 Kg/h hacia al tope de la columna como corriente de reflujo, el cual se logra gracias a un control de flujo ubicado en esta línea. El resto del condensado (5.741 Kg/h) se direcciona hacia el proceso aguas abajo.

La especificación de pureza del propano como producto del tope (94% molar mínimo de propano con un contenido de C_4^+ menor a 0,5 ppm mol) es supervisada continuamente mediante el análisis cromatográfico sobre la corriente de descarga de las bombas de reflujo (**P-102 A/B**).

El control de presión del tope de la columna está fundamentado en un método conocido como “Bypass de Vapor Caliente” que consiste en una línea que nace de la tubería de succión del condensador y llega al tambor acumulador de reflujo (**V-101**) sin pasar por el condensador. En consecuencia, la cantidad del fluido que pase por esta línea alterna permanecerá en fase vapor y al introducirse en el tambor provoca un aumento en la presión. En condiciones normales de operación, el bypass permanecerá cerrado y todo el flujo que sale por el tope de la columna será introducido en el condensador para obtener líquido saturado en su totalidad. En el caso de acumularse vapores no condensados en el tambor de reflujo, y en consecuencia la presión aumenta más de lo deseado, se abre una línea de venteo que va desde el tope del tambor hacia el mechurrio, ubicado dentro del condominio.

El nivel de líquido en el tambor (**V-101**) también se controla. Mientras el nivel se mantenga dentro del rango comprendido entre los valores de nivel alto y nivel bajo, el flujo de la corriente de descarga hacia el proceso aguas abajo se mantiene constante; pero si se superan los niveles bajo o alto, una válvula ubicada sobre dicha línea regula menor o mayor cantidad de flujo al proceso aguas abajo, respectivamente. Esta válvula está diseñada para provocar una disminución de la presión en la línea igual a 8,51 barg, con la finalidad de vaporizar el propano condensado al alcanzar los 4,05 barg, aproximándose así a las condiciones óptimas para la reacción aguas abajo.

➤ Intercambiado de Calor para el Aprovechamiento de Energía (DFP-0101)

A la corriente de propano de producto condensado del tope de la despropanizadora se le une una corriente de hidrógeno que retorna de la sección de recuperación de productos, aguas abajo del proceso, a -90°C y 4,05 barg. La presencia de hidrógeno en la corriente de alimentación a los reactores es necesaria para disminuir la tasa de formación de coque sobre el catalizador presente dentro de los reactores.

El flujo de la corriente de hidrógeno que es recirculada es controlado mediante un sistema de control de relación, en donde el medidor de flujo sobre la línea de propano condensado de la despropanizadora fija el valor del set point del controlador del flujo de la corriente de hidrógeno, mediante un bloque de cálculo que establece una relación de hidrógeno/propano en una proporción molar de 10:1. A partir de esta operación, el controlador de flujo de la corriente de hidrógeno le envía una señal a una válvula ubicada en la línea de retorno del hidrógeno permitiendo de esta manera el paso de la cantidad deseada de hidrógeno. El sobrante lo desvía hacia el límite de batería como subproducto del proceso.

La corriente de hidrógeno-propano resultante, cuya fase es una mezcla líquido-vapor, con condiciones de presión y temperatura iguales a 4,05 barg y $-44,7^{\circ}\text{C}$ respectivamente, es precalentada en un intercambiador de calor de tubos y carcasa (**E-104**) utilizado para aprovechar la energía dentro del mismo proceso. El fluido caliente que pasa por el lado de los tubos es el efluente del último reactor que viene a una

temperatura de 595,75°C, el cual es utilizado para elevar la temperatura de la corriente de propano-hidrógeno.

En este intercambiador de calor no se controla la temperatura porque la función de dicho equipo es aprovechar la energía que traen los efluentes del reactor, pero sin tener un valor específico de temperatura a la salida. El objetivo es minimizar la carga térmica en el horno (**F-101A**) que está a continuación del intercambiador, disminuyendo así el delta de temperatura que se requiera en el horno mencionado.

➤ Sección de Reacción (DFP-0102)

La corriente de propano-hidrógeno se introduce a la sección de reacción, la cual está conformada por cuatro reactores adiabáticos en serie de flujo radial con lecho móvil (**R-101 A/B/C/D**), cuatro hornos antes de cada etapa de reacción (**F-101 A/B/C/D**) y una Unidad de Regeneración Continua del Catalizador (**A-101**), la cual es tratada como un paquete.

Al salir del precalentador del horno (**E-104**), la corriente es introducida al primer horno (**F-101 A**) el cual tiene la función de elevarle la temperatura hasta 628°C, que es el valor óptimo para la reacción. A esta corriente gaseosa resultante se le reduce la presión hasta el valor de 1,33 barg mediante una válvula de control de presión antes de ser alimentada al primero de los cuatro reactores (**R-101 A**), en donde se lleva a cabo la reacción endotérmica de deshidrogenación de propano, catalizada por un lecho móvil de platino en base a alúmina, con promotores de estaño, para conseguir la formación de propileno, que es el producto deseado. Como la reacción es extremadamente endotérmica, se genera un perfil de temperatura dentro del reactor adiabático en donde la temperatura va disminuyendo notablemente desde la entrada hasta la salida del reactor, trayendo como consecuencia una disminución en la conversión del propano. Por esta razón es que el efluente del reactor se introduce a un segundo horno (**F-101 B**) en donde alcanza los 628°C de temperatura deseados, antes de ser alimentado al segundo reactor (**R-101 B**), y así sucesivamente hasta llegar el cuarto y último reactor (**R-101 D**). En el primer reactor (**R-101 A**) se logra una

conversión del propano del 15,15%, en el segundo (**R-101 B**) una conversión igual al 12,22%, en el tercero (**R-101 C**) 11,06% y en el último (**R-101 D**) 9,78%, resultando una conversión global entre los cuatro reactores igual al 40%, con una selectividad hacia el propileno del 90%. El 10% sobrante del propano convertido forma etano, etileno y metano, que son los productos colaterales del proceso.

El catalizador, un lecho móvil que va descendiendo por acción de la gravedad, se va desactivando a medida que va avanzando de un reactor a otro, debido a la formación indeseada de coque que se deposita sobre éste. Es por esta razón que, al salir del cuarto reactor (**R-101 D**), es enviado a la Unidad de Regeneración Continua del Catalizador (**A-101**), constituida por cuatro etapas, las cuales cumplen las siguientes funciones antes de devolver el catalizador regenerado al tope del primer reactor: la combustión del coque depositado sobre el catalizador, redistribuir el Platino, remover la humedad y reducir el catalizador. El tiempo de ciclo alrededor del lazo creado entre la sección de reacción y la sección de regeneración dura entre 5 a 10 días.

Como la temperatura es fundamental para obtener la conversión deseada en los reactores, en la línea de salida de los cuatro hornos (**F-101 A/B/C/D**) se monitorea constantemente esta variable. Si la temperatura a la salida es menor de la requerida (628°C), el controlador de temperatura mandará a introducir mayor flujo de gas combustible al horno y obtener una flama más fuerte, proporcionando de esta manera mayor calor al fluido que se desea calentar. Si al contrario la temperatura a la salida es mayor a la deseada, se introducirá una menor cantidad de gas combustible a través de una válvula ubicada en esa línea. A su vez, el flujo de la corriente de gas combustible que calienta cada horno le envía el valor del set point a un control de relación que regula el flujo de entrada de una corriente de aire de servicio con la cual se genera la flama para cada horno.

En los reactores (**R-101 A/B/C/D**) se controla la presión a través de una válvula de control ubicada en las líneas de descargas, con la finalidad de evitar que ésta supere los 1,52 barg, ya que una presión alta puede dañar el lecho móvil dentro del reactor y desviar el comportamiento de flujo radial dentro del equipo. Por otra parte, a la salida

de cada reactor se supervisa continuamente la composición de sus efluentes utilizando analizadores en línea que realizan el estudio cromatográfico sobre estas corrientes.

➤ Sistema de Compresión de Gases (DFP-0103)

La corriente de efluentes de los reactores, que consiste en un 18,4% molar de propano, 12,9% de propileno, 66% de hidrógeno, 1,3% de metano, 1,2% de etileno y 0,1% de etano, a las condiciones de 595,75°C y 0,13 barg, se introduce en el precalentador (**E-104**) mencionado anteriormente, precalienta la corriente de alimentación a los reactores y se introduce a la sección de recuperación de productos, que consiste en un sistema de compresión inicial y una caja fría.

El sistema de compresión consta de un electro-compresor centrífugo de tres etapas (**K-101**), con inter-enfriadores (**E-105**, **E-106**, **E-107**) entre cada una de dichas etapas, los cuales son empleados para tener un control sobre la temperatura deseada, tres depuradores en la succión de cada etapa (**V-102**, **V-103**, **V-104**) que retiran el líquido condensado del gas para proteger al compresor, y un último depurador (**V-105**) en la descarga de la tercera etapa.

Los efluentes de los reactores salen del intercambiador de calor a una temperatura cercana a los 25°C y con una presión igual a 0,10 barg, para ser introducida en el depurador de succión de la primera etapa del compresor (**V-102**), en conjunto con una corriente de reciclo proveniente del fondo del segundo depurador, que disminuye la temperatura del vapor que entra a la primera etapa del compresor (hasta -65°C) y en consecuencia los compuestos más pesados, que en este caso son el propano y el propileno, empiezan a condensar.

El resto que queda en fase vapor entra al compresor multi-etapa (**K-101**), donde se le elevada su presión y temperatura en un primer escalón. Este vapor sale comprimido de la primera etapa del compresor a 84°C y 8,10 barg y pasa a un inter-enfriador (**E-105**), el cual utiliza agua helada como fluido de enfriamiento para bajar la temperatura de la corriente, manteniendo la presión de descarga del compresor, con la finalidad de controlar la temperatura, contribuir a una mayor condensación del

propano y propileno y reducir de esta manera los requerimientos del cabezal de la compresión total. La corriente de salida del primer inter-enfriador también es utilizada para el control de anti-oleaje del compresor, en caso de requerirse, desviando cierta cantidad de regreso al depurador de la primera etapa y de allí al compresor.

El oleaje o surge del compresor es una gran fluctuación de presión y volumen que ocurre cuando se opera a relaciones de presión por encima de la máxima de diseño o por debajo del valor mínimo de la capacidad de diseño, ocasionando que el compresor presente oscilaciones, es decir, inestabilidad de funcionamiento. La línea de oleaje puede ser alcanzada por un punto estable de operación, ya sea reduciendo el flujo o la presión en la succión. El oleaje puede ocurrir en cualquier etapa del compresor. Es esencial tener un sistema de control anti-oleaje (*anti-surge*), que detecte la aproximación de las condiciones de oleaje y mantenga la presión por debajo del límite que la ocasiona para evitar dicha inestabilidad.

Este sistema de control debe mantener un flujo mínimo a través del compresor de tal forma que la condición de oleaje no sea alcanzada, tomando flujo de la descarga del compresor, una vez enfriado, y recircularlo para mantener un flujo mínimo en la succión, sin importar si éste procede de la línea de entrada al equipo o de la misma descarga del compresor.

Como estas condiciones son determinadas por el fabricante del compresor y el sistema de control es específico para cada determinado compresor, en la etapa de ingeniería conceptual de la Unidad de Deshidrogenación de Propano se considera el compresor como un paquete, por el hecho de que no se poseen los valores exactos ni el mecanismo de control, hasta el momento de la compra del equipo.

La corriente proveniente del primer inter-enfriador (**E-105**) se introduce al depurador de succión de la segunda etapa del compresor (**V-103**) junto con una corriente de reciclaje enviada desde el fondo de un tercer depurador, la cual disminuye la temperatura hasta $-4,5^{\circ}\text{C}$. El líquido que condensa en este recipiente es retornado al primer depurador (**V-102**). El vapor no condensado, en cambio, continúa a una segunda etapa de compresión, con la cual se obtiene una presión de 17,22 barg. Este

vapor comprimido pasa al segundo inter-enfriador (**E-106**) que utiliza agua helada para bajar su temperatura de 39°C a 17,85°C. El mismo sistema de control de antiolaje aplicado en la primera etapa de compresión es aplicado en esta segunda etapa, por lo que parte de esta corriente es desviada como reciclo al depurador de la segunda etapa (**V-103**), en caso de requerirse.

Los efluentes del inter-enfriador (**E-106**) pasan al depurador de succión de la tercera etapa del compresor (**V-104**) donde se mezclan con los condensados que recirculan desde el fondo de un último depurador de descarga ubicado aguas abajo, resultando una corriente con una temperatura igual a 16,5°C. Dentro del depurador (**V-104**) se condensa una mayor cantidad de propano y propileno y son separados del vapor por el fondo del recipiente, para ser enviados como corriente de reciclo hacia el depurador de la segunda etapa (**V-103**). El vapor que aún no condensa es retirado por el tope del depurador y enviado a la tercera y última etapa del compresor, la cual aumenta su presión de 17,22 barg a 25,33 barg. El vapor comprimido sale del compresor y se introduce al tercer inter-enfriador (**E-107**), que utiliza agua helada para reducir la temperatura de la corriente hasta 5°C. Esta etapa de compresión también utiliza el mismo sistema de control de antiolaje aplicado en las etapas anteriores.

La corriente que sale del tercer inter-enfriador (**E-107**) es enviado al depurador de descarga (**V-105**), el cual tiene la función de recuperar los líquidos condensados del vapor, antes de ser introducidos a la caja fría (**A-102**). La corriente de fondo de este depurador es enviada como reciclo al depurador de la tercera etapa (**V-104**).

Todos los depuradores de sistema de compresión tienen un control de nivel asociado que no permite que la altura de líquido dentro de ellos supere cierto nivel para asegurarse que la corriente de gas que se introduce al compresor no arrastre líquido y dañe el equipo. Esto se logra retirando el flujo necesario de las corrientes de fondo de los depuradores a través de válvulas ubicadas en estas líneas, las cuales se abren o cierran para permitir mayor o menor paso de flujo. Asimismo, para asegurar la entrada de estas corrientes líquidas de reciclo al depurador anterior, las válvulas antes

mencionadas están diseñadas para bajar la presión de estas corrientes hasta el valor de la presión de la corriente de alimentación del depurador anterior, la cual es menor porque vienen de una etapa del compresor anterior.

De esta manera, en el primer depurador (**V-102**) se recibe todo el condensado recirculado, el cual se envía a un recipiente de recolección de condensados (**V-106**) que tiene como función proteger las bombas de condensado (**P-103 A/B**) al proporcionarle un flujo constante en la línea de succión de la misma. El sistema de control de este recipiente radica en un controlador de nivel que apaga la bomba (**P-103 A/B**) en caso de que se alcance el nivel más bajo de líquido dentro del recipiente para evitar que la bomba cavite.

La corriente de condensados, constituida únicamente por propano y propileno, es enviada a través de las bombas (**P-103 A/B**) hacia el límite de batería de la Unidad de Deshidrogenación de Propano como producto principal, en conjunto con otra corriente de mezcla de propano propileno que se produce en la caja fría aguas abajo del proceso.

➤ Caja Fría (DFP-0103)

Los gases comprimidos que aún no condensaron son enviados a una unidad criogénica, es decir un caja fría, el cual consiste en un paquete de acero al carbono que contiene dos enfriadores de multi-pasos, válvulas de estrangulación, recipientes separadores y tuberías recubiertas con aislantes para preservar las bajas temperaturas alcanzadas.

A pesar de que es considerada como una unidad paquete, el típico esquema de una caja fría consiste en hacer pasar la corriente de alimentación de hidrocarburos livianos e hidrógeno pre-comprimidos en un primer intercambiador que enfría la corriente hasta una temperatura en la cual se condensa prácticamente todo el propano y propileno. Este condensado es separado en un primer recipiente y estrangulado con una válvula para reducir su temperatura y aprovecharlo como fluido de enfriamiento en el primer intercambiador que enfría la alimentación que entra a la caja fría. La

corriente de mezcla propano propileno separada en la primera etapa de la caja fría sale de la misma y es enviada hasta un punto de empalme con la línea de descarga de las bombas de condensado (**P-103 A/B**), empleando un control de presión que regula la presión de la línea proveniente de la caja fría al mismo valor de la presión de la línea de descarga de la bomba para asegurar su incorporación a esta última. Esta corriente resultante sale del límite de batería de la Unidad de Deshidrogenación de Propano, con una composición molar del 58,7% de propano y 41,3% de propileno a unas condiciones de -7°C y 12,16 barg aproximadamente, constituyendo el producto principal de la Unidad, el cual es enviado a la Nueva Planta Separadora de Propano Propileno, como parte de su alimentación.

El resto de los vapores que no logran condensar con las condiciones del primer enfriador, son retirados por el tope del separador y enviados a un segundo intercambiador de calor, que logra bajar la temperatura lo suficiente como para condensar el resto de los hidrocarburos presentes en la corriente, quedando en fase gaseosa solamente el hidrógeno. Esta corriente de mezcla líquido-vapor se introduce en un segundo separador en donde el hidrógeno es recuperado con un grado de pureza bastante alto y es aprovechado como fluido de enfriamiento de los dos intercambiadores contenidos dentro de la caja fría. El líquido separado, constituido por metano, etileno y etano, es decir gas combustible, es estrangulado por otra válvula que reduce la presión y la temperatura con el objetivo de se evapore parcialmente y sea utilizado como fluido de enfriamiento en los dos intercambiadores de calor, en conjunto con el hidrógeno. La temperatura de este segundo intercambiador establece la pureza del hidrógeno del producto mediante el control de la cantidad de metano que queda en la fase de vapor.

Un tercer separador es requerido para proveer la distribución apropiada de líquido y vapor en los dos enfriadores de multi-pasos.

Una vez aprovechadas las bajas temperaturas de las corrientes de gas combustibles y de hidrógeno, son extraídas de la caja fría de manera independiente y enviadas al límite de batería como subproductos de la Unidad. La corriente de hidrógeno, sin

embargo, es contabilizada y dividida en dos: una parte que sale como subproducto y otra que regresa aguas arriba del proceso y se mezcla con el propano condensado que sale de la columna despropanizadora (**C-101**). La cantidad de propano que condensa en esta columna es medido por un control de flujo presente en esa línea. Esta información es enviada a otro control de relación de flujo que se encuentra en la línea de hidrógeno de producto, activando una válvula que permite el paso del flujo exacto que se requiere para obtener una mezcla resultante de 10:1 molar hidrógeno/propano, de alimentación a la sección de reacción (220 Kmol/h), a una presión de 4,05 barg.

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

PROPIEDADES	UNIDAD	1	2	3	4
TOTAL					
Fase		L	L	L	V
Flujo Másico Total	kg/h	6590,99	6590,99	19616,70	18769,37
Flujo Molar Total	kmol/h	145,47	145,47	346,15	331,27
Temperatura	°C	40,00	44,26	84,28	86,32
Presión	barg	14,55	14,53	13,56	13,56
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	45,31	45,31	56,67	56,66
Fracción Molar del Vapor		0,00	0,00	0,00	1,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00	18769,37
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A	56,66
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	0,00	0,00	0,00	7424,99
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	0,00	0,00	0,00	511,40
Densidad @ P y T	kg/m ³	N/A	N/A	N/A	36,70
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A	0,02
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A	0,01
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A	2,21
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	0,00	0,00	0,00	1,77
Relación Cp/Cv		1,27	1,29	N/A	1,25
Factor de Compresibilidad, Z		N/A	N/A	0,00	0,75
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	6590,99	6590,99	19616,70	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	45,31	45,31	56,67	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	12,77	12,77	34,03	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	13,88	14,10	41,32	0,00
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm ³	516,28	516,28	576,38	N/A
Densidad @ P y T	kg/m ³	474,69	467,30	474,70	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	0,09	0,09	0,08	N/A
Viscosidad	cP	0,09	0,08	0,08	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	3,07	3,16	3,16	N/A
Tensión Superficial	N/m	0,01	0,01	0,00	N/A
Presión de Vapor @ T	bar	12,99	14,31	14,57	15,19
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	5	6	7	8
TOTAL					
Fase		L	L	L	V
Flujo Másico Total	kg/h	847,32	850,00	850,00	16074,77
Flujo Molar Total	kmol/h	14,89	14,93	14,93	365,50
Temperatura	°C	86,32	86,39	50,27	38,50
Presión	barg	13,56	13,58	13,57	12,56
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	56,92	56,92	56,92	43,98
Fracción Molar del Vapor		0,00	0,00	0,00	1,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00	16074,77
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A	43,98
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	0,00	0,00	0,00	8192,35
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	0,00	0,00	0,00	544,50
Densidad @ P y T	kg/m3	N/A	N/A	N/A	29,52
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A	0,02
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A	0,01
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A	2,06
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	0,00	0,00	0,00	1,59
Relación Cp/Cv		N/A	N/A	0,00	1,30
Factor de Compresibilidad, Z		0,00	N/A	N/A	0,78
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	847,32	850,00	850,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	56,92	56,92	56,92	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	1,46	1,46	1,46	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	1,78	1,79	1,60	0,00
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm3	580,39	580,39	580,39	N/A
Densidad @ P y T	kg/m3	475,72	475,60	531,22	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	0,08	0,08	0,09	N/A
Viscosidad	cP	0,08	0,08	0,11	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	3,16	3,16	2,61	N/A
Tensión Superficial	N/m	0,00	0,00	0,01	N/A
Presión de Vapor @ T	bar	14,56	14,58	6,52	13,61
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	9	10	11	12
TOTAL					
Fase		L	L	L	L
Flujo Másico Total	kg/h	16074,77	16074,77	10335,18	5740,99
Flujo Molar Total	kmol/h	365,50	365,50	234,90	130,54
Temperatura	°C	38,20	38,20	38,20	38,20
Presión	barg	12,56	12,56	12,56	12,56
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	43,98	43,98	44,00	43,98
Fracción Molar del Vapor		0,00	0,00	0,00	0,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Densidad @ P y T	kg/m3	N/A	N/A	N/A	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A	N/A
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	0,00	0,00	0,00	0,00
Relación Cp/Cv		1,30	1,30	N/A	1,18
Factor de Compresibilidad, Z		0,00	0,00	0,00	N/A
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	16074,77	16074,77	10335,18	5740,99
Peso Molecular	Kg/Kmol	43,98	43,98	44,00	43,98
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	31,64	31,64	20,35	11,30
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	34,48	34,48	22,20	12,32
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm3	507,97	507,97	507,85	507,97
Densidad @ P y T	kg/m3	466,26	466,26	465,61	465,91
Conductividad Térmica	W/m K	0,09	0,09	0,09	0,09
Viscosidad	cP	0,09	0,09	0,09	0,09
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	3,17	3,17	3,18	3,18
Tensión Superficial	N/m	0,01	0,01	0,01	0,01
Presión de Vapor @ T	bar	13,52	13,52	13,52	13,52
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	13	14	15	16
TOTAL					
Fase		M	V	V	V
Flujo Másico Total	kg/h	6184,65	6184,65	6184,49	6184,49
Flujo Molar Total	kmol/h	350,54	350,54	350,54	368,90
Temperatura	°C	-44,75	530,58	628,00	541,77
Presión	barg	4,05	4,01	2,01	1,80
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	17,64	17,64	17,64	16,76
Fracción Molar del Vapor		0,77	1,00	1,00	1,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	2689,29	6184,65	6184,49	6184,49
Peso Molecular	Kg/Kmol	9,93	17,64	17,64	16,76
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	6071,37	7856,91	7856,90	8268,44
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	1009,29	5068,07	8707,29	8881,94
Densidad @ P y T	kg/m3	2,66	1,22	0,71	0,70
Conductividad Térmica	W/m K	0,09	0,20	0,22	0,20
Viscosidad	cP	0,01	0,02	0,02	0,02
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	3,46	4,38	4,52	4,33
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	2,59	3,91	4,05	3,84
Relación Cp/Cv		1,33	1,12	1,12	1,13
Factor de Compresibilidad, Z		0,99	1,00	1,00	1,00
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	3495,36	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	43,88	N/A	N/A	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	6,89	0,00	0,00	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	6,05	0,00	0,00	0,00
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm3	507,47	N/A	N/A	N/A
Densidad @ P y T	kg/m3	578,14	N/A	N/A	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	0,13	N/A	N/A	N/A
Viscosidad	cP	0,21	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	2,25	N/A	N/A	N/A
Tensión Superficial	N/m	0,02	N/A	N/A	N/A
Presión de Vapor @ T	bar	--	--	--	--
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	17	18	19	20
TOTAL					
Fase		V	V	V	V
Flujo Másico Total	kg/h	6184,49	6184,47	6184,46	6184,47
Flujo Molar Total	kmol/h	368,90	381,81	381,80	391,79
Temperatura	°C	628,00	568,02	628,00	584,32
Presión	barg	1,45	1,25	0,89	0,69
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	16,76	16,20	16,20	15,79
Fracción Molar del Vapor		1,00	1,00	1,00	1,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	6184,49	6184,47	6184,47	6184,47
Peso Molecular	Kg/Kmol	16,76	16,20	16,20	15,79
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	8268,44	8557,79	8557,76	8781,59
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	11235,09	11826,91	15027,15	16418,38
Densidad @ P y T	kg/m3	0,55	0,52	0,41	0,38
Conductividad Térmica	W/m K	0,22	0,21	0,22	0,22
Viscosidad	cP	0,02	0,02	0,02	0,02
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	4,53	4,40	4,53	4,44
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	4,03	3,89	4,02	3,91
Relación Cp/Cv		1,12	1,13	1,13	1,13
Factor de Compresibilidad, Z		1,00	1,00	1,00	1,00
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm3	N/A	N/A	N/A	N/A
Densidad @ P y T	kg/m3	N/A	N/A	N/A	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A	N/A
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A	N/A
Tensión Superficial	N/m	N/A	N/A	N/A	N/A
Presión de Vapor @ T	bar	--	--	--	--
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	21	22	23	24
TOTAL					
Fase		V	V	V	V
Flujo Másico Total	kg/h	6184,47	6184,36	6184,36	10625,39
Flujo Molar Total	kmol/h	391,79	399,56	399,56	502,56
Temperatura	°C	628,00	595,75	24,71	-59,00
Presión	barg	0,33	0,13	0,10	0,10
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	15,79	15,48	15,48	21,14
Fracción Molar del Vapor		1,00	1,00	1,00	1,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	6184,47	6184,36	6184,36	10625,39
Peso Molecular	Kg/Kmol	15,79	15,48	15,48	21,14
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	8781,60	8955,82	8955,82	11264,39
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	21792,81	25221,08	8861,38	7949,98
Densidad @ P y T	kg/m3	0,28	0,25	0,70	1,34
Conductividad Térmica	W/m K	0,23	0,22	0,08	0,05
Viscosidad	cP	0,02	0,02	0,01	0,01
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	4,53	4,46	2,73	1,93
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	4,00	3,92	2,19	1,53
Relación Cp/Cv		1,13	1,14	1,25	1,27
Factor de Compresibilidad, Z		1,00	1,00	1,00	0,99
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm3	N/A	N/A	N/A	N/A
Densidad @ P y T	kg/m3	N/A	N/A	N/A	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A	N/A
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A	N/A
Tensión Superficial	N/m	N/A	N/A	N/A	N/A
Presión de Vapor @ T	bar	--	--	819,02	--
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	25	26	27	28
TOTAL					
Fase		V	V	V	V
Flujo Másico Total	kg/h	10625,39	10625,39	14037,63	14037,63
Flujo Molar Total	kmol/h	502,56	502,56	583,41	583,41
Temperatura	°C	69,97	27,85	-5,07	38,61
Presión	barg	8,11	8,11	8,11	17,23
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	21,14	21,14	24,06	24,06
Fración Molar del Vapor		1,00	1,00	1,00	1,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	10625,39	10625,39	14037,63	14037,63
Peso Molecular	Kg/Kmol	21,14	21,14	24,06	24,06
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	11264,39	11264,39	13076,63	13076,63
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	1546,09	1342,02	1349,38	774,89
Densidad @ P y T	kg/m3	6,87	7,92	10,40	18,12
Conductividad Térmica	W/m K	0,07	0,06	0,05	0,06
Viscosidad	cP	0,01	0,01	0,01	0,01
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	2,50	2,35	2,09	2,32
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	2,07	1,90	1,66	1,85
Relación Cp/Cv		1,21	1,23	1,26	1,25
Factor de Compresibilidad, Z		0,98	0,97	0,95	0,93
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm3	N/A	N/A	N/A	N/A
Densidad @ P y T	kg/m3	N/A	N/A	N/A	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A	N/A
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A	N/A
Tensión Superficial	N/m	N/A	N/A	N/A	N/A
Presión de Vapor @ T	bar	--	589,74	857,47	412,11
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	29	30	31	32
TOTAL					
Fase		V	V	V	M
Flujo Másico Total	kg/h	14037,63	13548,75	13548,75	13548,75
Flujo Molar Total	kmol/h	583,41	574,40	574,40	574,40
Temperatura	°C	17,85	15,87	40,29	5,00
Presión	barg	17,23	17,23	25,33	25,33
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	24,06	23,59	23,59	23,59
Fracción Molar del Vapor		1,00	1,00	1,00	0,66
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	14037,63	13548,75	13548,75	5346,06
Peso Molecular	Kg/Kmol	24,06	23,59	23,59	14,06
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	13076,63	12874,61	12874,61	8523,20
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	709,40	695,26	518,09	322,28
Densidad @ P y T	kg/m ³	19,79	19,49	26,15	16,59
Conductividad Térmica	W/m K	0,05	0,05	0,06	0,08
Viscosidad	cP	0,01	0,01	0,01	0,01
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	2,27	2,27	2,42	2,97
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	1,77	1,77	1,88	2,24
Relación Cp/Cv		1,28	1,29	1,29	1,33
Factor de Compresibilidad, Z		0,92	0,92	0,91	0,97
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00	8202,69
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A	42,25
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	0,00	0,00	0,00	16,16
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	0,00	0,00	0,00	15,94
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm ³	N/A	N/A	N/A	507,65
Densidad @ P y T	kg/m ³	N/A	N/A	N/A	514,74
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A	0,11
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A	0,11
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A	2,63
Tensión Superficial	N/m	N/A	N/A	N/A	0,01
Presión de Vapor @ T	bar	574,14	611,82	410,36	738,31
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	33	34	35	36
TOTAL					
Fase		V	L	M	L
Flujo Másico Total	kg/h	5346,18	8203,76	8203,76	8692,64
Flujo Molar Total	kmol/h	380,27	194,16	194,16	203,18
Temperatura	°C	5,00	5,00	4,73	15,87
Presión	barg	25,33	25,33	17,23	17,23
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	14,06	42,25	42,25	42,78
Fracción Molar del Vapor		1,00	0,00	0,01	0,00
FASE DE VAPOR					
Flujo Másico	kg/h	5346,18	0,00	52,19	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	14,06	N/A	18,39	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	8523,28	0,00	63,61	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	322,28	0,00	3,41	0,00
Densidad @ P y T	kg/m3	16,59	N/A	15,29	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	0,08	N/A	0,07	N/A
Viscosidad	cP	0,01	N/A	0,01	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	2,97	N/A	2,50	N/A
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	2,24	0,00	1,93	0,00
Relación Cp/Cv		1,33	N/A	1,30	N/A
Factor de Compresibilidad, Z		0,97	0,00	0,95	0,00
FASE DE LÍQUIDO					
Flujo Másico	kg/h	0,00	8203,76	8151,57	8692,64
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	42,25	42,61	42,78
Flujo Volumétrico Estándar	Sm3/h	0,00	16,16	16,02	17,06
Flujo Volumétrico Actual	m3/h	0,00	15,94	15,76	17,33
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm3	N/A	507,65	508,99	509,48
Densidad @ P y T	kg/m3	N/A	514,74	517,31	501,65
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	0,11	0,11	0,10
Viscosidad	cP	N/A	0,11	0,12	0,10
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	2,63	2,63	2,77
Tensión Superficial	N/m	N/A	0,01	0,01	0,01
Presión de Vapor @ T	bar	1478,70	26,33	26,33	18,23
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.					

PROPIEDADES	UNIDAD	37	38	39
TOTAL				
Fase		M	L	M
Flujo Másico Total	kg/h	8692,64	5282,10	5282,10
Flujo Molar Total	kmol/h	203,18	122,36	122,36
Temperatura	°C	10,26	-5,07	-43,04
Presión	barg	8,11	8,11	0,10
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	42,78	43,17	43,17
Fracción Molar del Vapor		0,06	0,00	0,22
FASE DE VAPOR				
Flujo Másico	kg/h	409,14	0,00	1113,65
Peso Molecular	Kg/Kmol	35,82	N/A	42,23
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	256,02	0,00	591,12
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	26,19	0,00	437,96
Densidad @ P y T	kg/m ³	15,62	N/A	2,54
Conductividad Térmica	W/m K	0,03	N/A	0,01
Viscosidad	cP	0,01	N/A	0,01
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	1,84	N/A	1,39
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	1,48	0,00	1,17
Relación Cp/Cv		1,24	N/A	1,19
Factor de Compresibilidad, Z		0,89	0,00	0,97
FASE DE LÍQUIDO				
Flujo Másico	kg/h	8283,50	5282,10	4168,45
Peso Molecular	Kg/Kmol	43,20	43,17	43,43
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	16,21	10,35	8,15
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	16,17	9,92	7,16
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm ³	511,04	510,54	511,40
Densidad @ P y T	kg/m ³	512,37	532,64	582,53
Conductividad Térmica	W/m K	0,10	0,11	0,13
Viscosidad	cP	0,11	0,14	0,20
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	2,70	2,53	2,23
Tensión Superficial	N/m	0,01	0,01	0,02
Presión de Vapor @ T	bar	17,90	9,11	7,87
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.				

PROPIEDADES	UNIDAD	40	41	42
TOTAL				
Fase		L	L	L
Flujo Másico Total	kg/h	843,74	4578,70	5422,43
Flujo Molar Total	kmol/h	19,43	105,92	125,35
Temperatura	°C	-58,38	2,57	-6,18
Presión	barg	12,16	12,16	12,16
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	43,42	43,23	43,26
Fracción Molar del Vapor		0,00	0,00	0,00
FASE DE VAPOR				
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	0,00	0,00	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	0,00	0,00	0,00
Densidad @ P y T	kg/m ³	N/A	N/A	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	0,00	0,00	0,00
Relación Cp/Cv		N/A	1,69	1,20
Factor de Compresibilidad, Z		0,00	0,00	N/A
FASE DE LÍQUIDO				
Flujo Másico	kg/h	843,74	4578,70	5422,43
Peso Molecular	Kg/Kmol	43,42	43,23	43,26
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	1,65	8,92	10,57
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	1,40	8,69	10,07
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm ³	511,08	513,11	512,79
Densidad @ P y T	kg/m ³	602,38	527,12	538,66
Conductividad Térmica	W/m K	0,14	0,11	0,11
Viscosidad	cP	0,23	0,12	0,14
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	2,13	2,58	2,49
Tensión Superficial	N/m	0,02	0,01	0,01
Presión de Vapor @ T	bar	1,11	5,77	4,44
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.				

PROPIEDADES	UNIDAD	43	44	45
TOTAL				
Fase		L	V	V
Flujo Másico Total	kg/h	234,51	88,38	444,59
Flujo Molar Total	kmol/h	10,61	43,73	220,00
Temperatura	°C	-90,00	-90,00	-90,00
Presión	barg	4,05	4,05	4,05
Peso Molecular Total	Kg/Kmol	22,10	2,02	2,02
Fracción Molar del Vapor		1,00	1,00	1,00
FASE DE VAPOR				
Flujo Másico	kg/h	234,51	88,38	444,59
Peso Molecular	Kg/Kmol	22,10	2,02	2,02
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	237,83	980,21	4931,07
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	37,14	25,62	660,84
Densidad @ P y T	kg/m ³	6,31	3,45	0,67
Conductividad Térmica	W/m K	0,02	0,13	0,13
Viscosidad	cP	0,01	0,01	0,01
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	1,69	13,37	13,18
Capacidad Calorífica, Cv	kJ/(kg °C)	1,25	9,06	9,03
Relación Cp/Cv		1,36	1,48	1,46
Factor de Compresibilidad, Z		0,96	1,01	1,00
FASE DE LÍQUIDO				
Flujo Másico	kg/h	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular	Kg/Kmol	N/A	N/A	N/A
Flujo Volumétrico Estándar	Sm ³ /h	0,00	0,00	0,00
Flujo Volumétrico Actual	m ³ /h	0,00	0,00	0,00
Densidad Estándar @ P y T	kg/Sm ³	N/A	N/A	N/A
Densidad @ P y T	kg/m ³	N/A	N/A	N/A
Conductividad Térmica	W/m K	N/A	N/A	N/A
Viscosidad	cP	N/A	N/A	N/A
Capacidad Calorífica, Cp	kJ/(kg °C)	N/A	N/A	N/A
Tensión Superficial	N/m	N/A	N/A	N/A
Presión de Vapor @ T	bar	46,03	--	--
NOTA GENERAL: FLUJO VOLUMÉTRICO ESTÁNDAR @ 1 atm & 15,6 °C.				

COMPOSICIÓN TOT	1	2	3	4	5
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
METANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ETILENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ETANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
PROPILENO	0,052	0,052	0,001	0,001	0,000
PROPANO	0,849	0,849	0,058	0,059	0,033
i-BUTANO	0,059	0,059	0,602	0,603	0,576
n-BUTANO	0,003	0,003	0,026	0,025	0,029
cis2-BUTENO	0,027	0,027	0,219	0,217	0,264
i-BUTENO	0,010	0,010	0,096	0,096	0,098
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	6	7	8	9	10
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
METANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ETILENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ETANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
PROPILENO	0,000	0,000	0,058	0,058	0,058
PROPANO	0,033	0,033	0,942	0,942	0,942
i-BUTANO	0,576	0,576	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,029	0,029	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,264	0,264	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,098	0,098	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	11	12	13	14	15
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,000	0,000	0,628	0,628	0,628
METANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ETILENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ETANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
PROPILENO	0,049	0,058	0,022	0,022	0,022
PROPANO	0,951	0,942	0,351	0,351	0,351
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	16	17	18	19	20
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,644	0,644	0,655	0,655	0,659
METANO	0,002	0,002	0,003	0,003	0,008
ETILENO	0,002	0,002	0,003	0,003	0,007
ETANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001
PROPILENO	0,069	0,069	0,099	0,099	0,117
PROPANO	0,283	0,283	0,240	0,240	0,208
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	21	22	23	24	25
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,659	0,660	0,660	0,526	0,526
METANO	0,008	0,013	0,013	0,011	0,011
ETILENO	0,007	0,012	0,012	0,011	0,011
ETANO	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
PROPILENO	0,117	0,129	0,129	0,172	0,172
PROPANO	0,208	0,184	0,184	0,280	0,280
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	26	27	28	29	30
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,526	0,456	0,456	0,456	0,466
METANO	0,011	0,010	0,010	0,010	0,010
ETILENO	0,011	0,010	0,010	0,010	0,012
ETANO	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
PROPILENO	0,172	0,202	0,202	0,202	0,206
PROPANO	0,280	0,322	0,322	0,322	0,305
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	31	32	33	34	35
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,466	0,466	0,693	0,021	0,021
METANO	0,010	0,010	0,014	0,002	0,002
ETILENO	0,012	0,012	0,013	0,009	0,009
ETANO	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
PROPILENO	0,206	0,206	0,120	0,374	0,374
PROPANO	0,305	0,305	0,158	0,593	0,593
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	36	37	38	39	40
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,011	0,011	0,004	0,004	0,000
METANO	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000
ETILENO	0,005	0,005	0,003	0,003	0,002
ETANO	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000
PROPILENO	0,354	0,354	0,333	0,333	0,310
PROPANO	0,627	0,627	0,658	0,658	0,688
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

COMPOSICIÓN TOT	41	42	43	44	45
Fracción molar					
HIDRÓGENO	0,000	0,000	0,000	1,000	1,000
METANO	0,000	0,000	0,501	0,000	0,000
ETILENO	0,000	0,000	0,463	0,000	0,000
ETANO	0,000	0,000	0,035	0,000	0,000
PROPILENO	0,432	0,413	0,000	0,000	0,000
PROPANO	0,568	0,587	0,000	0,000	0,000
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

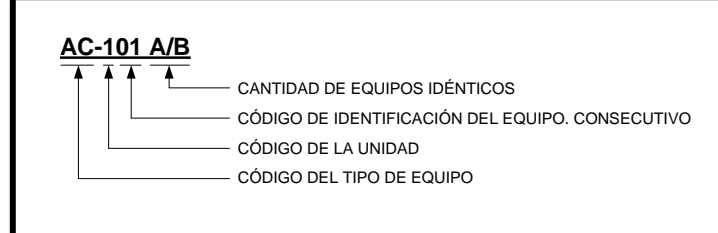
DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO

SISTEMA DE IDENTIFICACIÓN DE EQUIPOS

EQUIPOS

COMPRESORES

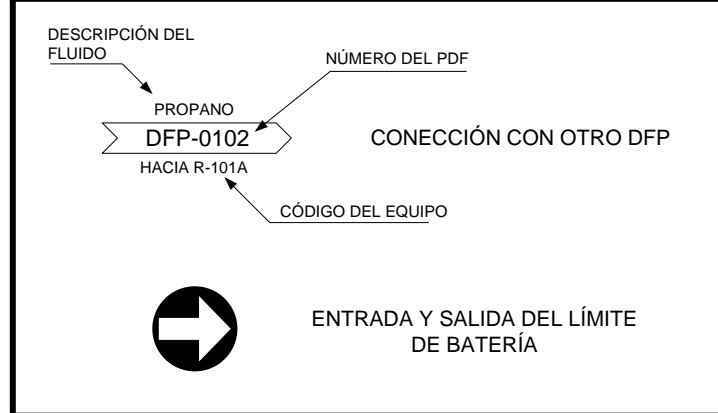
ABREVIATURAS



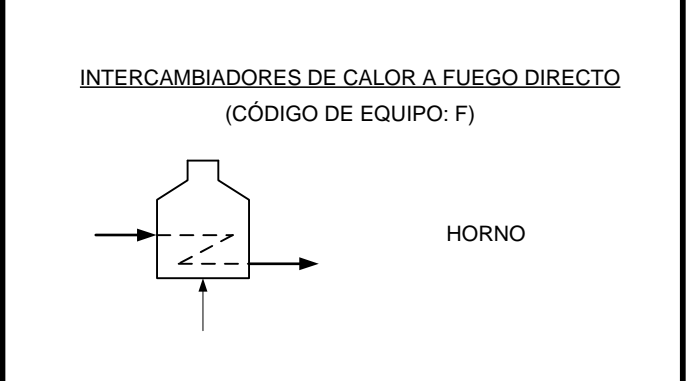
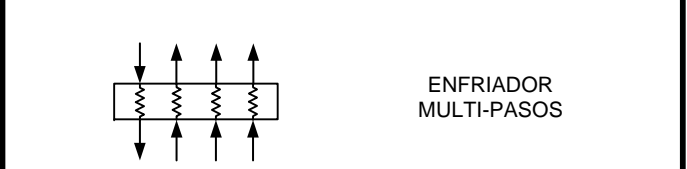
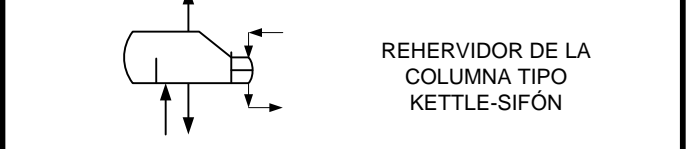
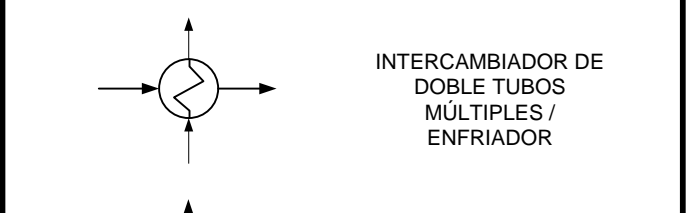
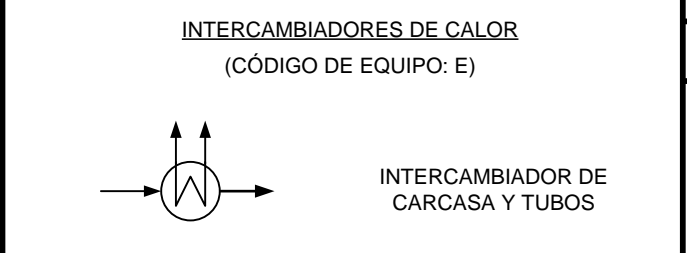
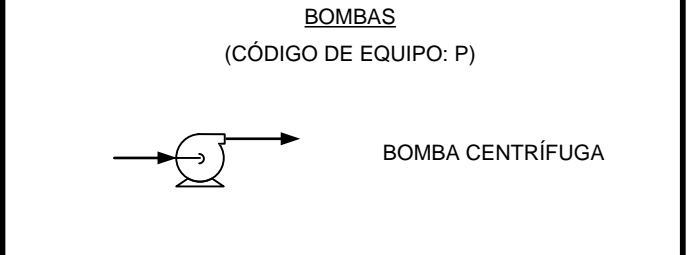
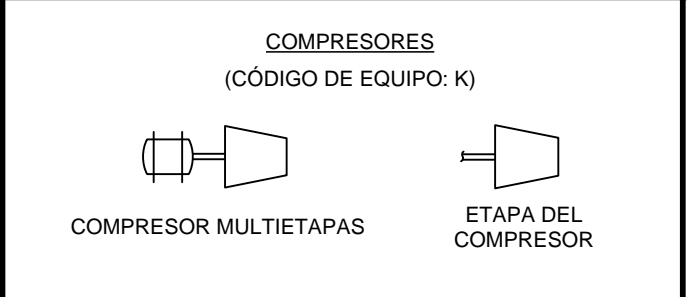
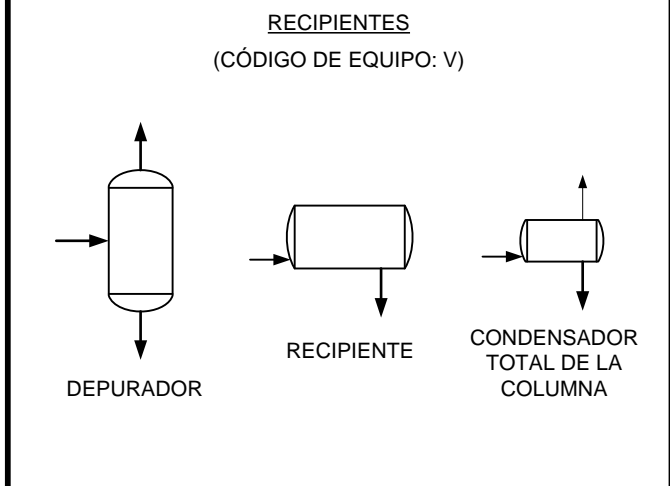
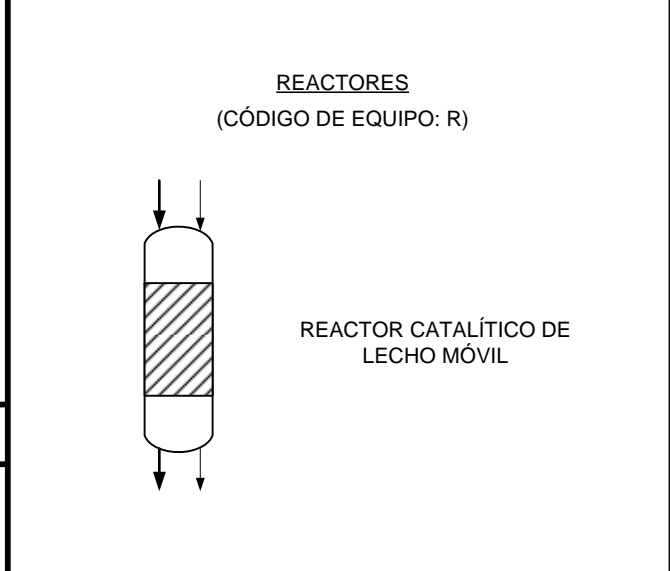
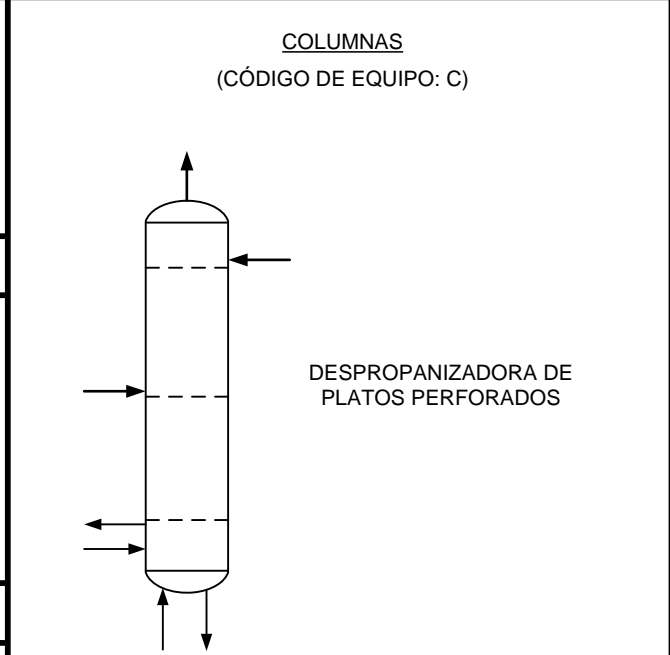
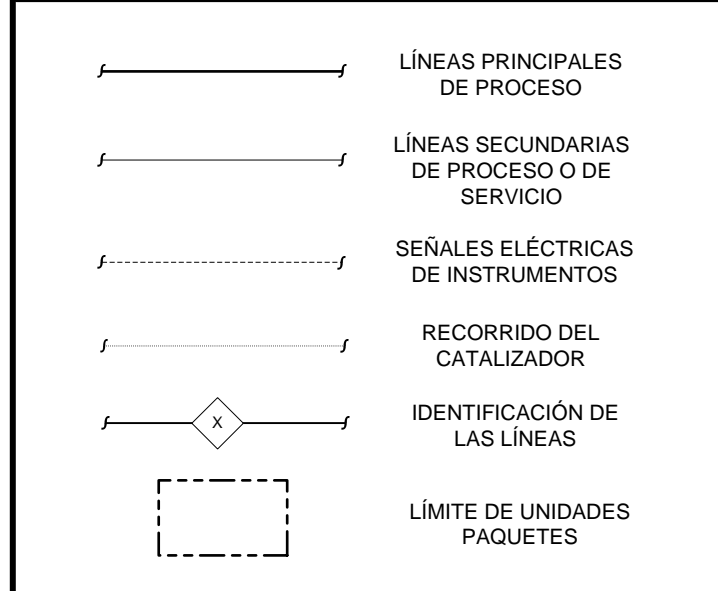
CÓDIGOS DE EQUIPOS

A	UNIDAD PAQUETE
C	COLUMNAS
E	INTERCAMBIADORES DE CALOR
F	HORNOS
K	COMPRESORES
P	BOMBAS
R	REACTORES
V	RECIPIENTES

CONECTORES



LÍNEAS



cc	AGUA HELADA
cwr	RETORNO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
cws	SUMINISTRO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
fg	GAS COMBUSTIBLE
lpc	CONDENSADO DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN
lps	SUMINISTRO DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN
H ₂	HIDRÓGENO
C ₁	METANO
C ₂ ⁼	ETILENO
C ₂	ETANO
C ₃ ⁼	PROPILENO
C ₃	PROPANO
C ₄ ⁺	BUTANOS, BUTENOS, BUTADIENOS Y MÁS PESADOS

INSTRUMENTACIÓN



IDENTIFICACIÓN DE INSTRUMENTOS

AI	INDICADOR DE ANALIZADOR DE CONCENTRACIÓN
FC	CONTROLADOR DE FLUJO
LC	CONTROLADOR DE NIVEL
PC	CONTROLADOR DE PRESIÓN
TC	CONTROLADOR DE TEMPERATURA

PROYECTO: CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

DIBUJADO: M.N.P.
 REVISADO: L.O./E.A.
 APROBADO: L.O./E.A.

FECHA: 18/09/2012
 FECHA: 13/11/2012
 FECHA: 18/09/2012

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 SIMBOLOGÍA DE DIAGRAMAS
 PLANO No.: DFP-0101
 HOJA No.: 1/5
 ESCALA: S/E
 PROYECTO No.: 01

Universidad Central de Venezuela
 Facultad de Ingeniería
 Escuela de Ingeniería Química

E-101
ENFRIADOR DE BUTANOS
 TIPO: DOBLE TUBOS MÚLTIPLES
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 23,90
CARCASA
 P_{OP} ENTRADA/SALIDA (BARG): 14,55 / 14,52
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 40 / 44,26
TUBOS
 P_{OP} ENTRADA/SALIDA (BARG): 13,57 / 13,57
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 86,40 / 50

C-101
DESPROPANIZADORA
 DI X LONGITUD (m): 1,067 X 35
 NÚMERO DE PLATOS: 48
 TIPO DE PLATOS: PERFORADOS
 P TOPE/FONDO (BARG): 12,56 / 13,55
 T TOPE/FONDO (°C): 38,5 / 84,3

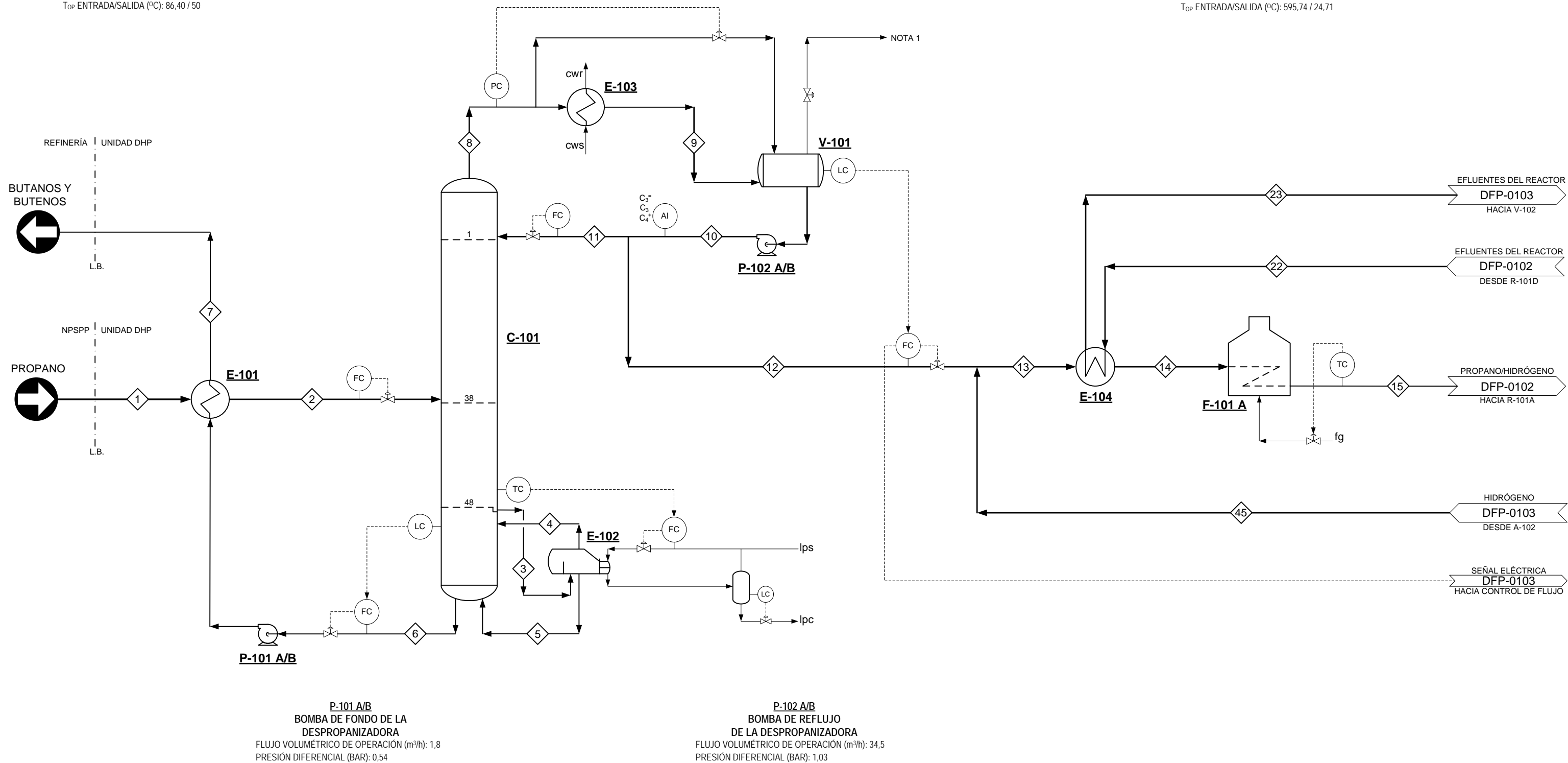
E-102
REHERVIDOR KETTLE-SIFÓN DE LA DESPROPANIZADORA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 1,4
 FLUJO OPERACIONAL (m³/h): 41,32

E-103
CONDENSADOR DEL TOPE DE LA DESPROPANIZADORA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): -1,4
 FLUJO OPERACIONAL (m³/h): 544,5

V-101
TAMBOR DEL REFLUJO DE LA DESPROPANIZADORA
 DI X LONGITUD (m): 2,15 X 5,8
 P_{OP} (BARG): 12,56
 T_{OP} (°C): 38,20

E-104
PRECALENTADOR DEL HORNO
 TIPO: CARCASA Y TUBOS
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 3.622,20
CARCASA
 P_{OP} ENTRADA/SALIDA (BARG): 4,05 / 4,01
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): -44,73 / 530,58
TUBOS
 P_{OP} ENTRADA/SALIDA (BARG): 0,13 / 0,10
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 595,74 / 24,71

F-101 A
HORNO DE INTER-ETAPA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 737,536
 P_{OP} ENTRADA (BARG): 4,01
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 530,58 / 628



NOTAS:

- CORRIENTE NORMALMENTE SIN FLUJO. POR CONTROL DE PRESIÓN SE RETIRA EL GAS HACIA EL MECHURRIO.

LEYENDA:

◇	NÚMERO DE LA CORRIENTE
lps	SUMINISTRO DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN
lpc	CONDENSADO DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN
cws	SUMINISTRO DE AGUA FRÍA
cwr	RETORNO DE AGUA FRÍA
fg	GAS COMBUSTIBLE

DIBUJADO:
M.N.P.

FECHA:
18/09/2012

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
SECCIÓN DE PRETRATAMIENTO

PROYECTO: CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

REVISADO:
L.O./E.A.

FECHA:
13/11/2012

PLANO No.: DFP-0102

Universidad Central de Venezuela
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química



APROBADO:
L.O./E.A.

FECHA:
18/09/2012

HOJA No.:
2/5

ESCALA:
S/E

PROYECTO No.:
01

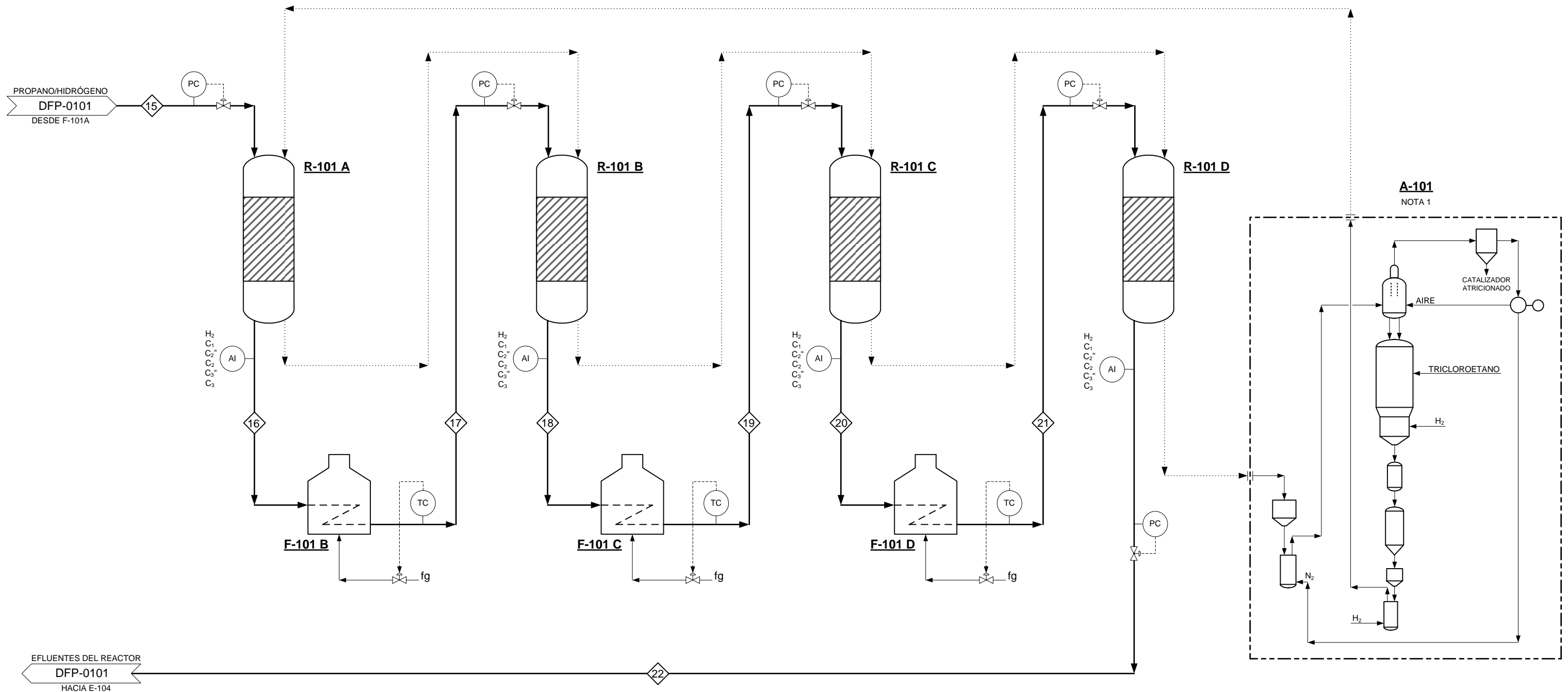
R-101 A/B/C/D
REACTORES CATALÍTICOS DE
DESHIDROGENACIÓN
 DIÁMETRO/LONGITUD (m): 2,45 / 5,5
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 0
 CANTIDAD DE CATALIZADOR (KG): 10.300
 P_{OP} ENTRADA MÁX/MIN (BARG): 2,01 / 0,33
 T_{OP} ENTRADA (°C): 628

F-101 B
HORNO DE INTER-ETAPA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 655,931
 P_{OP} ENTRADA (BARG): 1,80
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 541,77 / 628

F-101 C
HORNO DE INTER-ETAPA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 459,833
 P_{OP} ENTRADA (BARG): 1,25
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 568,02 / 628

F-101 D
HORNO DE INTER-ETAPA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 336,337
 P_{OP} ENTRADA (BARG): 0,68
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 584,32 / 628

A-102
UNIDAD DE REGENERACIÓN CONTINUA DEL
CATALIZADOR (CCR)
 CAPACIDAD DE OP. MIN/MAX (Kg_{cat}/h): 42,91 / 85,83



NOTAS:

1. LA UNIDAD DE REGENERACIÓN CONTINUA DEL CATALIZADOR ES UN PAQUETE Y EL ESQUEMA MOSTRADO EN SU INTERIOR ES REFERENCIAL. EL NÚMERO DE EQUIPOS, UBICACIÓN DE LOS MISMOS, ARREGLO DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN DEBE SER PROVISTO POR EL SUPLIDOR DE ESTA TECNOLOGÍA.

LEYENDA:

- ◊ NÚMERO DE LA CORRIENTE
- fg GAS COMBUSTIBLE

DIBUJADO:
M.N.P.

FECHA:
18/09/2012

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
SECCIÓN DE REACCIÓN

PROYECTO: CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

REVISADO:
L.O./E.A.

FECHA:
13/11/2012

PLANO No.: DFP-0103

Universidad Central de Venezuela
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

APROBADO:
L.O./E.A.

FECHA:
18/09/2012

HOJA No.:
3/5

ESCALA:
S/E

PROYECTO No.:
01



V-102
DEPURADOR DE SUCCIÓN DE PRIMERA ETAPA
 DI X ALTURA (m): 1,5 X 3,87
 P_{OP} (BARG): 0,10
 T_{OP} (°C): -58,99

E-105
ENFRIADOR DE PRIMERA ETAPA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 0,302
CARCASA
 P_{OP} (BARG): 8,11
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 69,97 / 27,85

V-103
DEPURADOR DE SUCCIÓN DE SEGUNDA ETAPA
 DI X ALTURA (m): 1,37 X 3,55
 P_{OP} (BARG): 8,11
 T_{OP} (°C): -5,07

K-101
COMPRESOR MULTIETAPAS
 TIPO: CENTRIFUGO
 IMPULSADO POR: MOTOR ELÉCTRICO
 FLUJO OPERACIONAL 1^{ERA} ETAPA (m³/h): 7.949,98
 DIF. PRESIÓN 1^{ERA} ETAPA (BAR): 8,00
 FLUJO OPERACIONAL 2^{DA} ETAPA (m³/h): 1.349,38
 DIF. PRESIÓN 2^{DA} ETAPA (BAR): 9,12
 FLUJO OPERACIONAL 3^{ERA} ETAPA (m³/h): 695,26
 DIF. PRESIÓN 3^{ERA} ETAPA (BAR): 8,11

E-106
ENFRIADOR DE SEGUNDA ETAPA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 0,185
CARCASA
 P_{OP} (BARG): 17,23
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 38,61 / 17,85

V-104
DEPURADOR DE SUCCIÓN DE TERCERA ETAPA
 DI X ALTURA (m): 1,10 X 3,25
 P_{OP} (BARG): 17,23
 T_{OP} (°C): 15,87

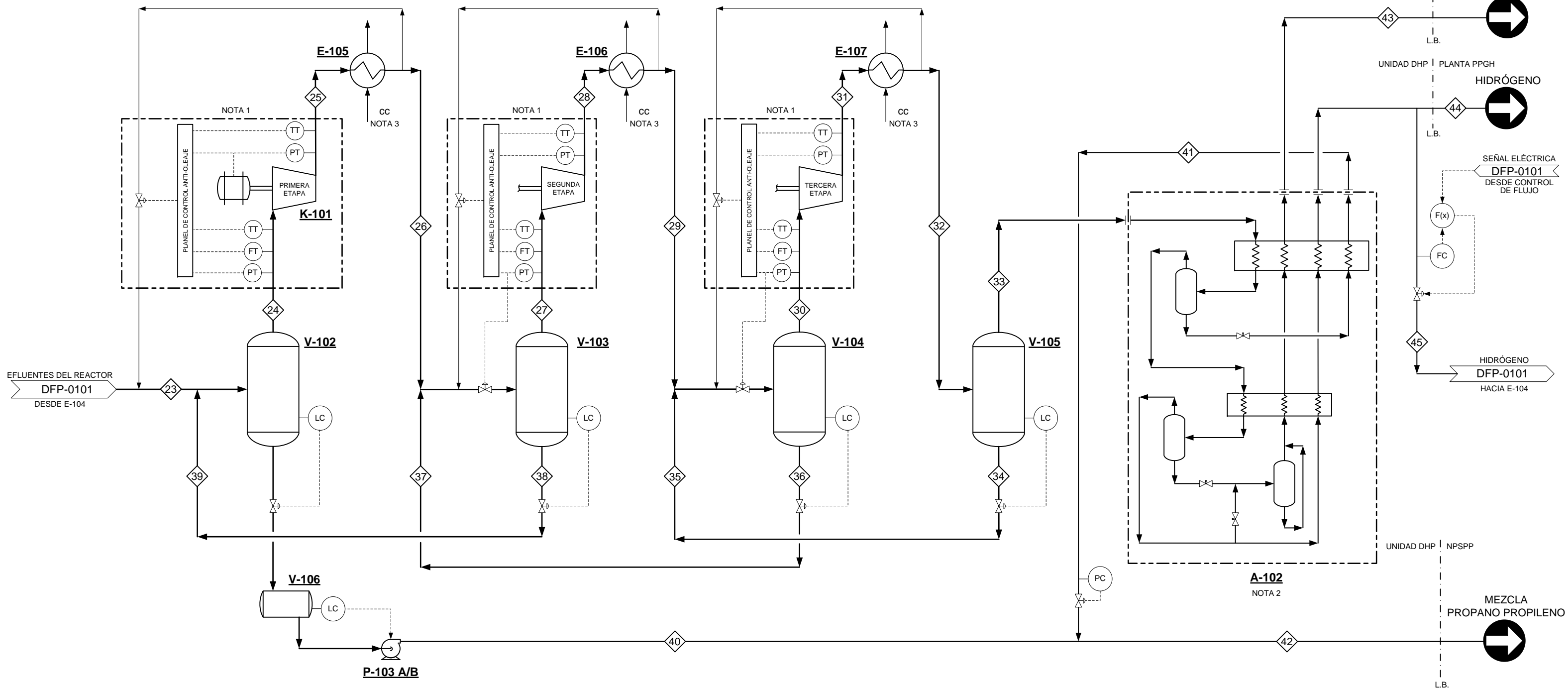
A-102
CAJA FRÍA
 CAPACIDAD DE OP. (Kg/h): 5.346,69

V-106
RECIPIENTE DE RECOLECCIÓN DE CONDENSADOS
 DI X LONGITUD (m): 0,75 X 2,60
 P_{OP} (BARG): 0,10
 T_{OP} (°C): -58,99

P-103 A/B
BOMBA DE CONDENSADOS
 FLUJO VOLUMÉTRICO DE OPERACIÓN (m³/h): 1,40
 PRESIÓN DIFERENCIAL (BAR): 14,18

E-107
ENFRIADOR DE TERCERA ETAPA
 CALOR TRANSFERIDO (KW): 1,07
CARCASA
 P_{OP} (BARG): 25,33
 T_{OP} ENTRADA/SALIDA (°C): 40,29 / 5,00

V-105
DEPURADOR DE DESCARGA
 DI X ALTURA (m): 1,20 X 4,80
 P_{OP} (BARG): 25,33
 T_{OP} (°C): 5



NOTAS:

1. LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN Y EL SISTEMA DE CONTROL ESTÁN DADOS POR EL FABRICANTE DEL COMPRESOR, POR LO QUE ES CONSIDERADO COMO UN PAQUETE.
2. LA CAJA FRÍA ES UNA UNIDAD PAQUETE Y EL ESQUEMA MOSTRADO EN SU INTERIOR ES REFERENCIAL. EL NÚMERO Y UBICACIÓN DE EQUIPOS Y EL ARREGLO DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN DEBE SER PROVISTO POR EL SUPLIOR DE ESTA TECNOLOGÍA.
3. SE PROPONE CONSIDERAR LA POSIBILIDAD DE UTILIZAR LOS EFLUENTES DE LA CAJA FRÍA COMO FLUIDO DE ENFRIAMIENTO.

LEYENDA:

◇ NÚMERO DE LA CORRIENTE

CC AGUA HELADA

DIBUJADO:
M.N.P.

FECHA:
18/09/2012

REVISADO:
L.O./E.A.

FECHA:
13/11/2012

APROBADO:
L.O./E.A.

FECHA:
18/09/2012

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
RECUPERACIÓN DE PRODUCTOS

PLANO No.: DFP-0104

HOJA No.: 4/5

ESCALA: S/E

PROYECTO No.: 01

PROYECTO: CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

Universidad Central de Venezuela
 Facultad de Ingeniería
 Escuela de Ingeniería Química

inelectra

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
ESTADO FÍSICO	L	L	L	V	L	L	L	V	L	L	L	L	M	V	V	V	V	V	V	V	V	V	V
TEMPERATURA DE OPERACIÓN [°C]	40,00	44,26	84,28	86,32	86,32	86,39	50,27	38,50	38,20	38,20	38,20	38,20	-44,75	563,92	628,00	541,77	628,00	568,02	628,00	584,32	628,00	595,75	24,71
PRESIÓN DE OPERACIÓN [barg]	14,55	14,53	13,56	13,56	13,56	13,58	13,57	12,56	12,56	12,56	12,56	12,56	4,05	4,01	2,01	1,80	1,45	1,25	0,89	0,69	0,33	0,13	0,10
FLUJO MÁSIICO TOTAL [Kg/h]	6590,99	6590,99	19616,70	18769,37	847,32	850,00	850,00	16074,77	16074,77	16074,77	10335,18	5740,99	6184,65	6184,65	6184,49	6184,49	6184,49	6184,47	6184,46	6184,47	6184,47	6184,36	6184,36
FLUJO MOLAR TOTAL [Kmol/h]	145,47	145,47	346,15	331,27	14,89	14,93	14,93	365,50	365,50	365,50	234,90	130,54	350,54	350,54	350,54	368,90	368,90	381,81	381,80	391,79	391,79	399,56	399,56
FLUJO VOLUMÉTRICO ACTUAL DE LÍQUIDO [m3/h]	13,88	14,10	41,32	0,00	1,78	1,79	1,60	0,00	34,48	34,48	22,20	12,32	6,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FLUJO VOLUMÉTRICO ACTUAL DE VAPOR [m3/h]	0,00	0,00	0,00	511,40	0,00	0,00	0,00	544,50	0,00	0,00	0,00	0,00	1009,29	5068,07	8707,29	8881,94	11235,09	11826,91	15027,15	16418,38	21792,81	25221,08	8861,38
DENSIDAD DEL LÍQUIDO [Kg/m3]	474,69	467,30	474,70	N/A	475,72	475,60	531,22	N/A	466,26	466,26	465,61	465,91	578,14	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSIDAD DEL VAPOR [Kg/m3]	N/A	N/A	N/A	36,70	N/A	N/A	N/A	29,52	N/A	N/A	N/A	N/A	2,66	1,22	0,71	0,70	0,55	0,52	0,41	0,38	0,28	0,25	0,70
VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO [cP]	0,09	0,08	0,08	N/A	0,08	0,08	0,11	N/A	0,09	0,09	0,09	0,09	0,21	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSIDAD DEL VAPOR [cP]	N/A	N/A	N/A	0,01	N/A	N/A	N/A	0,01	N/A	N/A	N/A	N/A	0,01	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,01
FRACCIÓN MOLAR																							
HIDRÓGENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,628	0,628	0,628	0,644	0,644	0,655	0,655	0,659	0,659	0,660	0,660
METANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,002	0,003	0,003	0,008	0,008	0,013	0,013
ETILENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,002	0,003	0,003	0,007	0,007	0,012	0,012
ETANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,001	0,001
PROPILENO	0,052	0,052	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,058	0,058	0,058	0,049	0,058	0,022	0,022	0,022	0,069	0,069	0,099	0,099	0,117	0,117	0,129	0,129
PROPANO	0,849	0,849	0,058	0,059	0,033	0,033	0,033	0,942	0,942	0,942	0,951	0,942	0,351	0,351	0,351	0,283	0,283	0,240	0,240	0,208	0,208	0,184	0,184
i-BUTANO	0,059	0,059	0,602	0,603	0,576	0,576	0,576	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-BUTANO	0,003	0,003	0,026	0,025	0,029	0,029	0,029	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
cis2-BUTENO	0,027	0,027	0,219	0,217	0,264	0,264	0,264	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-BUTILENO	0,010	0,010	0,096	0,096	0,098	0,098	0,098	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

CORRIENTE	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	
ESTADO FÍSICO	V	V	V	V	V	V	V	V	M	V	L	M	L	M	L	M	L	L	L	L	V	V	
TEMPERATURA DE OPERACIÓN [°C]	-59,00	69,97	27,85	-5,07	38,61	17,85	15,87	40,29	5,00	5,00	5,00	4,73	15,87	10,26	-5,07	-43,04	-58,38	2,57	-6,18	-90,00	-90,00	-90,00	
PRESIÓN DE OPERACIÓN [barg]	0,10	8,11	8,11	8,11	17,23	17,23	17,23	25,33	25,33	25,33	25,33	17,23	17,23	8,11	8,11	0,10	12,16	12,16	12,16	4,05	4,05	4,05	
FLUJO MÁSIICO TOTAL [Kg/h]	10625,39	10625,39	10625,39	14037,63	14037,63	14037,63	13548,75	13548,75	13548,75	5346,18	8203,76	8203,76	8692,64	8692,64	5282,10	5282,10	843,74	4578,70	5422,43	234,51	88,38	444,59	
FLUJO MOLAR TOTAL [Kmol/h]	502,56	502,56	502,56	583,41	583,41	583,41	574,40	574,40	574,40	380,27	194,16	194,16	203,18	203,18	122,36	122,36	19,43	105,92	125,35	10,61	43,73	220,00	
FLUJO VOLUMÉTRICO ACTUAL DE LÍQUIDO [m3/h]	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	15,94	0,00	15,94	15,76	17,33	16,17	9,92	7,16	1,40	8,69	10,07	0,00	0,00	0,00	
FLUJO VOLUMÉTRICO ACTUAL DE VAPOR [m3/h]	7949,98	1546,09	1342,02	1349,38	774,89	709,40	695,26	518,09	322,28	322,28	0,00	3,41	0,00	26,19	0,00	437,96	0,00	0,00	0,00	37,14	25,62	660,84	
DENSIDAD DEL LÍQUIDO [Kg/m3]	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	514,74	N/A	514,74	517,31	501,65	512,37	532,64	582,53	602,38	527,12	538,66	N/A	N/A	N/A	
DENSIDAD DEL VAPOR [Kg/m3]	1,34	6,87	7,92	10,40	18,12	19,79	19,49	26,15	16,59	16,59	N/A	15,29	N/A	15,62	N/A	2,54	N/A	N/A	N/A	6,31	3,45	0,67	
VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO [cP]	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0,11	N/A	0,11	0,12	0,10	0,11	0,14	0,20	0,23	0,12	0,14	N/A	N/A	N/A	
VISCOSIDAD DEL VAPOR [cP]	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	N/A	0,01	N/A	0,01	N/A	0,01	N/A	N/A	N/A	0,01	0,01	0,01	
FRACCIÓN MOLAR																							
HIDRÓGENO	0,515	0,515	0,515	0,446	0,446	0,446	0,458	0,458	0,458	0,693	0,021	0,021	0,011	0,011	0,004	0,004	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	1,000	
METANO	0,011	0,011	0,011	0,009	0,009	0,009	0,010	0,010	0,010	0,014	0,002	0,002	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,501	0,000	0,000	
ETILENO	0,010	0,010	0,010	0,010	0,010	0,010	0,012	0,012	0,012	0,013	0,009	0,009	0,005	0,005	0,003	0,003	0,001	0,000	0,000	0,000	0,463	0,000	
ETANO	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,035	0,000	
PROPILENO	0,175	0,175	0,175	0,205	0,205	0,205	0,209	0,209	0,209	0,120	0,374	0,374	0,354	0,354	0,333	0,333	0,305	0,432	0,412	0,000	0,000	0,000	
PROPANO	0,288	0,288	0,288	0,328	0,328	0,328	0,310	0,310	0,310	0,158	0,593	0,593	0,628	0,628	0,659	0,659	0,693	0,568	0,587	0,000	0,000	0,000	
i-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
n-BUTANO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
cis2-BUTENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
i-BUTILENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
1,3-BUTADIENO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	

LEYENDA:
 NÚMERO DE LA CORRIENTE

DIBUJADO:
M.N.P.

FECHA:
18/09/2012


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

PROYECTO: CONCEPTUALIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

REVISADO:
L.O./E.A.

FECHA:
13/11/2012

PLANO No.: DFP-0105

 Universidad Central de Venezuela
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

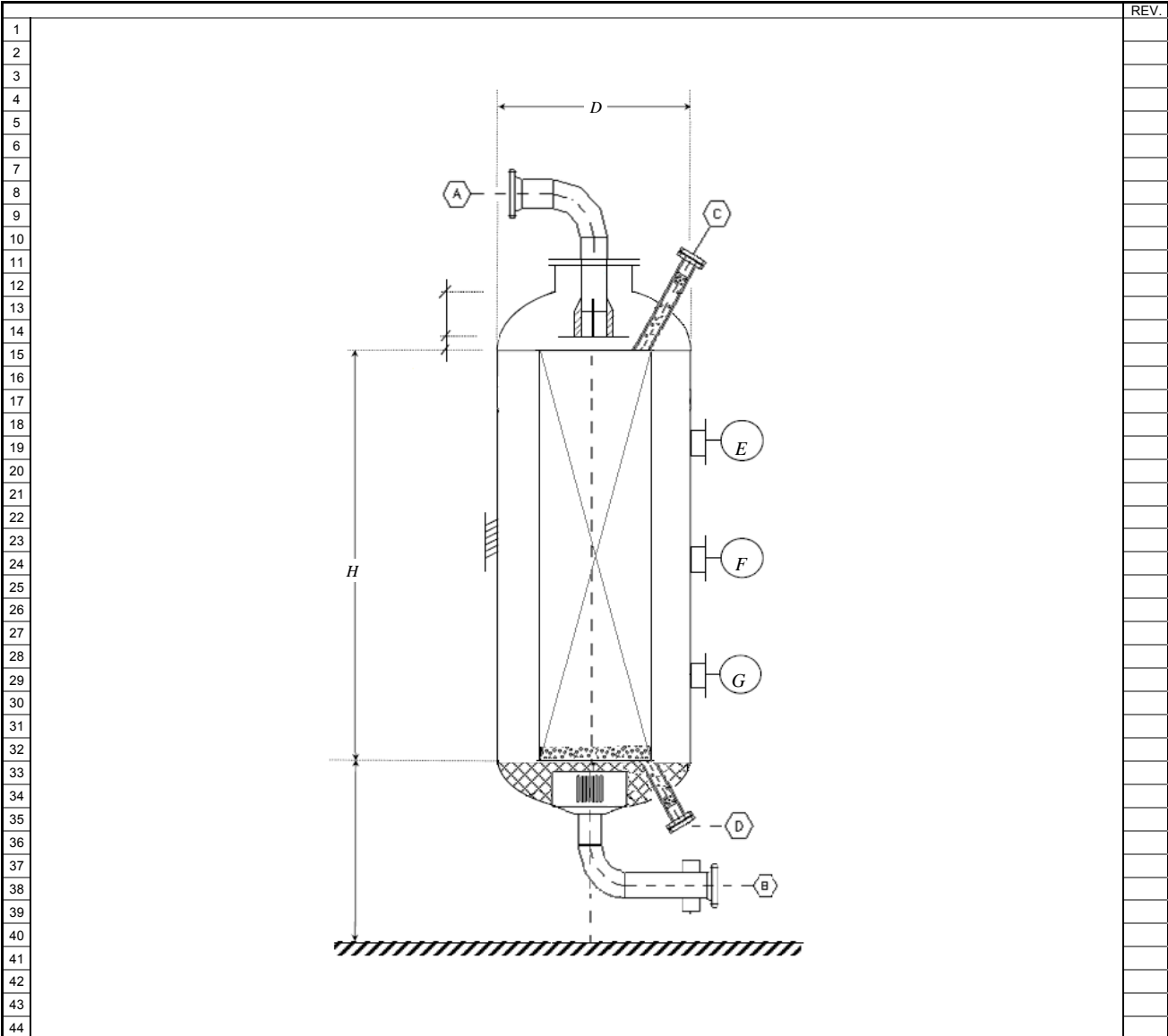
LISTA DE EQUIPOS

HOJA DE DATOS DE LOS EQUIPOS



O.C. N°:
 Item N°: R-101 A/B/C/D
 Proyecto: Unidad de Deshidrogenación de Propano
 Documento N°:
 Cliente N°:
 Ingeniero:
 Procesos:
 Instrumentación:
 Mecánico:
 Página N°: 2 de 2

Rev:	Fecha:	Por:	Verificado:



45	DIMENSIONES / NIVELES		NOTAS:					
46			(1) NO ESCALE EL BOSQUEJO.					
47	D:	2,45 m	A:		pulg			
48	H:	5,5 m	B:		pulg			
49			C:		pulg			
50			D:		pulg			
51			E:		pulg			
52			F:		pulg			
53			G:		pulg			
54								
55								
56								
57								
58								
59	REGISTRO DE CAMBIOS							
60	REVISIÓN	CONDICIÓN DE LA EMISIÓN			FECHA	POR	VERIFICADO	APROBADO
61								
62								
63								
64								



O.C. N°:

Item N°:

Documento N°:

Cliente N°:

Ingeniero:

Procesos:

Instrumentación:

Mecánico:

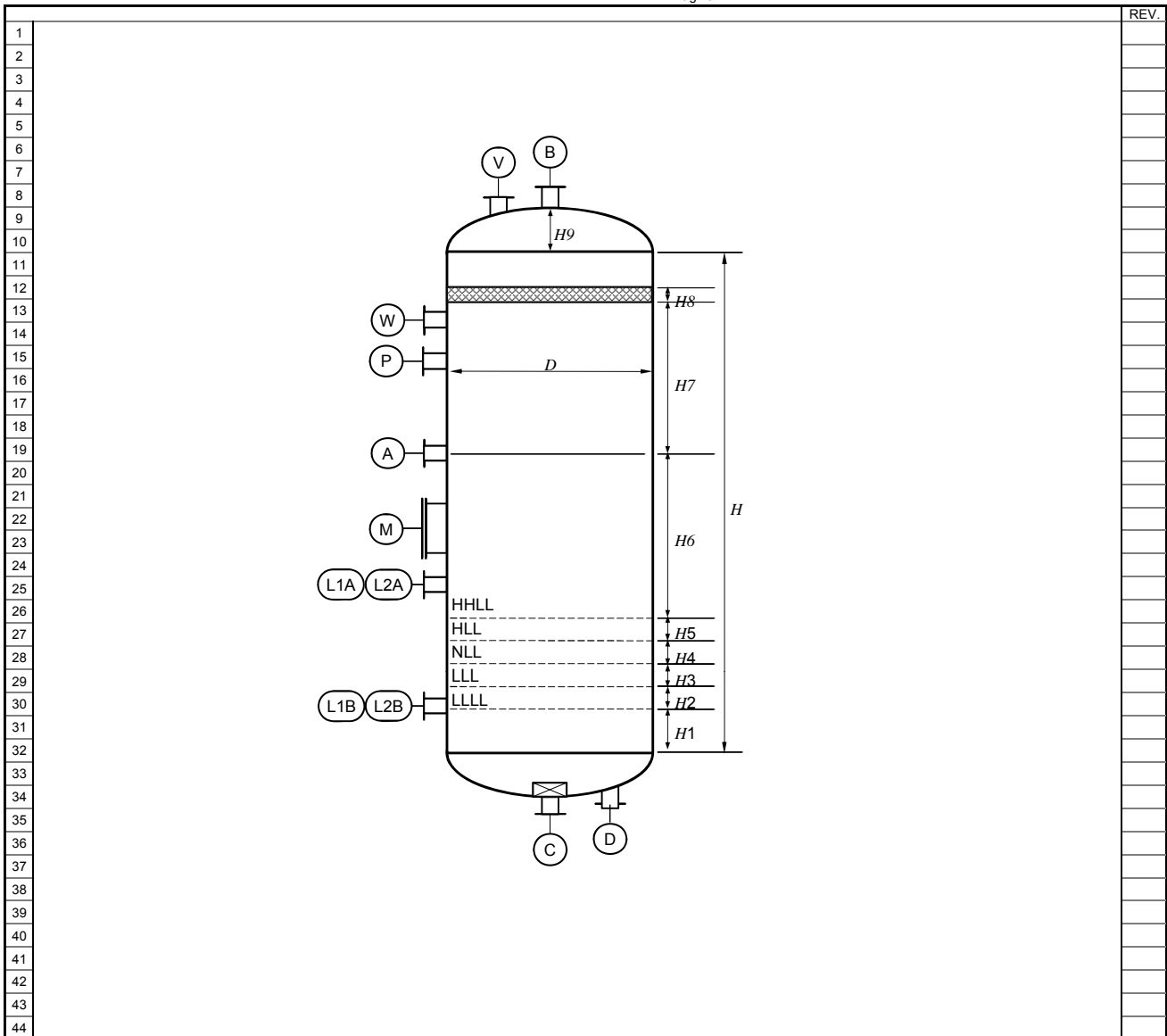
Página N°:

V-102

Unidad de Deshidrogenación de Propano

Rev.	Fecha:	Por:	Verificado:

2 de 2



DIMENSIONES / NIVELES				NOTAS:				
				(1) NO ESCALE EL BOSQUEJO.				
D:	1,50	m	A:	10	pulg			
H:	3,87	m	B:	10	pulg			
H1:	0,38	m	C:	2	pulg			
H2:	0,15	m						
H3:	0,31	m						
H4:	0,15	m						
H5:	0,15	m						
H6:	0,68	m						
H7:	1,57	m						
H8:	0,15	m						
H9:	0,33	m						
REGISTRO DE CAMBIOS								
REVISIÓN	CONDICIÓN DE LA EMISIÓN				FECHA	POR	VERIFICADO	APROBADO
61								
62								
63								
64								



O.C. N°:

Item N°:

Proyecto:

Documento N°:

Cliente N°:

Ingeniero:

Procesos:

Instrumentación:

Mecánico:

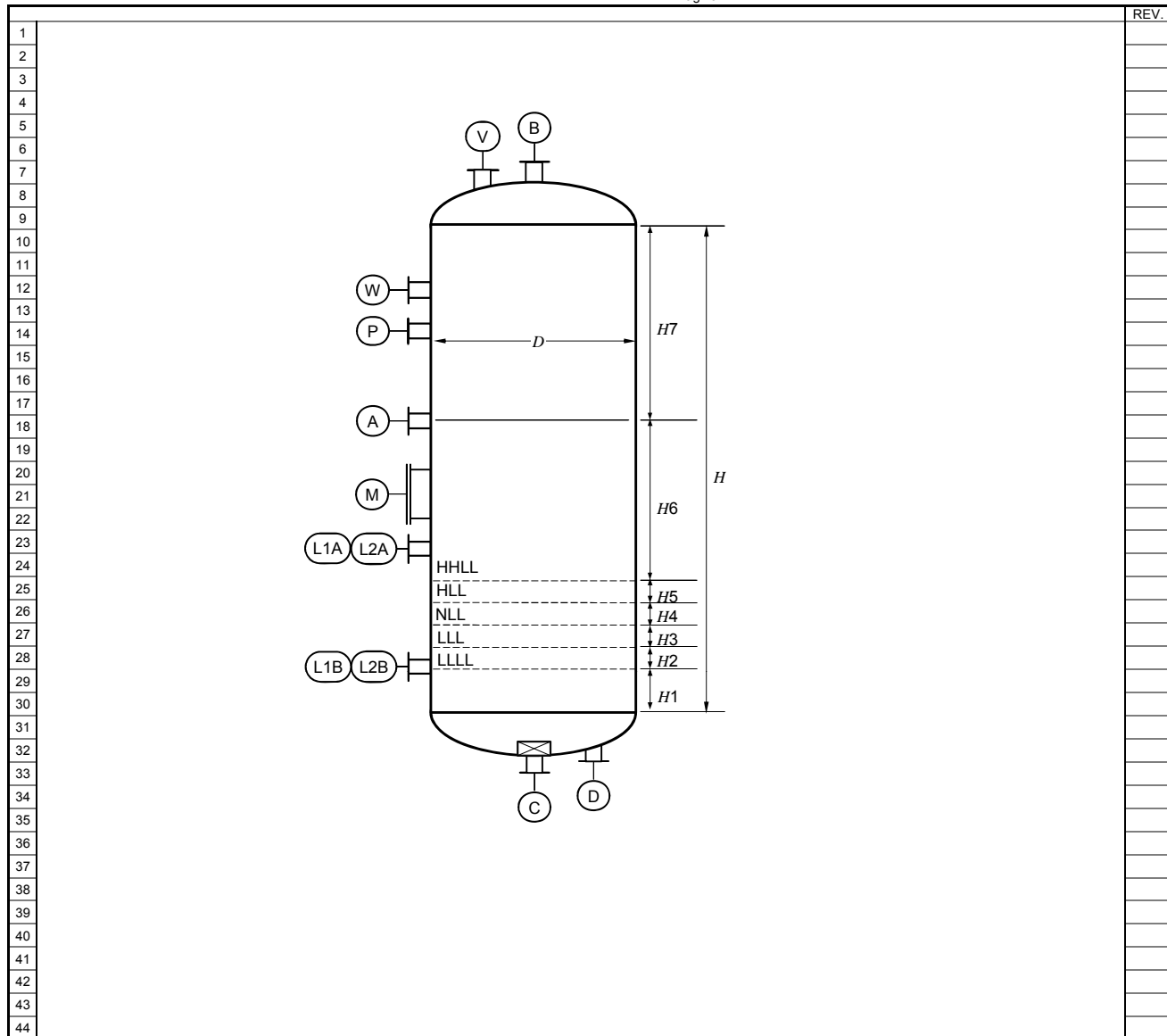
Página N°:

V-105

Unidad de Deshidrogenación de Propano

Rev.	Fecha:	Por:	Verificado:

2 de 2

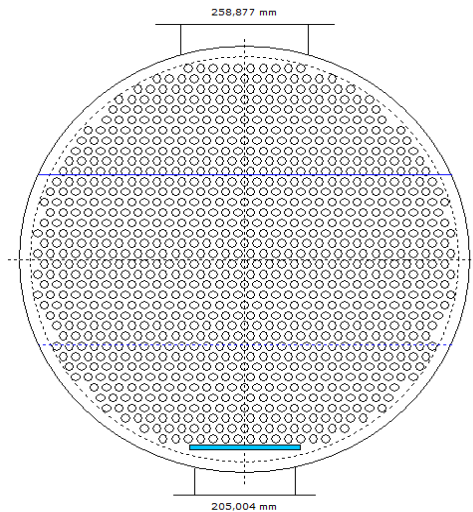
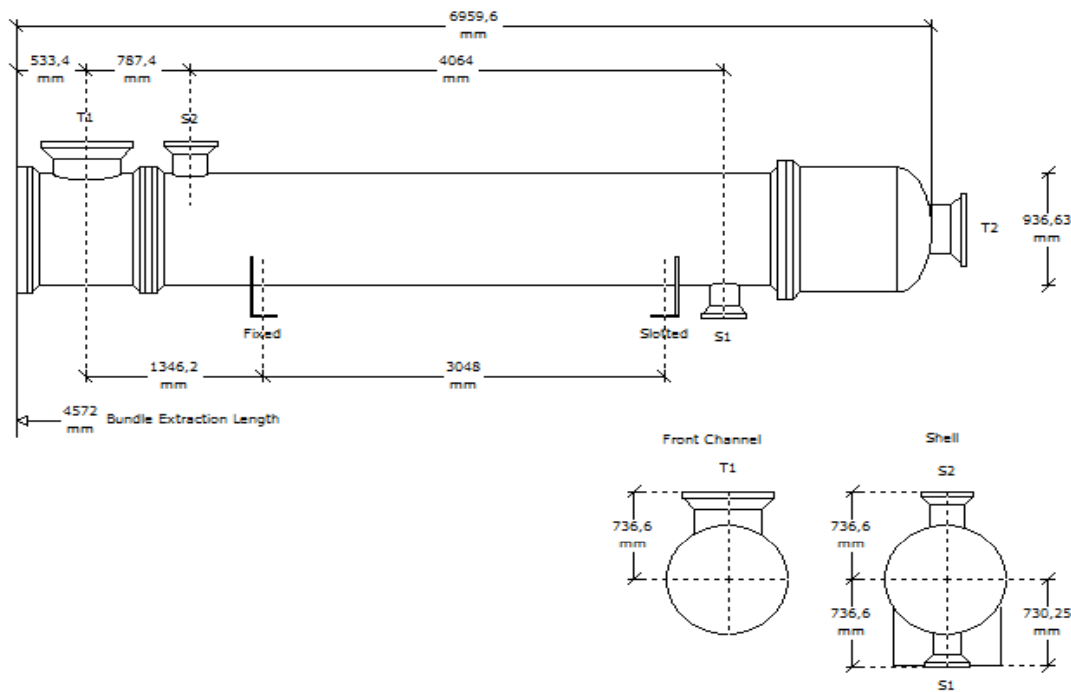


DIMENSIONES / NIVELES				NOTAS:				
				(1) NO ESCALE EL BOSQUEJO.				
D:	1,2	m	A:	6	pulg			
H:	4,8	m	B:	4	pulg			
H1:	0,15	m	C:	4	pulg			
H2:	1,14	m						
H3:	0,45	m						
H4:	0,45	m						
H5:	1,14	m						
H6:	0,45	m						
H7:	1	m						
REGISTRO DE CAMBIOS								
REVISIÓN	CONDICIÓN DE LA EMISIÓN				FECHA	POR	VERIFICADO	APROBADO
61								
62								
63								
64								

HOJA DE DATOS DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CARCASA Y TUBOS

1	Cliente	E-104 PRECALENTADOR AL HORNO		Rev	Fecha	Por	Revd.	Apvd.	Revisión	
2	INELECTRA			Mec. / Proc.						
3	Ubicación									
4	ÁREA INDUSTRIAL 1 CRP-CARDÓN									
5	Unidad									
6	DHP									
7	Servicio	Aprovechamiento de Energía de Efluentes de los Reactores	Item No.	E-104						
8	Tamaño	pulg	Tipo	CARCASA-TUBOS	Conectados en:	Paralelo	1	Series	1	
9	Surf/Unit (Gross/Eff)	m2	Carcasa/Unid	1	Surf/Shell (Gross/Eff)	m2				
10										
11	Ubicación del Fluido	LADO CARCASA			LADO TUBOS					
12	Nombre del Fluido	PROPANO CONDENSADO			EFLUENTES DE LOS REACTORES					
13	Flujo Total	Kg/s			1,718					
14	Vapor (Ent/Sal)	0,746			1,718					
15	Líquido	0,972			0,00					
16	Vapor de Agua	0,00			0,00					
17	Agua	0,00			0,00					
18	Incondensados	0,00			0,00					
19	Temperatura (Ent/Sal)	°C			-44,73					
20	Gravedad Especifica	6,09E-03			1,22E-03					
21	Viscosidad	cP			0,02					
22	Peso Molecular del Vapor	9,93			17,64					
23	Peso Molecular de los Incondensables	--			--					
24	Calor Específico	W/m2-K								
25	Conductividad Térmica	W/m-K								
26	Calor Latente	KJ/Kg			429,20					
27	Presión de Entrada	barg			4,05					
28	Velocidad	m/s			4,15					
29	Caída Presión, Perm/Calc	bar			0,04					
30	Resistencia de Ensuciamiento	m2-K/W			1,76E-4					
31	Calor Transferido	KW			3.622,20					
32	Actual U	W/m2-K			130,24					
33	DATOS DE CONSTRUCCIÓN DE UNA CARCASA				Bosquejo (Bundle/Nozzle Orientación)					
34		Lado Carcasa		Lado Tubos						
35	Presión de Diseño	barg		4,86					0,16	
36	Temperatura de Diseño	°C		-53,67					715,00	
37	Núm Pasos por la Carcasa									
38	Corrosión Permitida	pulg								
39	Conecciones	Ent pulg								
40	Dimensiones & Especificación de Mat	Sal pulg								
41										
42	Núm Tub	1.004	OD pulg	3/4	Espesor (Prom) mm	1,651	Longitud ft	16	Pitch pulg	Layout
43	Tipo de Tubos	Plain		Material		S.S. Grado 316				
44	Carcasa	ID pulg	36	OD pulg	Coertura Carcasa					
45	Channel or Bonnet	Coertura Canal								
46	Tube-sheet-Stationary	Tube-sheet-Floating								
47	Floating Head Cover	Impingement Plate								
48	Baffles	Tipo	Single-Seg	%Corte (Diam)	30	Espaciado(c/c) pulg	25	Crosspasses	7	
49	Baffles-Long	Seal Type								
50	Supports-Tube	U-Bend		Tipo						
51	Bypass Seal Arrangement	Tube-Tubesheet Joint								
52	Expansion Joint	Tipo								
53	Rho-V2-Inlet Nozzle	lb/ft-sec2		Bundle Entrance		Bundle Exit		lb/ft-sec2		
54	Gaskets-Shell Side	Lado Tubos								
55	-Floating Head									
56	Código Requerimientos					TEMA Class	AES			
57	Peso/Carcasa	Filled with Water		Bundle		lb				
58	Notas:									
59										
60										
61										
62										
63										
64										
65										
66										

1	Ciente	E-104 A/B Intercambiador de Calor Hoja de Datos	Rev.	Fecha	Por	Revd. Por Mec. / Proc.	Apdv.	Revision
2	INELECTRA							
3	Ubicación							
4	ÁREA INDUSTRIAL 1 CRP-CARDÓN							
5	Unidad							
6	DHP							

SKETCH


TEMA type	AES
Shell diameter	914.402 mm
Outer tube limit	871.151 mm
Height under inlet nozzle	51.151 mm
Height under outlet nozzle	39.626 mm
Tube type	Plain
Tube diameter	19.050 mm
Tube pitch	25.399 mm
Tube layout angle	30
Number of tubes (specified)	1004
Number of tubes (calculated)	1004
Number of tie rods	8
Number of seal strip pairs	3
Number of passes	1
Baffle cut % diameter	30

TUBEPASS DETAILS			
Pass	Rows	Tubes	Plugged
1	37	1012	0

SYMBOL LEGEND	
○	Tube
⊗	Plugged tube
●	Tie rod
⊙	Impingement rod
⊗	Dummy tube
●	Seal rod
□	Seal strip/Skid bar

DIMENSIONES:
NOTAS:

S1:	5	pulg
S2:	8	pulg
T1:	12	pulg
T2:	10	pulg



BOMBA CENTRÍFUGA
HOJA DE DATOS
(API 610 10 TH)

Job No: 1
 Item No.: P-101 A/B
 Unit: DHP
 P.O. No.:
 Inquiry No.:
 Engineer:
 Process:
 Mech:
 Sheet No.: 1 of 1

1 APPLICABLE TO: <input checked="" type="radio"/> PROPOSALS <input type="radio"/> PURCHASE <input checked="" type="checkbox"/> AS BUILT																			
2 Client: INELECTRA																			
3 Site: ÁREA INDUSTRIAL 1 CRP-CARDÓN Service: BUTANOS																			
4 No. Required: _____ Size/ Type _____																			
5 PUMP Mfr: _____ Model No. / Serial No. _____																			
6 NOTES: INFORMATION BELOW TO BE COMPLETED. <input type="radio"/> BY PURCHASER <input type="checkbox"/> BY MANUFACTURER <input checked="" type="checkbox"/> BY MANUFACTURER OR PURCHASER																			
7 <input type="radio"/> GENERAL																			
8 Pump to operate in (paralel) 2	No. Motor Driven _____ No. Turbine Driven _____																		
9 (Series) With 0	Pump Item No. P-101 A/B Pump Item No. _____																		
10 Gear Item No. _____	Motor Item No. _____ Turbine Item No. _____																		
11 Gear Provided By _____	Motor Provided By _____ Turbine Provided By _____																		
12 Gear Mounted By _____	Motor Mounted By _____ Turbine Mounted By _____																		
13 Gear Data sht No's _____	Motor Data Sheet No.'s _____ Turbine Data Sheet No.'s _____																		
14 <input type="radio"/> OPERATING CONDITIONS (5.1.3) <input type="radio"/> LIQUID (5.1.3)																			
15 FLOW, NORMAL 1,8 (m ³ /h) RATED _____ (m ³ /h)	LIQUID TYPE OR NAME BUTANO																		
16 OTHER _____ (m ³ /h)	<input type="radio"/> HAZARDOUS <input checked="" type="radio"/> FLAMMABLE (5.1.5)																		
17 SUCTION PRESSURE MAX./RATED _____ / 13,60 (barg)	<table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width:33%; text-align:center;">MIN.</td> <td style="width:33%; text-align:center;">NORMAL</td> <td style="width:33%; text-align:center;">MAX.</td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">PUMPING TEMP (°C)</td> <td style="text-align:center;">86,39</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">VAPOR PRESS. (barg)</td> <td style="text-align:center;">13,54</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">DENSITY @ T Y P (Kg/m³):</td> <td style="text-align:center;">475,6</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">VISCOSITY (cP)</td> <td style="text-align:center;">0,08</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">SPECIFIC HEAT, Cp</td> <td style="text-align:center;">3,16 (kJ/kg °C)</td> <td></td> </tr> </table>	MIN.	NORMAL	MAX.	PUMPING TEMP (°C)	86,39		VAPOR PRESS. (barg)	13,54		DENSITY @ T Y P (Kg/m ³):	475,6		VISCOSITY (cP)	0,08		SPECIFIC HEAT, Cp	3,16 (kJ/kg °C)	
MIN.	NORMAL	MAX.																	
PUMPING TEMP (°C)	86,39																		
VAPOR PRESS. (barg)	13,54																		
DENSITY @ T Y P (Kg/m ³):	475,6																		
VISCOSITY (cP)	0,08																		
SPECIFIC HEAT, Cp	3,16 (kJ/kg °C)																		
18 DISCHARGE PRESSURE 14,13 (barg)	<input type="radio"/> CHLORIDE CONCENTRATION _____ (PPM)																		
19 DIFFERENTIAL PRESSURE 0,54 (bar)	<input type="radio"/> H ₂ S CONCENTRATION (6.5.2.4) _____ (PPM) WET (5.12.1.12c)																		
20 DIFF. HEAD 11,55 (m) NPSHA 0,52 (m)	<input type="radio"/> CORROSIVE / EROSION AGENT _____ (5.12.1.9)																		
21 PROCESS VARIATIONS (5.1.4) _____																			
22 STARTING CONDITIONS (5.1.4) _____																			
23 SERVICE: <input checked="" type="radio"/> CONT. <input type="radio"/> INTERMITTENT (STARTS/DAY) _____																			
24 <input checked="" type="radio"/> PARALLEL OPERATION REQD (5.1.13)																			
25 <input type="radio"/> SITE DATA (5.1.3)	<input type="radio"/> MATERIALS (5.12.1.1)																		
26 LOCATION: (5.1.30)	<input type="radio"/> ANNEX H CLASS (5.12.1.1)																		
27 <input type="radio"/> INDOOR <input type="radio"/> HEATED <input checked="" type="radio"/> OUTDOOR <input type="radio"/> UNHEATED	<input type="radio"/> MIN DESIGN METAL TEMP (5.12.4.1) _____ (°C)																		
28 <input type="radio"/> ELECTRICAL AREA CLASSIFICATION (5.1.24 / 6.1.4)	<input type="radio"/> REDUCED HARDNESS MATERIALS REQ'D. (5.12.1.12)																		
29 CL GR DIV	<input type="checkbox"/> BARREL/CASE IMPELLER																		
30 <input type="radio"/> WINTERIZATION REQD <input checked="" type="radio"/> TROPICALIZATION REQD.	<input type="checkbox"/> CASE/IMPELLER WEAR RINGS																		
31 SITE DATA (5.1.30)	<input type="checkbox"/> SHAFT																		
32 <input type="radio"/> ALTITUDE _____ (m) <input type="radio"/> BAROMETER 1,01 (bar)	<input type="checkbox"/> DIFFUSERS																		
33 <input type="radio"/> RANGE OF AMBIENT TEMPS: MIN/MAX. 21 / 37 (°C)																			
34 <input type="radio"/> RELATIVE HUMIDITY: MIN / MAX 39 / 92 (%)																			
35 UNUSUAL CONDITIONS: (5.1.30) <input type="radio"/> DUST <input type="radio"/> FUMES	<input checked="" type="checkbox"/> PERFORMANCE:																		
36 <input type="radio"/> OTHER _____	PROPOSAL CURVE NO. _____ RPM																		
37	<input type="checkbox"/> IMPELLER DIA. RATED _____ MAX. _____ MIN. _____ (mm)																		
38	<input type="checkbox"/> IMPELLER TYPE _____																		
39 <input type="radio"/> DRIVER TYPE	<input type="checkbox"/> RATED POWER _____ (kW) EFFICIENCY _____ (%)																		
40 <input type="radio"/> INDUCTION MOTOR <input type="radio"/> STEAM TURBINE <input type="radio"/> GEAR	<input type="checkbox"/> MINIMUM CONTINUOUS FLOW:																		
41 <input type="radio"/> OTHER _____	THERMAL _____ (m ³ /h) STABLE _____ (m ³ /h)																		
42	<input type="checkbox"/> PREFERRED OPER. REGION _____ TO _____ (m ³ /h)																		
43 <input type="radio"/> MOTOR DRIVER (6.1.1 / 6.1.4)	<input type="checkbox"/> ALLOWABLE OPER. REGION _____ TO _____ (m ³ /h)																		
44 <input checked="" type="checkbox"/> MANUFACTURER _____	<input type="checkbox"/> MAX HEAD @ RATED IMPELLER _____ (m)																		
45 <input type="checkbox"/> _____ (kW) <input type="checkbox"/> _____ (RPM)	<input type="checkbox"/> MAX POWER @ RATED IMPELLER _____ (kW)																		
46 <input type="checkbox"/> FRAME <input checked="" type="checkbox"/> ENCLOSURE	<input type="checkbox"/> NPSHR AT RATED FLOW _____ (m) (5.1.10)																		
47 <input type="checkbox"/> HORIZONTAL <input checked="" type="checkbox"/> VERTICAL <input type="checkbox"/> SERVICE FACTOR	<input checked="" type="checkbox"/> MAX. SUCTION SPECIFIC SPEED _____ (5.1.11)																		
48 <input checked="" type="checkbox"/> VOLTS/PHASE/HERTZ _____ / _____ / _____	<input checked="" type="checkbox"/> MAX. SOUND PRESS. LEVEL REQ'D _____ (dBA) (5.1.16)																		
49 <input type="radio"/> TYPE _____	<input checked="" type="checkbox"/> EST MAX SOUND PRESS. LEVEL _____ (dBA) (5.1.16)																		
50 <input type="radio"/> MINIMUM STARTING VOLTAGE (6.1.5) _____	<input checked="" type="checkbox"/> EST MAX SOUND POWER LEVEL _____ (dBA) (5.1.16)																		
51 <input checked="" type="checkbox"/> INSULATION <input type="radio"/> TEMP. RISE _____	<input type="radio"/> UTILITY CONDITIONS (5.1.3)																		
52 <input checked="" type="checkbox"/> FULL LOAD AMPS _____	<table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width:33%; text-align:center;">ELECTRICITY</td> <td style="width:33%; text-align:center;">VOLTAGE</td> <td style="width:33%; text-align:center;">PHASE</td> <td style="width:33%; text-align:center;">HERTZ</td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">DRIVERS</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">HEATING</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td colspan="4" style="text-align:center;">SYSTEM VOLTAGE DIP <input type="radio"/> 80% <input type="radio"/> OTHER _____ (6.1.5)</td> </tr> </table>	ELECTRICITY	VOLTAGE	PHASE	HERTZ	DRIVERS				HEATING				SYSTEM VOLTAGE DIP <input type="radio"/> 80% <input type="radio"/> OTHER _____ (6.1.5)					
ELECTRICITY	VOLTAGE	PHASE	HERTZ																
DRIVERS																			
HEATING																			
SYSTEM VOLTAGE DIP <input type="radio"/> 80% <input type="radio"/> OTHER _____ (6.1.5)																			
53 <input checked="" type="checkbox"/> LOCKED ROTOR AMPS _____	<table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width:25%; text-align:center;">STEAM</td> <td style="width:25%; text-align:center;">MAX. PRESS.</td> <td style="width:25%; text-align:center;">MAX. TEMP.</td> <td style="width:25%; text-align:center;">MIN. PRESS.</td> <td style="width:25%; text-align:center;">MIN. TEMP.</td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">DRIVERS</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">HEATING</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </table>	STEAM	MAX. PRESS.	MAX. TEMP.	MIN. PRESS.	MIN. TEMP.	DRIVERS					HEATING							
STEAM	MAX. PRESS.	MAX. TEMP.	MIN. PRESS.	MIN. TEMP.															
DRIVERS																			
HEATING																			
54 <input checked="" type="checkbox"/> STARTING METHOD _____	COOLING WATER: (5.1.19) SOURCE _____																		
55 <input checked="" type="checkbox"/> LUBE _____	SUPPLY TEMP. 32 (°C) MAX. RETURN TEMP. _____ (°C)																		
56 BEARINGS (TYPE/NUMBER):	NORM. PRESS. 3,63 (barg) DESIGN PRESS. _____ (barg)																		
57 <input type="checkbox"/> RADIAL _____	MIN. RET. PRESS. _____ (barg) MAX. ALLOW. D.P. _____ (barg)																		
58 <input type="checkbox"/> THRUST _____	CHLORIDE CONCENTRATION: _____ (PPM)																		
59 <input type="checkbox"/> VERTICAL THRUST CAPACITY																			
60 UP _____ (N) DOWN _____ (N)																			
61																			
62																			
63																			
PROCESS REVISION LOG																			
64																			
65																			
66																			
67																			
68																			
69																			



BOMBA CENTRÍFUGA
HOJA DE DATOS
(API 610 10 TH)

Job No: 1
Item No.: P-102 A/B
Unit: DHP
P.O. No.:
Inquiry No.:
Engineer:
Process:
Mech:
Sheet No.: 1 of 1

1 APPLICABLE TO: <input checked="" type="radio"/> PROPOSALS <input type="radio"/> PURCHASE <input checked="" type="checkbox"/> AS BUILT																															
2 Client: INELECTRA																															
3 Site: ÁREA INDUSTRIAL 1 CRP-CARDÓN Service: CONDENSADO DE PROPANO																															
4 No. Required: _____ Size/ Type _____																															
5 PUMP Mfr: _____ Model No. / Serial No. _____																															
6 NOTES: INFORMATION BELOW TO BE COMPLETED. <input type="radio"/> BY PURCHASER <input type="checkbox"/> BY MANUFACTURER <input checked="" type="checkbox"/> BY MANUFACTURER OR PURCHASER																															
7 <input type="radio"/> GENERAL																															
8 Pump to operate in (paralel) 2 No. Motor Driven _____ No. Turbine Driven _____																															
9 (Series) With 0 Pump Item No. P-102 A/B Pump Item No. _____																															
10 Gear Item No. _____ Motor Item No. _____ Turbine Item No. _____																															
11 Gear Provided By _____ Motor Provided By _____ Turbine Provided By _____																															
12 Gear Mounted By _____ Motor Mounted By _____ Turbine Mounted By _____																															
13 Gear Data sht No's _____ Motor Data Sheet No.'s _____ Turbine Data Sheet No.'s _____																															
14 <input type="radio"/> OPERATING CONDITIONS (5.1.3) <input type="radio"/> LIQUID (5.1.3)																															
15 FLOW, NORMAL 34,50 (m ³ /h) RATED _____ (m ³ /h)	LIQUID TYPE OR NAME PROPANO																														
16 OTHER _____ (m ³ /h)	<input type="radio"/> HAZARDOUS <input checked="" type="radio"/> FLAMMABLE (5.1.5)																														
17 SUCTION PRESSURE MAX./RATED _____ / 13,30 (barg)	<table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width:33%; text-align:center;">MIN.</td> <td style="width:33%; text-align:center;">NORMAL</td> <td style="width:33%; text-align:center;">MAX.</td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">PUMPING TEMP (°C)</td> <td style="text-align:center;">38,20</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">VAPOR PRESS. (barg)</td> <td style="text-align:center;">12,50</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">DENSITY @ T Y P (Kg/m³):</td> <td style="text-align:center;">466,26</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">VISCOSITY (cP)</td> <td style="text-align:center;">0,09</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align:center;">SPECIFIC HEAT, Cp</td> <td style="text-align:center;">3,17 (kJ/kg °C)</td> <td></td> </tr> </table>	MIN.	NORMAL	MAX.	PUMPING TEMP (°C)	38,20		VAPOR PRESS. (barg)	12,50		DENSITY @ T Y P (Kg/m ³):	466,26		VISCOSITY (cP)	0,09		SPECIFIC HEAT, Cp	3,17 (kJ/kg °C)													
MIN.	NORMAL	MAX.																													
PUMPING TEMP (°C)	38,20																														
VAPOR PRESS. (barg)	12,50																														
DENSITY @ T Y P (Kg/m ³):	466,26																														
VISCOSITY (cP)	0,09																														
SPECIFIC HEAT, Cp	3,17 (kJ/kg °C)																														
18 DISCHARGE PRESSURE 14,35 (barg)	18 PUMPING TEMP (°C) _____																														
19 DIFFERENTIAL PRESSURE 1,03 (bar)	19 VAPOR PRESS. (barg) _____																														
20 DIFF. HEAD 22,65 (m) NPSHA 17,80 (m)	20 DENSITY @ T Y P (Kg/m ³): _____																														
21 PROCESS VARIATIONS (5.1.4) _____	21 VISCOSITY (cP) _____																														
22 STARTING CONDITIONS (5.1.4) _____	22 SPECIFIC HEAT, Cp 3,17 (kJ/kg °C)																														
23 SERVICE: <input checked="" type="radio"/> CONT. <input type="radio"/> INTERMITTENT (STARTS/DAY) _____	<input type="radio"/> CHLORIDE CONCENTRATION _____ (PPM)																														
24 <input checked="" type="radio"/> PARALLEL OPERATION REQD (5.1.13)	<input type="radio"/> H ₂ S CONCENTRATION (6.5.2.4) _____ (PPM) WET (5.12.1.12c)																														
25 <input type="radio"/> SITE DATA (5.1.3)	<input type="radio"/> CORROSIVE / EROSION AGENT _____ (5.12.1.9)																														
26 LOCATION: (5.1.30)	<input type="radio"/> MATERIALS (5.12.1.1)																														
27 <input type="radio"/> INDOOR <input type="radio"/> HEATED <input checked="" type="radio"/> OUTDOOR <input type="radio"/> UNHEATED	<input type="radio"/> ANNEX H CLASS (5.12.1.1)																														
28 <input type="radio"/> ELECTRICAL AREA CLASSIFICATION (5.1.24 / 6.1.4)	<input type="radio"/> MIN DESIGN METAL TEMP (5.12.4.1) _____ (°C)																														
29 CL GR DIV	<input type="radio"/> REDUCED HARDNESS MATERIALS REQ'D. (5.12.1.12)																														
30 <input type="radio"/> WINTERIZATION REQD <input checked="" type="radio"/> TROPICALIZATION REQD.	<input type="checkbox"/> BARREL/CASE IMPELLER																														
31 SITE DATA (5.1.30)	<input type="checkbox"/> CASE/IMPELLER WEAR RINGS																														
32 <input type="radio"/> ALTITUDE _____ (m) <input type="radio"/> BAROMETER 1,01 (bar)	<input type="checkbox"/> SHAFT																														
33 <input type="radio"/> RANGE OF AMBIENT TEMPS: MIN/MAX. 21 / 37 (°C)	<input type="checkbox"/> DIFFUSERS																														
34 <input type="radio"/> RELATIVE HUMIDITY: MIN / MAX 39 / 92 (%)																															
35 UNUSUAL CONDITIONS: (5.1.30) <input type="radio"/> DUST <input type="radio"/> FUMES	<input checked="" type="checkbox"/> PERFORMANCE:																														
36 <input type="radio"/> OTHER _____	PROPOSAL CURVE NO. _____ RPM																														
37	<input type="checkbox"/> IMPELLER DIA. RATED _____ MAX. _____ MIN. _____ (mm)																														
38	<input type="checkbox"/> IMPELLER TYPE _____																														
39 <input type="radio"/> DRIVER TYPE	<input type="checkbox"/> RATED POWER _____ (kW) EFFICIENCY _____ (%)																														
40 <input type="radio"/> INDUCTION MOTOR <input type="radio"/> STEAM TURBINE <input type="radio"/> GEAR	<input type="checkbox"/> MINIMUM CONTINUOUS FLOW:																														
41 <input type="radio"/> OTHER _____	THERMAL _____ (m ³ /h) STABLE _____ (m ³ /h)																														
42	<input type="checkbox"/> PREFERRED OPER. REGION _____ TO _____ (m ³ /h)																														
43 <input type="radio"/> MOTOR DRIVER (6.1.1 / 6.1.4)	<input type="checkbox"/> ALLOWABLE OPER. REGION _____ TO _____ (m ³ /h)																														
44 <input checked="" type="checkbox"/> MANUFACTURER	<input type="checkbox"/> MAX HEAD @ RATED IMPELLER _____ (m)																														
45 _____ (kW) <input type="checkbox"/> _____ (RPM)	<input type="checkbox"/> MAX POWER @ RATED IMPELLER _____ (kW)																														
46 <input type="checkbox"/> FRAME <input checked="" type="checkbox"/> ENCLOSURE	<input type="checkbox"/> NPSHR AT RATED FLOW _____ (m) (5.1.10)																														
47 <input type="checkbox"/> HORIZONTAL <input checked="" type="checkbox"/> VERTICAL <input type="checkbox"/> SERVICE FACTOR	<input type="checkbox"/> MAX. SUCTION SPECIFIC SPEED _____ (5.1.11)																														
48 <input checked="" type="checkbox"/> VOLTS/PHASE/HERTZ _____ / _____ / _____	<input type="checkbox"/> MAX. SOUND PRESS. LEVEL REQ'D _____ (dBA) (5.1.16)																														
49 <input type="radio"/> TYPE	<input type="checkbox"/> EST MAX SOUND PRESS. LEVEL _____ (dBA) (5.1.16)																														
50 <input type="radio"/> MINIMUM STARTING VOLTAGE (6.1.5)	<input type="checkbox"/> EST MAX SOUND POWER LEVEL _____ (dBA) (5.1.16)																														
51 <input checked="" type="checkbox"/> INSULATION <input type="radio"/> TEMP. RISE	<input type="radio"/> UTILITY CONDITIONS (5.1.3)																														
52 <input checked="" type="checkbox"/> FULL LOAD AMPS	ELECTRICITY																														
53 <input checked="" type="checkbox"/> LOCKED ROTOR AMPS	DRIVERS																														
54 <input type="checkbox"/> STARTING METHOD	HEATING																														
55 <input checked="" type="checkbox"/> LUBE	SYSTEM VOLTAGE DIP <input type="radio"/> 80% <input type="radio"/> OTHER _____ (6.1.5)																														
56 BEARINGS (TYPE/NUMBER):	STEAM																														
57 <input type="checkbox"/> RADIAL _____ / _____	MAX. PRESS. _____ MAX. TEMP. _____ MIN. PRESS. _____ MIN. TEMP. _____																														
58 <input type="checkbox"/> THRUST _____ / _____	DRIVERS																														
59 <input type="checkbox"/> VERTICAL THRUST CAPACITY	HEATING																														
60 UP _____ (N) DOWN _____ (N)	COOLING WATER: (5.1.19) SOURCE _____																														
61	SUPPLY TEMP. 32 (°C) MAX. RETURN TEMP. _____ (°C)																														
62	NORM. PRESS. 3,63 (barg) DESIGN PRESS. _____ (barg)																														
63	MIN. RET. PRESS. _____ (barg) MAX. ALLOW. D.P. _____ (barg)																														
64	CHLORIDE CONCENTRATION: _____ (PPM)																														
64 PROCESS REVISION LOG																															
65	<table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <th style="width:15%;">REVISION</th> <th style="width:45%;">ISSUE STATUS</th> <th style="width:10%;">DATE</th> <th style="width:10%;">BY</th> <th style="width:10%;">CHK'D</th> <th style="width:10%;">APPD</th> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	REVISION	ISSUE STATUS	DATE	BY	CHK'D	APPD																								
REVISION	ISSUE STATUS	DATE	BY	CHK'D	APPD																										
66																															
67																															
68																															
69																															



BOMBA CENTRÍFUGA
HOJA DE DATOS
(API 610 10 TH)

Job No: 1
Item No.: P-103 A/B
Unit: DHP
P.O. No.:
Inquiry No.:
Engineer:
Process:
Mech:
Sheet No.: 1 of 1

1	APPLICABLE TO: <input checked="" type="radio"/> PROPOSALS <input type="radio"/> PURCHASE <input checked="" type="checkbox"/> AS BUILT	
2	Client: INELECTRA	
3	Site: ÁREA INDUSTRIAL 1 CRP-CARDÓN	Service: MEZCLA PROPANO PROPILENO
4	No. Required:	Size/ Type
5	PUMP Mfr:	Model No. / Serial No.
6	NOTES: INFORMATION BELOW TO BE COMPLETED. <input type="radio"/> BY PURCHASER <input type="checkbox"/> BY MANUFACTURER <input checked="" type="checkbox"/> BY MANUFACTURER OR PURCHASER	
7	<input type="radio"/> GENERAL	
8	Pump to operate in (paralel) 2	No. Motor Driven
9	(Series) With 0	Pump Item No. P-103 A/B
10	Gear Item No.	Motor Item No.
11	Gear Provided By.	Motor Provided By
12	Gear Mounted By	Motor Mounted By.
13	Gear Data sht No's	Motor Data Sheet No.'s
14	<input type="radio"/> OPERATING CONDITIONS (5.1.3)	
15	FLOW, NORMAL 1,4 (m ³ /h) RATED	(m ³ /h)
16	OTHER	(m ³ /h)
17	SUCTION PRESSURE MAX./RATED	0,91 (barg)
18	DISCHARGE PRESSURE	14,29 (barg)
19	DIFFERENTIAL PRESSURE	14,16 (bar)
20	DIFF. HEAD 240,15 (m) NPSHA 0,52 (m)	
21	PROCESS VARIATIONS (5.1.4)	
22	STARTING CONDITIONS (5.1.4)	
23	SERVICE: <input checked="" type="radio"/> CONT. <input type="radio"/> INTERMITTENT (STARTS/DAY)	
24	<input checked="" type="radio"/> PARALLEL OPERATION REQD (5.1.13)	
25	<input type="radio"/> SITE DATA (5.1.3)	
26	LOCATION: (5.1.30)	
27	<input type="radio"/> INDOOR <input type="radio"/> HEATED <input checked="" type="radio"/> OUTDOOR <input type="radio"/> UNHEATED	
28	<input type="radio"/> ELECTRICAL AREA CLASSIFICATION (5.1.24 / 6.1.4)	
29	CL GR DIV	
30	<input type="radio"/> WINTERIZATION REQD <input checked="" type="radio"/> TROPICALIZATION REQD.	
31	SITE DATA (5.1.30)	
32	<input type="radio"/> ALTITUDE (m) <input type="radio"/> BAROMETER 1,01 (bar)	
33	<input type="radio"/> RANGE OF AMBIENT TEMPS: MIN/MAX. 21 / 37 (°C)	
34	<input type="radio"/> RELATIVE HUMIDITY: MIN / MAX 39 / 92 (%)	
35	UNUSUAL CONDITIONS: (5.1.30) <input type="radio"/> DUST <input type="radio"/> FUMES	
36	<input type="radio"/> OTHER	
37		
38		
39	<input type="radio"/> DRIVER TYPE	
40	<input type="radio"/> INDUCTION MOTOR <input type="radio"/> STEAM TURBINE <input type="radio"/> GEAR	
41	<input type="radio"/> OTHER	
42		
43	<input type="radio"/> MOTOR DRIVER (6.1.1 / 6.1.4)	
44	<input checked="" type="checkbox"/> MANUFACTURER	
45	<input type="checkbox"/> FRAME (kW) <input type="checkbox"/> ENCLOSURE (RPM)	
46	<input type="checkbox"/> HORIZONTAL <input checked="" type="checkbox"/> VERTICAL <input type="checkbox"/> SERVICE FACTOR	
47	<input type="checkbox"/> VOLTS/PHASE/HERTZ / /	
48	<input type="checkbox"/> TYPE	
49	<input type="checkbox"/> MINIMUM STARTING VOLTAGE (6.1.5)	
50	<input checked="" type="checkbox"/> INSULATION <input type="radio"/> TEMP. RISE	
51	<input type="checkbox"/> FULL LOAD AMPS	
52	<input type="checkbox"/> LOCKED ROTOR AMPS	
53	<input type="checkbox"/> STARTING METHOD	
54	<input checked="" type="checkbox"/> LUBE	
55	BEARINGS (TYPE/NUMBER):	
56	<input type="checkbox"/> RADIAL	
57	<input type="checkbox"/> THRUST	
58	<input type="checkbox"/> VERTICAL THRUST CAPACITY	
59	UP (N) DOWN (N)	
60		
61		
62		
63		
64	PROCESS REVISION LOG	
65	REVISION	ISSUE STATUS
66		
67		
68		
69		

<input type="radio"/> LIQUID (5.1.3)		
LIQUID TYPE OR NAME PROPANO PROPILENO		
<input type="radio"/> HAZARDOUS <input checked="" type="radio"/> FLAMMABLE (5.1.5)		
	MIN.	NORMAL
PUMPING TEMP (°C)	-58,99	
VAPOR PRESS. (barg)	0,10	
DENSITY @ T Y P (Kg/m ³):	602,01	
VISCOSITY (cP)	0,22	
SPECIFIC HEAT, Cp	0,001 (kJ/kg °C)	
<input type="radio"/> CHLORIDE CONCENTRATION (PPM)		
<input type="radio"/> H ₂ S CONCENTRATION (6.5.2.4) (PPM) WET (5.12.1.12c)		
<input type="radio"/> CORROSIVE / EROSION AGENT (5.12.1.9)		

MATERIALS (5.12.1)		
<input type="radio"/> ANNEX H CLASS (5.12.1.1)		
<input type="radio"/> MIN DESIGN METAL TEMP (5.12.4.1) (°C)		
<input type="radio"/> REDUCED HARDNESS MATERIALS REQ'D. (5.12.1.12)		
<input type="checkbox"/> BARREL/CASE	IMPELLER	
<input type="checkbox"/> CASE/IMPELLER WEAR RINGS		
<input type="checkbox"/> SHAFT		
<input type="checkbox"/> DIFFUSERS		

<input checked="" type="checkbox"/> PERFORMANCE:		
PROPOSAL CURVE NO.	<input type="checkbox"/>	RPM
<input type="checkbox"/> IMPELLER DIA. RATED	MAX. MIN.	(mm)
<input type="checkbox"/> IMPELLER TYPE		
<input type="checkbox"/> RATED POWER (kW)		EFFICIENCY (%)
MINIMUM CONTINUOUS FLOW:		
THERMAL (m ³ /h)	STABLE (m ³ /h)	TO (m ³ /h)
<input type="checkbox"/> PREFERRED OPER. REGION	TO (m ³ /h)	
<input type="checkbox"/> ALLOWABLE OPER. REGION	TO (m ³ /h)	
<input type="checkbox"/> MAX HEAD @ RATED IMPELLER (m)		
<input type="checkbox"/> MAX POWER @ RATED IMPELLER (kW)		
<input type="checkbox"/> NPSHR AT RATED FLOW (m) (5.1.10)		
<input checked="" type="checkbox"/> MAX. SUCTION SPECIFIC SPEED (5.1.11)		
<input checked="" type="checkbox"/> MAX. SOUND PRESS. LEVEL REQ'D (dBA) (5.1.16)		
<input checked="" type="checkbox"/> EST MAX SOUND PRESS. LEVEL (dBA) (5.1.16)		
<input checked="" type="checkbox"/> EST MAX SOUND POWER LEVEL (dBA) (5.1.16)		

<input type="radio"/> UTILITY CONDITIONS (5.1.3)			
ELECTRICITY	VOLTAGE	PHASE	HERTZ
DRIVERS			
HEATING			
SYSTEM VOLTAGE DIP	<input type="radio"/> 80% <input type="radio"/> OTHER (6.1.5)		
STEAM	MAX. PRESS.	MAX. TEMP.	MIN. PRESS. MIN. TEMP.
DRIVERS			
HEATING			
COOLING WATER: (5.1.19) SOURCE			
SUPPLY TEMP.	32 (°C)	MAX. RETURN TEMP.	(°C)
NORM. PRESS.	3,63 (barg)	DESIGN PRESS.	(barg)
MIN. RET. PRESS.	(barg)	MAX. ALLOW. D.P.	(barg)
CHLORIDE CONCENTRATION:	(PPM)		