

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DESARROLLO DE UN MODELO DE SIMULACIÓN DE REFINERÍAS, UTILIZANDO TÉCNICAS DE PROGRAMACIÓN LINEAL

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. De Abreu D., Yusmary M.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2007

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DESARROLLO DE UN MODELO DE SIMULACIÓN DE REFINERÍAS, UTILIZANDO TÉCNICAS DE PROGRAMACIÓN LINEAL

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Alí Lara

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Adriana Bruzzanese

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. De Abreu D., Yusmary M.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2007

30Caracas, Junio, 2007

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 Yusmary M. De Abreu D., titulado:

“Desarrollo de un modelo de simulación de refinerías, utilizando técnicas de programación lineal”

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 los autores, lo declaran **APROBADO.**

Prof. Aimee Ramos
Jurado

Prof. Andrés Rosales
Jurado

Prof. Alí Lara
Tutor Académico

Ing. Adriana Bruzzanese
Tutor Industrial

DEDICATORIA

En primer lugar quiero dedicar esta tesis a papa DIOS, por escucharme cada vez que lo invoque, por estar siempre allí cuando más lo necesite, por ayudarme a enfrentar todas las adversidades y vencer todos los obstáculos que se presentaron a lo largo de mi carrera. Te adoro mi DIOS!!!

A mis padres Emilda Devia y Antonio Abreu, por todo el apoyo que me brindaron a lo largo de mi carrera, por su paciencia y sus consejos. Los amo mucho!!!

A mis hermanas Liz y Cindy por estar allí conmigo escuchándome y animándome. Las quiero mucho hermanitas!!!

AGRADECIMIENTOS

A la ilustre Universidad Central de Venezuela por darme la oportunidad de formarme como Ingeniero Químico y de conocer a tantas personas maravillosas que laboran en ella, para hacer de nosotros unos excelentes profesionales.

A mis tutores industriales Wilfredo Gómez y Adriana Bruzzanese por creer en mí y darme la oportunidad de realizar este trabajo.

A mi tutor académico Alí Lara por toda su paciencia y dedicación. Sin duda alguna fuiste una excelente elección.

A mis padres Emilda y Antonio por su apoyo incondicional en todo momento, por su comprensión y paciencia.

A mis hermanas Liz y Cindy, por estar siempre allí conmigo.

A toda mi familia en general por todo el apoyo brindado.

A mis jurados Aimee Ramos y Andrés Rosales por corregirme el trabajo y por aportar sus consejos y sugerencias para el desarrollo del mismo.

A mi profesor Humberto Kum, que me ayudó muchísimo y me aconsejó en la realización de este trabajo.

A mis amigas, Dulcefe, Rosa, Libertad, Carmarie e Ibama, por escucharme, animarme y compartir conmigo todo el tiempo que realice este trabajo en Intevep.

A una amiga muy especial con la que compartí prácticamente toda mi carrera, enfrentamos juntas muchas dificultades, gracias por estar siempre allí amiga:

Nadry

A Mayerly Betancor quien me apoyó muchísimo y con quién he compartido poco tiempo, pero el necesario para darme cuenta de que es una excelente amiga.

A mis amigos: Neliana Rodríguez, Maryeri Mariño, William Chen, María Daniela Guerra, Armando de Almeida, William Puente, Yumaiti Ortega, Nadia Guerrero, Bárbara Alvarado, Lily Suarez, Patricia Vera, Francisco Fernández, con quienes compartí mis años en la Universidad.

A todos mis profesores: Armando Vizcaya, Yeyo, Luis García, Johnny Vasquez, Wadoo Bare, quienes asumieron la labor de transmitir sus conocimientos de la mejor manera y sin ellos no hubiese sido posible cumplir esta gran meta.

A mi pana Leonardo Oropeza que aparte de ser un excelente profesor, se convirtió en un gran amigo.

A todos MIL GRACIAS!!!!

De Abreu D., Yusmary M.

DESARROLLO DE UN MODELO DE SIMULACIÓN DE REFINERÍAS UTILIZANDO TÉCNICAS DE PROGRAMACIÓN LINEAL

Tutor Académico: Prof. Alí Lara. Tutor Industrial: Ing. Adriana Bruzzanese
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería
Química. Año 2007, 157 p.

Palabras Claves: Crudos, Refinación, Optimización de Procesos, Modelos
Matemáticos, Programación Lineal.

Resumen. En el presente Trabajo Especial de Grado, se desarrolló un modelo de simulación de refinerías, con el fin de contar con una herramienta que permita planificar la producción de una refinería, de tal forma de garantizar la máxima ganancia, empleando para ello técnicas de programación lineal, cuya resolución fue hecha a partir del SOLVER, que se encuentra contenido en Microsoft Excel.

La necesidad de desarrollar el modelo de simulación, obedece a que actualmente la industria petrolera, específicamente PDVSA-Intevep siguiendo los lineamientos del Estado venezolano, adelantan iniciativas de integración energética entre los pueblos de América Latina y el Caribe, basado en los sistemas de refinación y en el procesamiento de crudos venezolanos. Por tal motivo, resultó importante crear una herramienta que pueda ser destinada a evaluar dichas iniciativas, y que además, está enmarcado dentro de los planes de construcción de sus propios programas, dado que para obtener las licencias de simuladores comerciales, se requiere hacer grandes inversiones.

Para desarrollar el modelo fue necesario en primera instancia, definir el esquema de refinación a partir del cual se realizaría el mismo. Para ello, se investigó los esquemas que poseen algunas refinerías de nuestro país, de tal forma que sirvieran de orientación en cuanto a la interrelación de las unidades de proceso. Posteriormente, se definió un caso base que serviría de referencia para el análisis de varios escenarios.

Para establecer el caso base, en principio fue indispensable escoger el tipo de crudos que representarían la alimentación a la refinería. Para ello, se seleccionaron tres crudos representativos para desarrollar el modelo, que están dentro de la clasificación de liviano, mediano y pesado. Una vez hecho esto, se plantearon todas las ecuaciones que modelan la refinería y que constituyen el modelo de

programación lineal. Para ello, se definió una ecuación llamada función objetivo, a partir de la cual se estima la ganancia de la refinería y una serie de restricciones que delimitan la solución, entre las cuales están las ecuaciones de balance de masa de cada una de las unidades de proceso y las que representan las calidades de los productos finales, a través de reglas de mezclado. Una vez planteado el modelo, se resolvió a partir del SOLVER que se encuentra dentro del paquete de Excel. Posteriormente, los resultados alcanzados fueron validados con los que se obtienen a partir de un simulador comercial altamente confiable que posee PDVSA-Intevep, y de esta forma, garantizar la eficiencia de la metodología realizada. Asimismo, se evaluaron cuatro escenarios, de tal forma de conocer su impacto sobre la ganancia de la refinería.

Luego de la ejecución de cada uno de los pasos de la metodología propuesta en este Trabajo Especial de Grado, se obtuvo como primer resultado que el esquema de refinación establecido estuvo orientado a la producción de diesel, debido a que es el que posee mayor demanda en los próximos años. Posteriormente, las mayores ganancias para el caso base se obtienen al procesar sólo el crudo pesado. Luego, se validó el modelo, lográndose desviaciones en su mayoría $< 1\%$, garantizando de esta forma, el empleo correcto de la metodología de programación lineal.

En cuanto a los escenarios planteados, se evaluaron cuatro casos, en donde se incluyeron restricciones adicionales referentes a la demanda de gasolina, diesel y combustible residual para los dos primeros casos, lográndose que además de consumirse el crudo pesado como sucedía para el caso base, se procesa el liviano y la mejor opción correspondió al segundo caso porque generó mayor ganancia. Por su parte, el tercer caso se propuso con restricciones en la selección de los crudos, obligando que se consumieran los tres, en donde el mediano se procesaba en mayor cantidad, obteniéndose que al combinar el mediano con los restantes, se alcanza una menor ganancia en relación al segundo escenario.

Para el último caso se incorporó la restricción en cuanto a la producción de gasolina popular como un 15% de la premium, lográndose una disminución del 0,34% de la ganancia con respecto al caso base.

Finalmente, las principales recomendaciones que se hacen para futuros trabajos en esta línea de investigación son las siguientes: validar los resultados con data real existente en refinerías, de tal forma, de tener una base más precisa de comparación. De ser factible, ampliar la data en cuanto a los rendimientos de los productos para cada unidad en relación al tipo de crudo utilizado, de tal forma, de que pueda emplearse otros crudos y conocer su impacto sobre la ganancia de la refinería.

INDICE DE CONTENIDO

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN	1
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	1
OBJETIVOS.....	3
OBJETIVO GENERAL.....	3
OBJETIVOS ESPECIFICOS	3
CAPÍTULO II. ANTECEDENTES	4
CAPÍTULO III. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	6
REFINACIÓN.....	6
PROCESOS DE REFINACIÓN	9
PROCESOS DE SEPARACIÓN FÍSICA	9
Destilación Atmosférica.....	10
Destilación al Vacío	10
PROCESOS DE CONVERSIÓN	12
Alquilación	12
Isomerización	12
Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC).....	13
Hidrocraqueo	13
Reformación de Naftas.....	14
Coquificación Retardada	15
PROCESOS DE TRATAMIENTO.....	15
Hidrotratamiento	15
Tratamiento Químico con Aminas	16
OPERACIONES AUXILIARES.....	16
MEZCLADO DE CORRIENTES.....	17
PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS	18
Presión de Vapor Reid.....	18
Número de Octanos	19
Gravedad Específica.....	20
Número Luminómetro/ Punto de humo.....	21

Número de Cetano/Índice de Cetano.....	22
Contenido de azufre.....	23
Viscosidad /Índice de Viscosidad.....	23
Punto de Congelamiento (Freezing Point)	24
PRODUCTOS DE REFINACIÓN.....	25
TENDENCIAS EN CALIDAD DE COMBUSTIBLES	27
SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN	30
TÉCNICAS DE OPTIMIZACIÓN	33
MÉTODO SIMPLEX	34
HERRAMIENTAS COMPUTACIONALES UTILIZADAS PARA RESOLVER PROBLEMAS DE OPTIMIZACIÓN	43
CAPÍTULO IV. MARCO METODOLÓGICO	46
REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	46
CONSTRUCCIÓN DEL ESQUEMA DE UNA REFINERÍA BASE.....	47
DESARROLLO DEL MODELO.....	48
Caso base	48
Definición de la Función Objetivo	49
Definición del conjunto de restricciones	50
Determinación de las ecuaciones de Balance de Masa.....	50
IMPLEMENTACIÓN Y RESOLUCIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN EN SOLVER - EXCEL.....	51
VALIDACIÓN DEL MODELO	55
EVALUACIÓN DE VARIOS ESCENARIOS	56
CAPÍTULO V. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	57
CONSTRUCCIÓN DEL ESQUEMA DE LA REFINERÍA BASE.....	57
ESTRUCTURA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN.....	64
BALANCE DE MASA PARA EL CASO BASE.....	70
VALIDACIÓN DE RESULTADOS.....	76
EVALUACIÓN DE VARIOS ESCENARIOS	86
CAPÍTULO VI. CONCLUSIONES	104
CAPÍTULO VII. RECOMENDACIONES.....	106
CAPÍTULO VIII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	107

CAPÍTULO IX. APÉNDICES	110
APÉNDICE A. EJEMPLO DE APLICACIÓN DEL MÉTODO SIMPLEX	110
APÉNDICE B. EJEMPLO DE APLICACIÓN DEL MÉTODO DE DOS FASES.....	114
APÉNDICE C. ASSAY DE LOS CRUDOS PROCESADOS	118
APÉNDICE D. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE REFINACIÓN.....	121
APÉNDICE F. SERVICIOS QUE SE CONSUMEN EN LAS UNIDADES DE PROCESO.....	129
APÉNDICE G. ECUACIONES DEL MODELO.....	133
APÉNDICE H. NOMENCLATURA DEL MODELO.....	152

INDICE DE FIGURAS

Figura N° 1. Esquema general de una refinería Hydroskimming	7
Figura N° 2. Esquema general de una refinería de conversión sencilla	8
Figura N° 3. Esquema general de una refinería de conversión profunda.....	9
Figura N° 4. Tendencias futuras de azufre en gasolinas	28
Figura N° 5. Relación entre optimización y simulación	32
Figura N° 6. Diagrama del algoritmo simplex	40
Figura N° 7. Flujograma de la metodología	46
Figura N° 8. Demanda mundial de los productos de refinación	48
Figura N° 9. Esquema de la refinería base	59
Figura N° 10. Esquema de la estructura del modelo	64
Figura N° 11. Balance de masa para el esquema de refinería base obtenido por el SOLVER	72
Figura N° 12. Ventas de los productos de refinación que garantizan la máxima ganancia	76
Figura N° 13. Balance de masa para el esquema base obtenido por el S.C	81
Figura N° 14. Casos planteados	87
Figura N° 15. Balance de masa para el Caso I	91
Figura N° 16. Balance de masa para el Caso II.....	95
Figura N° 17. Balance de Masa para el Caso III.....	100
Figura N° 18. Balance de Masa para el Caso IV.....	103

INDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Condiciones de operación del método MON y RON	19
Tabla N° 2. Tipo de mezcla según la propiedad a determinar.....	25
Tabla N° 3. Especificación de la gasolina por regiones	27
Tabla N° 4. Especificación del diesel por regiones.....	29
Tabla N° 5. Especificaciones actuales del jet fuel.....	29
Tabla N° 6. Matriz inicial simplex	38
Tabla N° 7. Características de los crudos procesados	49
Tabla N° 8. Ventana de parámetros del SOLVER	53
Tabla N° 9. Ventana de restricciones	54
Tabla N° 10. Ventana de opciones del SOLVER.....	55
Tabla N° 11. Precios de los crudos.....	60
Tabla N° 12. Precios de los productos de refinación.....	60
Tabla N° 13. Resultados de la corrida en el S.C de los crudos de forma individual	61
Tabla N° 14. Especificaciones de calidad de los productos de refinación	67
Tabla N° 15. Resultados obtenidas por el SOLVER de las propiedades de los productos de la unidad de Destilación	68
Tabla N° 16. Resultados obtenidos por el SOLVER de las propiedades de los productos de refinación.....	69
Tabla N° 17. Resultados obtenidos por el SOLVER de los servicios que se consumen en las unidades de proceso	73
Tabla N° 18. Resultados obtenidos por el SOLVER de los servicios que se producen en las unidades de proceso	74
Tabla N° 19. Servicios totales suministrados por la planta de servicios y el sistema de combustible.....	75
Tabla N° 20. Resultados obtenidos por el SOLVER de los parámetros de la función objetivo	75
Tabla N° 21. Comparación de los resultados obtenidos por el S.C y el SOLVER de las propiedades de los productos de refinación.....	77

Tabla N° 22. Comparación del balance de masa obtenido por el SOLVER y el S.C en la unidad de hidrocraqueo	79
Tabla N° 23. Comparación del balance de masa obtenido por el SOLVER y el S.C en la unidad de coquificación retardada	79
Tabla N° 24. Comparación de los resultados de los flujos obtenidas por el SOLVER y el S.C de las corrientes que se envían hacia el pool de productos	80
Tabla N° 25. Comparación de los resultados obtenidos por el SOLVER y el S.C de los servicios que se consumen en cada unidad e proceso	82
Tabla N° 26. Desviaciones en los resultados de consumo de servicios obtenidas por el SOLVER con respecto al S.C	84
Tabla N° 27. Resultados obtenidos por el SOLVER y el S.C de los servicios que se producen en las unidades de proceso	85
Tabla N° 28. Servicios totales que suministran la planta de servicios y el sistema de combustible	85
Tabla N° 29. Resultados obtenidos por el SOLVER y el S.C de los parámetros de la función objetivo	86
Tabla N° 30. Resumen caso base	88
Tabla N° 31. Selección de crudos obtenidos para el caso I.....	88
Tabla N° 32. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenidos para el caso I con respecto al caso base	89
Tabla N° 33. Resultados de los flujos de los crudos procesados para el caso II ..	92
Tabla N° 34. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenidos para el caso II con respecto al caso base.....	93
Tabla N° 35. Resultados de los flujos de los crudos procesados para el caso III	96
Tabla N° 36. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenidos para el caso III con respecto al caso base	97
Tabla N° 37. Comparación de los resultados de la función objetivo para los tres casos	98
Tabla N° 38. Resultados de los flujos de los crudos procesados para el caso IV	101

Tabla N° 39. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenidos para el caso IV con respecto al caso base	101
Tabla N° 40. Matriz inicial Simplex.....	111
Tabla N° 41. Tabla de condición de factibilidad.....	111
Tabla N° 42. Matriz inicial Simplex con columna y renglón pivote.....	112
Tabla N° 43. Nueva matriz Simplex con columna y renglón pivote.....	113
Tabla N° 44. Nueva tabla de condición de factibilidad.....	113
Tabla N° 45. Matriz final Simplex	114
Tabla N° 46. Matriz inicial fase I	115
Tabla N° 47. Matriz de solución básica de inicio.....	116
Tabla N° 48. Matriz fase II.....	117
Tabla N° 49. Nueva matriz fase II.....	117
Tabla N° 50. Assay de cada crudo.....	118
Tabla N° 51. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de GLP.....	121
Tabla N° 52. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de GSL.....	121
Tabla N° 53. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de Jet.....	122
Tabla N° 54. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de DSL.....	122
Tabla N° 55. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de CRS.....	123
Tabla N° 56. Rendimiento de la unidad de destilación atmosférica.....	124
Tabla N° 57. Rendimiento de la unidad de destilación al vacío.....	124
Tabla N° 58. Rendimiento de la unidad de hidrotratamiento de nafta	125
Tabla N° 59. Rendimiento de la unidad de reformación.....	125
Tabla N° 60. Rendimiento de la unidad de hidrocraqueo	126
Tabla N° 61. Rendimiento de la unidad de coquificación.....	126
Tabla N° 62. Rendimiento de la unidad de hidrotratamiento de diesel.....	127
Tabla N° 63. Rendimiento de la unidad de hidrotratamiento de kerosén.....	128
Tabla N° 64. Rendimiento de la unidad claus	128

Tabla N° 65. Rendimiento de la unidad de reformación con vapor	128
Tabla N° 66. Servicios consumidos en la unidad de destilación atmosférica	129
Tabla N° 67. Servicios consumidos en la unidad de destilación al vacío	129
Tabla N° 68. Servicios consumidos en la unidad de hidrotratamiento de nafta.	129
Tabla N° 69. Servicios consumidos en la unidad de reformación.....	129
Tabla N° 70. Servicios consumidos en la unidad de hidrocrqueo	130
Tabla N° 71. Servicios consumidos en la unidad de coquificación	130
Tabla N° 72. Servicios consumidos en la unidad de hidrotratamiento de diesel	130
Tabla N° 73. Servicios consumidos en la unidad de hidrotratamiento de kerosén.....	130
Tabla N° 74. Servicios consumidos en la unidad de tratamiento con aminas	131
Tabla N° 75. Servicios consumidos en la unidad claus.....	131
Tabla N° 76. Servicios consumidos en la planta de gases de cola	131
Tabla N° 77. Servicios consumidos en la planta de hidrógeno	131
Tabla N° 78. Servicios consumidos en la planta de gases saturados.....	132
Tabla N° 79. Servicios consumidos en la planta de gases insaturados	132
Tabla N° 80. Fuel Oil producido en la unidad de sistema de combustible	132
Tabla N° 81. Combustible consumido en la planta de servicios	132

LISTA DE ABREVIATURAS

API:	American Petroleum Institute (Instituto Americano de Petróleo)
ASTM:	American Society for Testing and Materials, (Sociedad Americana de Ensayos de Materiales)
C.L:	Crudo Liviano
C.M:	Crudo Mediano
C.P:	Crudo Pesado
CO₂:	Dióxido de Carbono
FRI:	Freezing Point Index, (Índice del Punto de Congelamiento)
H₂S:	Sulfuro de Hidrógeno
ILP:	Integer Linear Programming, (Programación Lineal Entero)
INLP:	Integer No Linear Programming, (Programación No Lineal Entero)
IPPCN:	Industria Petrolera Petroquímica y Carbonífera Nacional
LBN:	Número de Mezcla del Número Luminómetro
LP:	Linear Programming, (Programación Lineal)
MINLP:	Mixed Integer No Linear Programming, (Programación no Lineal Entero Mixto)
MILP:	Mixed Integer Linear Programming, (Programación Lineal Entero Mixto)
MON:	Motor Octane Number, (Numero Octano de Motor)
NLP:	No Linear Programming, (Programación no Lineal)
PIMS:	Process Industry Modeling System, (Sistema de Modelaje de Procesos Industriales)
PPM:	Partes por Millon
RON:	Research Octane Number, (Número de Octano de Investigación)
RVI:	Reid Vapour Index, (Índice de Vapor Reid)
RVP:	Reid Vapour Pressure, (Presión de Vapor Reid)
S.C:	Simulador Comercial
SO₂:	Dióxido de Azufre
VBI:	Viscosity Blending Index, (Índice de Mezcla de Viscosidad)

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La industria de la refinación del petróleo de Venezuela, vista como parte integrante de la industria petrolera se ha convertido en la principal fuente de abastecimiento energético de nuestro país y del mundo entero. Basándose en su compleja red de procesos integrados, es la encargada de separar del crudo los productos que van abastecer tanto el mercado interno como externo, de tal forma de satisfacer la demanda mundial.

En este sentido, la comercialización de hidrocarburos en estos mercados, tiene ante la nación un rol importante: el mercado interno, proporciona un alto porcentaje de la energía que se consume en el país y sin la cual no sería factible el desenvolvimiento normal de las actividades y el desarrollo económico del mismo. Además, está enmarcado dentro de la política energética nacional, que tiende a optimizar el uso de nuestros recursos energéticos en función de su disponibilidad, agotamiento, costo e impacto ambiental. Por su parte, el mercado externo debe garantizar el máximo beneficio por la venta de petróleo y derivados, contribuyendo en forma efectiva con los ingresos fiscales del país, representando a Venezuela ante el conglomerado mundial, dando una imagen de eficiencia, dominio del mercado y seguridad en el cumplimiento de los compromisos contraídos.

Dentro de este contexto de comercializar el crudo, el Estado venezolano impulsa una propuesta de integración energética entre los pueblos de América Latina y el Caribe, la cual se basa en la asociación con sistemas de refinación existentes en otros países y a los cuales se plantea procesar crudos venezolanos. Estas iniciativas se levantan sobre la necesidad que existe en los países de satisfacer sus requerimientos de energía.

Además, debido a que la actividad de refinación es muy compleja y dinámica ya que se rige por las negociaciones hechas por el Estado y cuyos productos son destinados a satisfacer dichos mercados, surge la necesidad de construir un modelo matemático que permita planificar a largo y corto plazo la producción de una refinería, de tal forma, que se pueda satisfacer la demanda existente al menor costo posible, por tal motivo, se utilizará la técnica de programación lineal como herramienta de optimización para encontrar la mejor solución, permitiendo predecir el desempeño económico de una refinería de tal forma de satisfacer las necesidades del país en forma más rentable.

Por otra parte, PDVSA-Intevep además de llevar a cabo estas iniciativas, también están orientados en desarrollar sus propios programas, en vista de que para poseer los paquetes comerciales de simulación de procesos, se deben realizar grandes inversiones. Es por esto, que el presente Trabajo Especial de Grado tiene por objetivo desarrollar un modelo que además de optimizar la producción de una refinería, en términos de maximizar sus ganancias, constituye el inicio del desarrollo de una herramienta de simulación propia de la empresa y que pueda ser utilizado en el proyecto de integración energética que se piensa desarrollar.

Asimismo, resulta atractivo la utilización del modelo como herramienta de planificación para futuras inversiones y de esta manera poder comercializar mayores cantidades de crudos venezolanos y abastecer así el mercado tanto interno como externo, que ha venido creciendo vertiginosamente en los últimos años, motivado al incremento en la demanda energética mundial.

OBJETIVOS

Los objetivos considerados para el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado son los siguientes:

OBJETIVO GENERAL

Desarrollar un modelo de simulación de una refinería, para aplicaciones en planificación de refinación, utilizando técnicas de programación lineal.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- a) Definir un esquema de refinería base a partir del cual se desarrollará el modelo.
- b) Definir la función objetivo a optimizar en base a maximizar sus ganancias.
- c) Determinar el conjunto de restricciones lineales del problema a las que estarán sujetas las posibles soluciones admisibles.
- d) Resolver el modelo utilizando las herramientas computacionales apropiadas.
- e) Evaluar varios escenarios para analizar su impacto sobre la ganancia de la refinería.

CAPÍTULO II

ANTECEDENTES

La economía y las ventajas de operabilidad asociadas con la obtención de una mejor calidad en los productos, procesos de mezclas menos costosos y al mismo tiempo lograr el uso efectivo de los recursos disponibles todo el tiempo, de tal forma de obtener la mayor rentabilidad en una refinería, son numerosas y significativas.

Una variedad de técnicas de programación matemática han sido usadas para planificación a largo y corto plazo de las operaciones de una refinería.

Aunque son pocas las investigaciones hechas en esta área, existe un trabajo realizado por Glismann y Gruhn en el 2001, quienes propusieron una estrategia de combinar la técnica de programación lineal entera mixta (MILP) con la programación no lineal (NLP), para solucionar problemas de planificación a corto plazo. La estrategia se basa principalmente, en solucionar mediante programación no lineal el problema de mezclado de productos. Para ello, desarrollaron una serie de procedimientos que son llamadas “recetas” que permitan optimizar la producción de cierto producto. Posteriormente, utilizan esta solución para predecir como debe operar cada unidad de proceso y la combinación de estas recetas que debe emplearse para lograr obtener los productos de interés, aplicando para ello la técnica de programación lineal entera mixta. Asimismo, proponen el empleo de este procedimiento a nivel industrial.

En el 2002 Lundgren, Lundgren y Persson, desarrollaron un modelo de planificación, que permitía predecir el modo en que debía operar cada unidad de proceso de tal forma de satisfacer la demanda existente al menor costo posible, aplicando para ello la técnica de programación lineal entera mixta (MILP). El estudio fue realizado a la refinería Nynas ubicada en Suecia, la cual consistía en una unidad de destilación del crudo y dos unidades de hidrotratamiento. El

modelo formulado estaba constituido por una función objetivo, la cual estaba basada en minimizar los costos totales de la refinería, los cuales involucraban los costos de inventario y los referentes a los cambios de modo de operación de las unidades, y además, por un conjunto de restricciones que involucraban la demanda de los productos y los modos de operación de cada unidad. Estos investigadores, llegaron a la conclusión que el modelo formulado puede ayudar en la toma de decisiones en cuanto a la planificación de la producción, del mismo modo recomiendan orientar futuras investigaciones en la planificación de envío de productos, con el objetivo de integrarla con la estudiada.

Finalmente, existe una investigación reciente, realizada por Zhang y Hua en el 2007, el cual además de seguir con el mismo principio de desarrollar modelos que se basan en la planificación de la producción, adiciona al mismo, la capacidad de optimizar el sistema de energía que consume las unidades de proceso. Para ello, desarrolló un modelo a una refinería ubicada en el sur de China, y la cual estaba conformada por dos unidades de destilación, dos unidades de craqueo catalítico, dos unidades de fraccionamiento de gas y un reformador, aplicando de igual forma la técnica MILP, obteniendo como resultado un modelo eficaz que representa al sistema en estudio.

CAPÍTULO III

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Para una mayor comprensión del Trabajo Especial de Grado se presentará los aspectos teóricos necesarios para tal fin.

REFINACIÓN

El petróleo, tal y como es extraído del subsuelo, es de uso restringido debido a que en su estado natural no satisface los requerimientos de calidad exigidos en las diferentes aplicaciones industriales y domésticas; por lo tanto debe ser sometido a diversos procesos de separación física, conversión química y tratamiento en plantas complejas y costosas, para obtener productos técnicamente útiles y comercializables. A este conjunto de procesos a los que se somete el petróleo se conoce con el nombre Refinación y a los espacios físicos donde se ubican estos procesos se denominan refinerías.

Las refinerías existentes durante las etapas iniciales de la industria petrolera disponían de esquemas de procesamiento muy sencillos y rudimentarios, básicamente asociados con la destilación del crudo. A medida que fueron apareciendo y desarrollando los nuevos procesos de conversión, la refinerías fueron evolucionando hacia una mayor complejidad e interrelación de los diferentes procesos [Ferreira, 2003].

Hoy por hoy, una refinería tendrá mayor o menor complejidad, de acuerdo al arreglo de unidades de procesos que tenga instaladas, los cuales dependen principalmente de la naturaleza de los crudos empleados como materia prima y de los requisitos exigidos en los productos finales.

Así, aunque cada refinería de petróleo tiene su propio conjunto de instalaciones, en líneas generales puede hablarse de tres tipos de refinerías en cuanto a complejidad:

- a. Destilación / Hidrotratamiento (Hydroskimming)
- b. Conversión Simple o Sencilla
- c. Conversión Profunda

A continuación se presenta una sencilla descripción de cada tipo de instalación:

a) Destilación / Hidrotratamiento (Hydroskimming)

Se refiere a aquellas refinerías en las que el esquema de procesamiento consiste prácticamente en la destilación del crudo (atmosférica y/o al vacío) y, en algunos casos, el posterior hidrotratamiento de los productos livianos /medianos obtenidos para cumplir las metas de calidad en cuanto a ciertos contaminantes claves, como el azufre, nitrógeno y otros. En la figura N°1 se presenta un esquema típico.

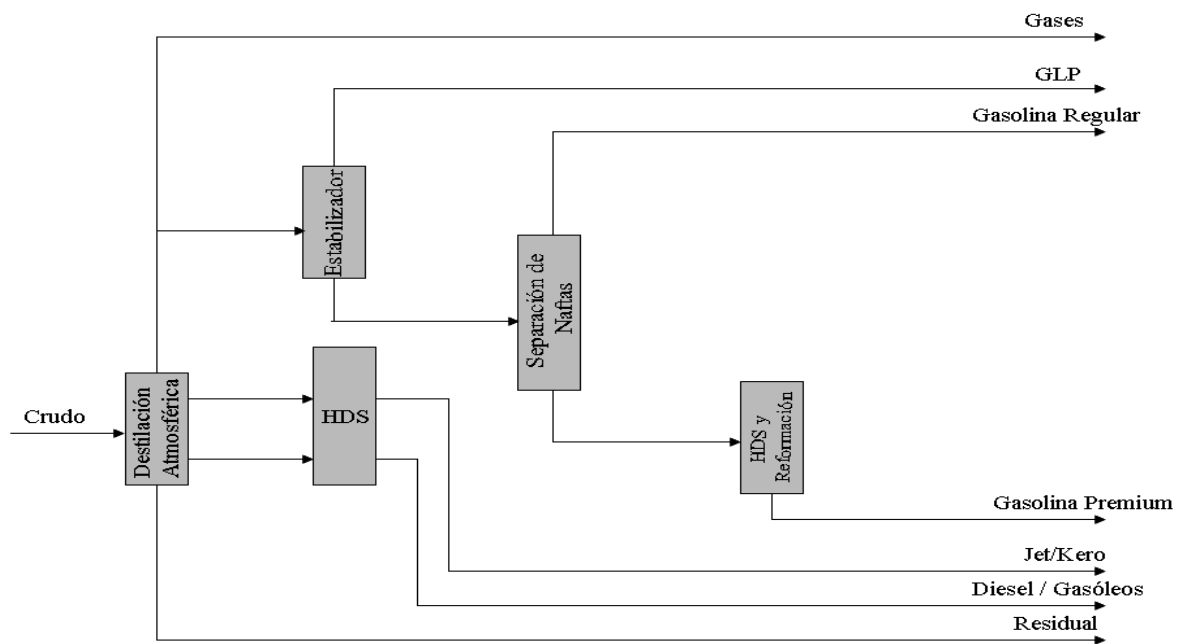


Figura N° 1. Esquema general de una refinería Hydroskimming [Ferreira, 2003]

b) Conversión Simple o Sencilla

Estas refinerías poseen dentro de su esquema de procesamiento unidades adicionales a las de destilación (atmosférica y/o al vacío); estas unidades abarcan procesos de conversión de destilados, los cuales generan, volúmenes adicionales de componentes livianos (en el rango de ebullición del GLP, gasolinas o destilados livianos), entre estos procesos están: la desintegración catalítica (FCC)

y el hidrocrqueo de gasóleos. También existen procesos orientados a la conversión de naftas para el mejoramiento de octanaje, entre ellos están: la isomerización, la reformación y la alquilación, tal como se muestra en la figura N°

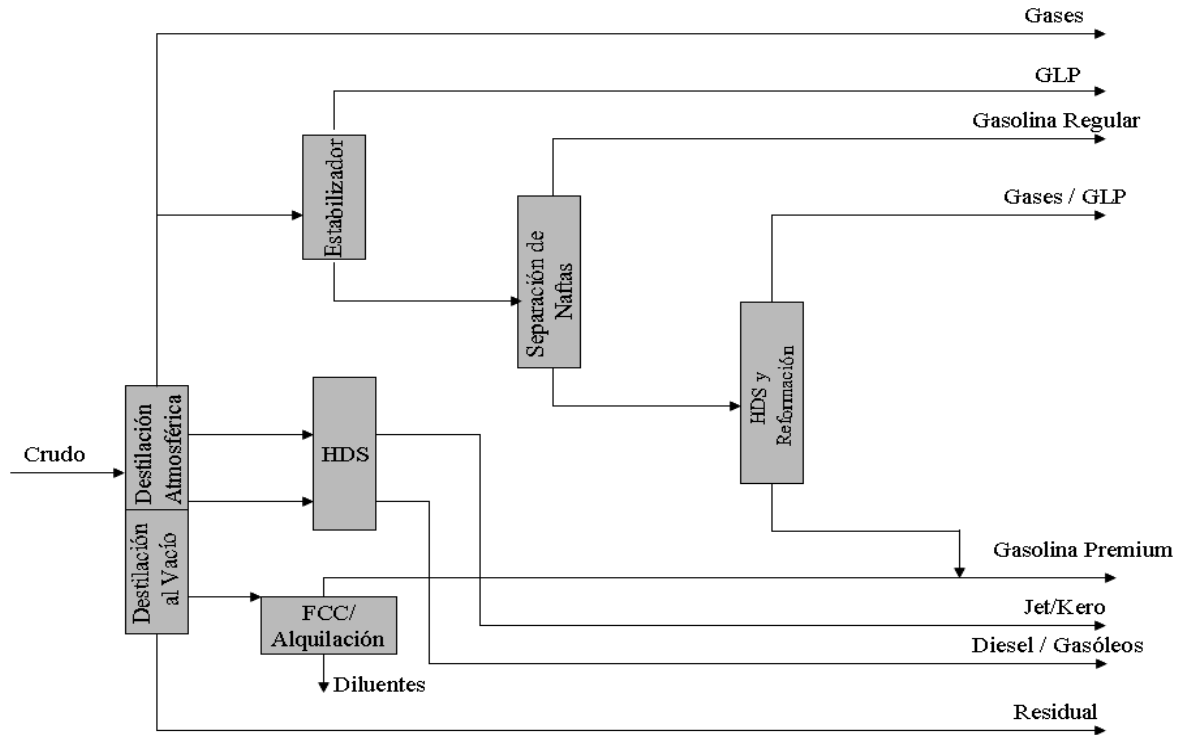


Figura N° 2. Esquema general de una refinera de conversión sencilla [Ferreira, 2003]

c) Conversión profunda

Estas refineras son llamadas de conversión profunda, debido a que además de presentar las unidades de una refinera de tipo conversión sencilla, tienen procesos para convertir el residuo corto o de vacío en productos más livianos, bien sea gasolinas o destilados.

Generalmente, este tipo de esquema es el que poseen las refineras venezolanas debido a que actualmente gran parte de las reservas petroleras de nuestro país corresponden a crudos pesados y extrapesados, por lo que se prevé que la proporción de este tipo de crudos en la dieta de nuestras refineras se incrementará considerablemente. En la figura N° 3 se presenta un esquema general de este tipo de refinera.

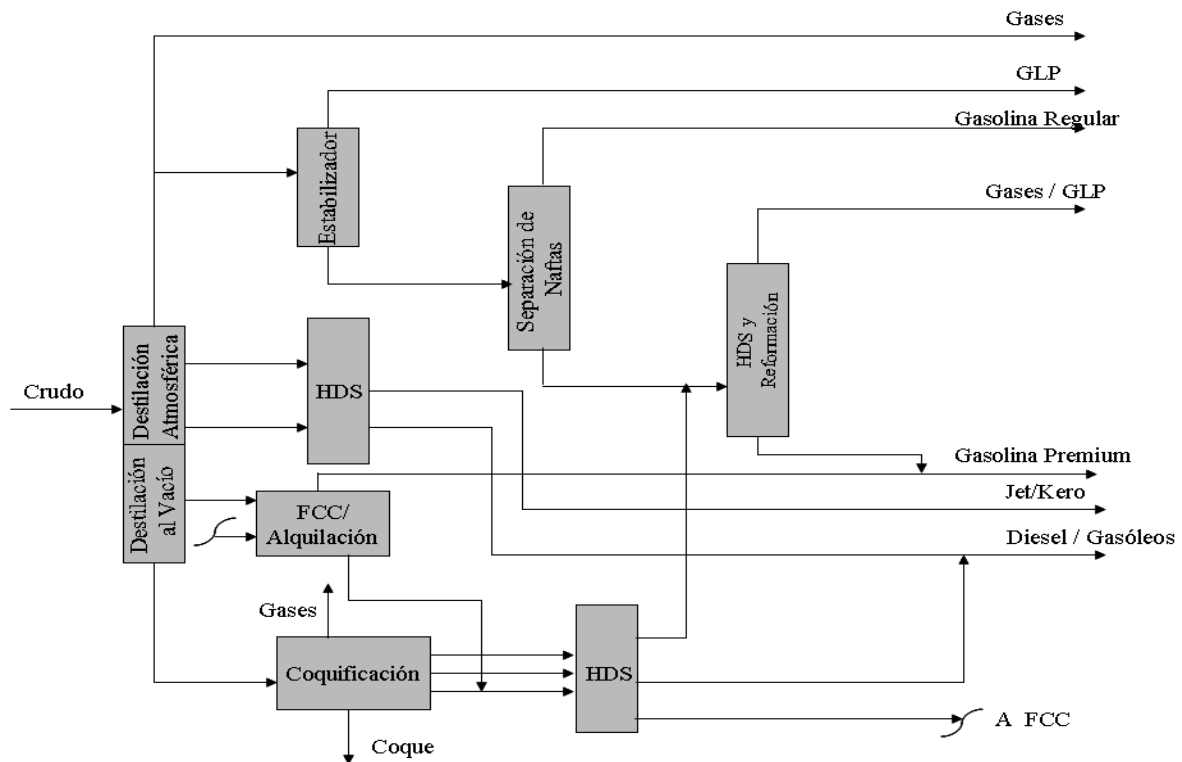


Figura N° 3. Esquema general de una refinería de conversión profunda [Ferreira, 2003]

A continuación se explica de manera resumida cada uno de los procesos involucrados en una refinería.

PROCESOS DE REFINACIÓN

Los procesos de refinación de petróleo se dividen en: procesos de separación física, procesos de conversión y procesos de tratamiento.

PROCESOS DE SEPARACIÓN FÍSICA

Son los procesos donde no ocurren cambios en la estructura química, pero se aprovechan las características fisicoquímicas de los hidrocarburos para realizar la separación por temperatura de ebullición de los diferentes productos primarios: gas, nafta, kerosene, destilados y residuales [CORPOVEN, 1990]. Entre estos procesos se encuentran:

Destilación Atmosférica

La destilación es uno de los procesos de mayor importancia y uso en la industria de la refinación del petróleo y su aplicación se fundamenta en las diferencias en las temperaturas de ebullición de los diferentes compuestos que constituyen el crudo.

La unidad de destilación atmosférica (topping) es la primera sección en un complejo de refinería, donde el crudo es separado en fracciones a la presión atmosférica. El número y la cantidad de estas fracciones dependen de los requerimientos específicos del cliente.

Los productos que se obtienen de la unidad de destilación, dependiendo de las características del crudo, pueden ser vendidos directamente como productos terminados, mezclados con otras corrientes, tratados para mejorar alguna de sus propiedades y/o procesados para incrementar la producción de gasolinas y destilados medios. [Manual de PDVSA, 1994]

Destilación al Vacío

Es el proceso en el que se fracciona el aceite residual proveniente de la destilación atmosférica en un recipiente que opera al vacío.

El aceite residual proveniente de la unidad de destilación atmosférica está constituido por hidrocarburos, cuyas temperaturas normales de ebullición están por encima de los 650°F (343°C). Para fraccionar dicho aceite a presión atmosférica, sería necesario calentarlo sobre esta temperatura, causando rompimientos moleculares indeseables (craqueo), reduciendo la calidad de los destilados.

La forma más viable que se ha encontrado para fraccionar este aceite residual, sin producir el rompimiento molecular, es disminuyendo la presión de operación de modo que el aceite pueda entrar en ebullición a temperaturas mucho más bajas que las de “craqueo”.

El proceso es similar a la destilación atmosférica, excepto que la torre se mantiene al vacío (20–40 mmHg) por medio de un condensador de superficie de dos etapas y eyectores de vapor, en donde el crudo reducido de almacenamiento o procedente de la unidad atmosférica es alimentado a la torre de vacío, allí es separado en gasóleo liviano de vacío y gasóleo pesado de vacío, los cuales en apropiada proporción son alimentados al craqueo catalítico. [Manual de PDVSA, 1994]

Los principales productos de una unidad característica de destilación de crudo son: [Gary y Handwerk, 1980]

- (a) *Gas combustible*: el gas combustible consta principalmente de metano y etano. En algunas refinerías se incluye en la corriente de gas combustible propano en exceso del requerido para el GLP. Esta corriente también se conoce como “gas seco”.
- (b) *Gas húmedo*: la corriente de gas húmedo contienen propano y butanos así como también metano y etano. El propano y los butanos se separan para utilizarse en el GLP, y en el caso del butano para el mezclado de gasolina.
- (c) *Nafta*: la corriente de nafta se desulfura y se utiliza en el mezclado de gasolina o se procesa en una unidad de reformación para mejorar su octanaje antes de mezclarse en gasolina.
- (d) *Gasóleos*: los gasóleos ligeros, atmosféricos y de vacío, se procesan en un craqueador de hidrógeno o catalítico para producir combustible diesel. Los gasóleos más pesados de vacío pueden utilizarse también como materias primas para las unidades de proceso de aceites lubricantes.
- (e) *Residuos*: los residuos de la columna de vacío pueden procesarse en un reductor de viscosidad, un coquizador o una unidad de desasfaltado para producir fuel oil o productos craqueados y/o de base para lubricantes. Para crudos asfálticos, se puede procesar posteriormente el residuo para producir asfaltos para carreteras y/o tejados.

PROCESOS DE CONVERSIÓN

Son procesos en los que se obtienen cambios en la estructura química de los componentes, en donde debido a reacciones o mediante la acción de catalizadores y/o temperatura, las moléculas grandes de hidrocarburos se convierten en más pequeñas. Generalmente, van seguidos por procesos de separación para complementarlos.

En términos generales son procesos que profundizan la separación obtenida en la destilación primaria, basándose en la modificación del tamaño y la estructura de las moléculas de hidrocarburos para convertir las fracciones en productos de mayor valor. A continuación se mencionan los más comunes:

Alquilación

Esta operación consiste en combinar olefinas, usualmente propilenos, butenos, amilenos o una mezcla de estos con isobutano, los cuales se introducen en un reactor en presencia de un catalizador ácido para producir un alquilato, el cual es utilizado como mezcla para combustible de alto octanaje. Las condiciones de operación varían de acuerdo al catalizador que se use. Para el caso de ácido fluorhídrico (HF) se emplean temperaturas entre 60 y 120 F y presiones de 100 a 150 Psig y cuando reaccionan en presencia de ácido sulfúrico (H₂SO₄) operan a temperaturas entre 25-55 F y una presión de 10 Psig. [Sardella, 2004]

Isomerización

Es un proceso en el cual se convierten parafinas lineales de bajo peso molecular (butanos, pentanos y hexanos) en isoparafinas de peso molecular similar al del producto alimentado al proceso pero de diferente estructura. [Sardella, 2004].

El uso principal de este proceso en una refinería, es el de convertir el n-butano en isobutano normalmente utilizado como alimentación a la unidad de alquilación, así como también procesar las parafinas normales C₅/C₆ (Pentano/Hexano) provenientes de la unidad de destilación o la de reformación catalítica cuyo

producto es mezclado con la gasolina para aumentar su octanaje. Existen muchas variaciones de este proceso pero los esquemas son similares. [Sittig, 1978]

Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC)

Es considerado el proceso de conversión principal de una refinería, en muchos casos, el craqueo catalítico marca la rentabilidad del negocio de refinación de crudo, ya que la sección de FCC determina si una refinería puede estar en el negocio y ser competitiva en el mercado de hoy.

El principal propósito de este proceso es convertir fracciones de petróleo de altos puntos de ebullición denominadas gasóleos, en gasolina de alto octanaje y aceite de calentamiento de gran valor, utilizando un catalizador con características ácidas. En el ámbito mundial el 45% de la gasolina producida proviene del FCC y de las unidades asociadas como alquilación. Generalmente los productos más importantes obtenidos en esta unidad son: nafta catalítica que se destina al pool de gasolina, aceites cíclicos livianos y pesados que se envían al pool de combustible residual, olefinas que se utilizan en la unidad de alquilación, entre otros [CORPOVEN, 1990].

Hidrocraqueo

El hidrocraqueo es usado para convertir alimentaciones pesadas en productos ligeros con mayor valor comercial. En este proceso, la alimentación es convertida en moléculas de hidrocarburo de cadena más corta, en presencia de hidrógeno y un catalizador. La alimentación, es usualmente gasóleos o destilados medios, y los productos obtenidos son gas de combustible, gasolina y jet. [Sittig, 1978]

Se diferencia del FCC principalmente porque utiliza un lecho de catalizador y la alimentación se mezcla con hidrógeno, lo que permite desulfurar además de craquear la corriente de alimentación. Pese a su excelente rendimiento en jet fuel y gasolinas de alta calidad, lo costoso de la tecnología hace que su aplicación sea algo restringida en la industria. [Martínez, 2005]

Reformación de Naftas

La alimentación más usual para este proceso son las naftas dentro del rango de los hexanos con punto de ebullición cercano a 400 F y su objetivo consiste en mejorar el octanaje o propiedad antidetonante de las mismas las cuales se envían al pool de gasolina y además obtener aromáticos C6-C8 de alta calidad, para ser usadas como materia prima en los procesos petroquímicos. Como subproducto se obtienen gas hidrógeno que normalmente se usa en los procesos de tratamiento de una refinería [INTEVEP, 1990].

Dentro de esta clasificación de procesos de conversión, existen otros más profundos ya que se basan en mejorar las propiedades del crudo pesado de tal forma que pueda competir en el mercado con crudos naturales tradicionales de buenas propiedades para refinación, mediante la aplicación de una tecnología apropiada haciéndolo de fácil manejo y alto rendimiento en productos acabados.

Existen dos grupos básicos de tecnologías en evolución dirigidas al mejoramiento de crudos o a la obtención eficiente de productos en especificaciones comerciales: las basadas en el rechazo de carbono y las de adición de hidrógeno.

Las tecnologías de rechazo de carbono se basan en disminuir el contenido de carbono del hidrocarburo mediante su retiro en forma de coque o carbono puro. Entre estas tecnologías se encuentra: coquificación retardada y flexicoquificación.

En cambio, las tecnologías de adición de hidrógeno, se basan en agregar hidrógeno a altas presiones para lograr de manera simultánea mejorar la relación carbono-hidrógeno, la remoción del azufre y el nitrógeno. Los procesos comerciales son: H-Oil, LC - Finning, HDH, Aquaconversión, entre otros.

Dado que el proceso de coquificación retardada es el de mayor uso en las refinerías se explica a continuación:

Coquificación Retardada

Es un proceso típico de conversión de fondo de barril en una refinería, en donde por medio de un craqueo térmico la carga, principalmente residuos de destilación al vacío, es transformada en productos líquidos y gaseosos más un producto sólido denominado coque de petróleo. [Antonioni, 1999]

Las reacciones de craqueo tienen lugar en las cámaras de coquificación en donde la disposición de coque comienza en el fondo del tambor aumentando el nivel durante la operación de coquificación que ocurre a una temperatura y presión de 930 F y 25-35 Psig, respectivamente. Posteriormente, los productos craqueados son fraccionados obteniéndose corrientes laterales de gasóleo liviano y pesado. El producto de cabecera está constituido por una fase mixta que contiene nafta y productos livianos (gases y GLP), donde la nafta se hidrata y se envía a la unidad de reformación [Antonioni, 1999]. Los gasóleos también son hidrotatados para posteriormente ser enviados a la unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC) para el caso de los gasóleos pesados y para el pool de diesel para el caso de los livianos.

PROCESOS DE TRATAMIENTO

Estos procesos se utilizan para eliminar las impurezas y otros constituyentes que afectan negativamente a las propiedades de rendimiento de los productos acabados o reducen la eficacia de los procesos de conversión. Entre estos procesos se encuentran:

Hidrotatamiento

Es un proceso que complementa a la mayoría de las unidades de una refinería, ya que se basa en la remoción de contaminantes como azufre, nitrógeno, oxígeno y metales pesados de la corriente de hidrocarburo. Para ello se combina una alimentación de hidrocarburos con hidrógeno, en presencia de un catalizador y bajo condiciones de operación apropiadas, bien para preparar carga a otros procesos y/o mejorar la calidad de los productos terminados, o para convertir fracciones a otras de menor punto de ebullición. [Intevp, 1990]

Por otra parte, se puede requerir la conversión de compuestos a otros en el mismo intervalo de ebullición, entre los que se encuentran el hidrotratamiento de la gasolina para convertir las olefinas en parafinas y la saturación de heteroaromáticos del combustible kero-jet para mejorar su punto de humo. Además, otro objetivo de estos procesos es la conversión de fracciones a otras de menor punto de ebullición como el hidrocraqueo de gasóleos para producir diesel, kerosén y gasolina, y el hidrocraqueo de naftas para producir propano y butano. [Gutierrez, 2003]

Tratamiento Químico con Aminas

En los procesos de hidrotratamiento se genera una gran cantidad de ácido sulfídrico (H_2S) proveniente del azufre contenido en los crudos alimentados a la refinería. Tanto el H_2S como su producto de combustión (SO_2), son agentes altamente contaminantes y corrosivos, por lo que deben ser eliminados inmediatamente de las corrientes de refinería.

El lavado de gases con contenido de H_2S se realiza por medio de soluciones alcanolaminas las cuales debido al alto poder de absorción de gases ácidos que poseen, arrastran consigo tanto el H_2S como el CO_2 .

OPERACIONES AUXILIARES

Existen operaciones auxiliares en una refinería que son necesarios para dar soporte al procesado de hidrocarburos, una de estas operaciones es el proceso claus que se usa para la recuperación de azufre elemental a partir de gas rico en ácido sulfhídrico, a través de su reacción con el oxígeno del aire puede recuperar un 94% del azufre contenido en una corriente de gases ácidos ricos en H_2S , quedando un remanente para ser descargado a la atmósfera. Los controles ambientales actuales son tan severos que en muchos casos, el uso de una sola planta tipo Claus no es suficiente. En estos casos, se debe añadir un proceso de limpieza de los gases de cola. [Manual PDVSA, 1994]. Existen otras operaciones

como la recuperación de residuos ligeros, la eliminación del agua amarga, tratamiento y recuperación de residuos sólidos, entre otros.

MEZCLADO DE CORRIENTES

Una vez que el crudo es sometido a los procesos descritos anteriormente, se obtienen corrientes que generalmente no pueden colocarse directamente para su venta, la mayoría de los productos comerciales como son gasolinas, jet fuel, diesel, etc., están elaborados con dos o más cortes de refinerías los cuales se mezclan en proporciones que permiten maximizar las ganancias y cumplir con las especificaciones de calidad requeridas por los clientes o establecidas en las normas locales o internacionales para el producto en cuestión. [Manual de Documentación Técnica del modelo VTE, 1994]

Ciertas propiedades de mezcla pueden determinarse a partir de los componentes iniciales, promediándolas en forma ponderada; es decir, pueden mezclarse linealmente en peso, y otras en volumen, de acuerdo a la ecuación siguiente: [PDVSA-INTEVEP, 1994]

$$P_s = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{P_i * m_i}{m_s} \quad \text{Ec. 1}$$

Donde:

P = Propiedad de la corriente

s = Corriente de mezcla

m = Flujo másico o volumétrico, de acuerdo al modelo de mezcla (peso o volumen)

i = Número de la corriente

Existen otras propiedades que se mezclan de forma no lineal, debido a que al tratar de estimarlas de forma lineal se generan diferencias significativas entre la propiedad estimada y la real. Uno de los métodos utilizados para estimar estas propiedades, es emplear, en lugar del valor de la propiedad real, una propiedad similar que presenta las características de mezclas lineales. Estas propiedades

auxiliares se llaman factores o índices de mezclado [Manual de Documentación Técnica del modelo VTE, 1994], entre los cuales se pueden citar: índices de mezcla para determinar la presión de vapor reid, número de octanos, número de cetano, punto de humo, entre otros.

Definir cada una de las propiedades de los hidrocarburos y la descripción del tipo de mezcla que se aplica en cada caso resulta de gran importancia, debido a que constituyen restricciones del modelo y que permitirán garantizar las calidades de los productos que se generan en una refinería. A continuación, se explican estas propiedades.

PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS

Presión de Vapor Reid

Es un método utilizado para determinar la presión de vapor de productos de petróleo volátiles y no viscosos. La presión de vapor, en el caso de las gasolinas, es importante para estimar su volatilidad y para medir la seguridad en su transporte.

Como especificación de calidad en la gasolina para motores, se usan un máximo de presión de vapor reid para evitar lo que se conoce con el nombre de bloqueo por vapor en el sistema de combustible, que en realidad no es más que una zona de vapor que se forma en la zona de combustible. [CORPOVEN, 1990]

La prueba de presión de vapor reid se determina mediante la norma COVENIN 875-81 (ASTM-323). Esta propiedad se mezcla en volumen a partir de las siguientes ecuaciones:

$$I_{PVR_i} = (PVR_i)^{1,25} \quad Ec. 2$$

$$I_{PVR_s} = \sum_{i=1}^n I_{PVR_i} * \frac{V_i}{V_s} \quad Ec. 3$$

$$PVR_s = (I_{PVR_s})^{1/1,25} \quad Ec. 4$$

Donde:

I_{PVR_i} = Índice de presión de vapor reid de la corriente i

v = Flujo volumétrico

PVR_s = Presión de vapor reid de la mezcla

Número de Octanos

El número de octanos es una prueba de calidad de las gasolinas que ha presentado una gran ayuda en el progreso de los modernos combustibles para motores. El número de octanos de un combustible indica su relativa tendencia a producir detonación bajo las condiciones específicas de la prueba, la cual se realiza en un motor prototipo. El resultado de la prueba se determina, comparando el comportamiento del combustible que se analiza con el de dos combustibles de referencia cuyos comportamientos han sido fijados de antemano.

Al iso octano puro se le ha asignado un octanaje de 100, porque no produce detonación en la mayoría de los motores. Al heptano normal de similar pureza, se le ha dado una relación normal de detonación igual a 0, porque produce detonación en casi todos los motores. Mezclando diferentes porcentajes de estos hidrocarburos, se obtiene una mezcla que produce el mismo comportamiento o intensidad de detonación que el combustible que se analiza. [CORPOVEN, 1990]

En la actualidad se utilizan dos métodos para medir el octanaje: el método Research (RON) y el método Motor (MON), los cuales operan bajo las condiciones que se muestra en la tabla N° 1.

Tabla N° 1. Condiciones de operación del método MON y RON [CORPOVEN, 1990]

Motor (MON)	Research (RON)
900 RPM	600 RPM
Avance automático de encendido	Punto de encendido fijo
Tubo múltiple de entrada a temperatura de 148,9 °C (300°F)	Tubo múltiple de entrada a temperatura ambiente
Admisión de aire a temperatura ambiente	Admisión de aire a temperatura de 51,7 °C (125°F)

Los números de octanos obtenidos por el método Research son por lo general más altos que los obtenidos con el método Motor y se determinan por los siguientes métodos:

Research: COVENIN 885-81 (ASTM D-2699)

Motor : COVENIN 893-81 (ASTM D-2700)

El cálculo de número de octanos para mezcla se obtiene a partir de las siguientes ecuaciones: [PDVSA-INTEVEP, 1994]

$$IOct_i = 3,205 + 0,279^{(0,031 * NOct_i)} \quad Ec. 5$$

$$IOct_s = \sum_{i=1}^n IOct_i * \frac{v_i}{v_s} \quad Ec. 6$$

$$NOct_s = \frac{\log(IOct_s - 3,205)}{0,03 * \log 0,279} \quad Ec. 7$$

Donde:

$IOct_i$ = Índice de octanos de la corriente i

v = Flujo volumétrico

$NOct_s$ = Número de octanos de la mezcla

Gravedad Específica (G.e)

La gravedad específica o densidad relativa de una sustancia es la relación entre la masa de un volumen dado de líquido a 15,6°C (60 F) y la masa de un volumen igual de agua pura a la misma temperatura. Partiendo de esta definición, se puede deducir que la gravedad específica de las sustancias que pesan menos que el agua, es menor que uno. Con la excepción de algunas fracciones asfálticas muy pesadas, el petróleo y sus productos, tienen una gravedad específica menor que uno.

Para medir la gravedad del petróleo y sus productos, generalmente se emplea la gravedad API, en lugar de la gravedad específica. La relación entre las dos es la siguiente:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{G.e(60/60^{\circ}F)} - 131,5 \quad Ec. 8$$

Para el caso de mezclas de corrientes, no se utiliza $^{\circ}API$ sino la gravedad específica del hidrocarburo el cual se mezcla linealmente en volumen.

Número Luminómetro/ Punto de humo

El número luminómetro, al igual que el ensayo del punto de humo, indican la calidad de la combustión del combustible (jet, turbocombustibles). Ambos métodos son similares.

El número luminómetro se define como la temperatura que alcanza la llama de un combustible analizado, en comparación con un combustible prueba.

El punto de humo es una prueba que consiste en medir la altura de la llama que produce un combustible, sin despedir humo. A mayor punto de humo se obtiene una mejor calidad de combustión. Los hidrocarburos parafínicos generalmente presentan un punto de humo más alto que el correspondiente a los hidrocarburos aromáticos. Esta prueba se determina mediante la norma COVENIN 895-892 (ASTM D-1322)

Para mezclar el número luminómetro de destilados, es necesario convertir estos a los números de mezcla correspondientes (LBN), para luego efectuar el promedio ponderado en peso.

El cálculo de estos números de mezcla se realiza a partir de la siguiente ecuación:

$$LBN = \left(\frac{1000}{2,68 * (N^{\circ}Lum.) + 234} \right)^2 \quad Ec. 9$$

En el caso de que sólo se disponga de datos de punto de humo, estos pueden llevarse a números luminómetros utilizando la siguiente correlación:

$$N^{\circ} Lum. = 2,58571 * Pto Humo - 7,96825 \quad Ec. 10$$

Número de Cetano/Índice de Cetano

El número de cetano es el porcentaje de cetano puro, en una mezcla de cetano y heptametilnonano, que tiene la misma calidad de ignición que una muestra de combustible diesel. Esta calidad se especifica para los destilados medios y es análoga al número de octano de la gasolina. Además, es una propiedad que presenta un comportamiento lineal.

Sin embargo, cuando no es factible determinar el número de cetano a través de la prueba de laboratorio correspondiente (no se dispone de la cantidad de muestra requerida, por ejemplo), es posible estimar la calidad del producto a través del índice de cetano por el método ASTM. D-976. Este índice no puede utilizarse para combustibles diesel que contengan material sintético, componentes craqueados o con puntos finales de ebullición inferiores a 500 F. Tampoco es recomendable para mezclas que contengan aditivos mejoradores. [Baird,1989]

El índice de cetano se calcula a partir de la siguiente ecuación [Baird,1989]:

$$IC = 454,74 - 1641,416 * DEN + 774,74 * DEN^2 - 0,554 * MBC + 97,803 * (LOG(MBC))^2 \quad Ec. 11$$

Donde:

IC = Índice de cetano

API = Gravedad API

DEN = Densidad a 15 °C, g/ml

MBC = Temperatura de ebullición a 50% volumen recuperado

Contenido de azufre

El contenido en azufre y la densidad API son las dos propiedades que tienen mayor influencia en el valor del crudo de petróleo, así como también en sus productos cuando este es refinado. El contenido en azufre se expresa como tanto por ciento en peso de azufre y varía desde menos de un 0,1% hasta más de un 5%. Los crudos con un contenido mayor al 0,5% de azufre requieren generalmente un procesamiento más extenso que los que poseen un porcentaje de azufre inferior. [Gary y Handwerk, 1980]

El contenido de azufre aumenta hacia los cortes más pesados del crudo, concentrándose generalmente en el último y es una propiedad que mezcla linealmente en peso. Esta propiedad aplica a todos los cortes del crudo debido a que la presencia de azufre es un factor importante al momento de medir la complejidad y los costos del proceso de refinación.

Viscosidad /Índice de Viscosidad

La viscosidad es la propiedad que mide la fricción interna o la resistencia de un líquido a fluir. Se mide en términos del tiempo requerido para que una muestra fluya a una temperatura definida a través de un tubo estándar. Las escalas comúnmente utilizadas para la medición de la viscosidad son Saybolt Universal (seg.), Saybolt Furol (seg.) y la cinemática (Centistokes). [Ferreira, 2003]

La viscosidad de un líquido es menor a medida que se incrementa la temperatura, por lo tanto la temperatura a la cual se realiza la medida de viscosidad debe ser también incluida cuando se reporta esta propiedad.

La viscosidad es una propiedad que presenta un comportamiento no lineal. Para el caso de mezclado de corrientes, se han desarrollado diferentes métodos para poder realizar la operación linealmente. Un método utilizado es el uso de índice de mezcla VBI (viscosity blending index), el cual mezcla linealmente en peso. Debe destacarse que las viscosidades de todos los componentes de la mezcla deben ser a

la misma temperatura de medición ya que los índices de mezcla calculados, únicamente mezclan linealmente a una temperatura constante.

El índice VBI se determina con las siguientes ecuaciones: [Ferreira, 2003]

$$VBI = 41,10743 - 49,08258 * \log(\log(CST + 0,8)) \quad Ec. 12$$

$$VBI = 35,3766 - 41,36497 * \log(\log(SSF + 0,8)) \quad Ec. 13$$

Donde:

CST = Viscosidad a 122 F, centistokes

SSF = Viscosidad cinemática a 122 F, Saybolt Furol

Punto de Congelamiento (Freezing Point)

El punto de congelamiento, es la temperatura a la cual se solidifica un producto. Se calcula bajo un procedimiento que consiste en enfriar la muestra, agitándola. Al observar una turbidez en la muestra, se deja de agitar y al desaparecer la turbidez se mide la temperatura de congelamiento. El punto de congelamiento máximo se especifica para todos los turbocombustibles y Jet de aviación, como una medida de la temperatura mínima a la cual el combustible puede ser usado sin riesgos de solidificación de hidrocarburos, los cuales pueden taponar líneas y depositarse en los tanques de combustible. Se estima a partir de la norma COVENIN 881 (ASTM D-2622).

Para el caso de mezclas se utiliza el índice de punto de congelamiento (FRI) el cual mezcla linealmente en volumen, la correlación se muestra a continuación:

$$\ln FRI = 96,977 - 14,286 * \log(FRZ + 460)$$

Donde:

Ec. 14

FRI = Índice de punto de congelamiento, F

FRZ = Punto de congelamiento, F

En la tabla N° 2, se presenta de manera resumida las propiedades de los crudos, así como el tipo de mezcla que debe aplicarse para cada una de ellas:

Tabla N° 2. Tipo de mezcla según la propiedad a determinar [Manual de Documentación Técnica, 1994]

Propiedad	Tipo de mezcla	Especificación para:
Gravedad específica	Linealmente en volumen	Todo
Número de octanos	Linealmente con IOct en volumen	Gasolina
Presión de vapor reid	Linealmente I_{pVR} en volumen	Gasolina
Contenido de azufre	Linealmente en peso	Todo
Índice de cetano	Linealmente en volumen	Diesel
Viscosidad	Linealmente con VBI en volumen	Combustible Residual
Punto de humo	Linealmente con índice de LBN en peso	Jet
Punto de congelamiento	Linealmente con FRI en volumen	Jet

PRODUCTOS DE REFINACIÓN

Una vez que el crudo es procesado en las unidades de la refinería se mezclan las corrientes afines y se obtienen productos terminados los cuales se clasifican en combustibles y especialidades. Los combustibles son quemados para producir energía y son los que se producen en mayor cantidad en una refinería. Entre estos productos tenemos: la gasolina, el jet fuel, diesel y residuales. En cuanto a las especialidades se encuentran los lubricantes, asfaltos, ceras y solventes, los cuales presentan un uso distinto a la de los combustibles.

COMBUSTIBLES

Gasolina

La gasolina es una mezcla de cientos de hidrocarburos diferentes que van desde el butano C_4 hasta productos como el metil naftaleno (C_{11} - C_{12}). En su composición existen hidrocarburos de tipo parafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos. La gasolina terminada, puede contener aditivos tales como antioxidantes, desactivadores de metal y detergentes, los cuales le confieren características

específicas. Generalmente es utilizada en motores de combustión interna. [Ferreira, 2003]

Las especificaciones de calidad en la formulación de gasolinas son: octanaje, RVP, contenido de azufre, entre otras (ver Tabla N° 2).

Jet Fuel

Es un producto terminado, de rango de destilación entre 150 y 300 °C, obtenido a partir de la destilación atmosférica o de otros procesos de refinación. Su principal uso es en turbinas de aviación.

Las especificaciones de calidad son: punto de congelación, punto de humo, contenido de azufre y contenido de aromáticos.

Diesel

Es un producto que se obtiene por la mezcla de corrientes provenientes de procesos de destilación del crudo y que eventualmente puede incorporársele corrientes livianas de craqueo, para ser utilizado en motores de encendido por compresión. Su rango de destilación esta entre 250 y 350°C y su principal uso es en motores Diesel. [Ferreira, 2003]

Las principales especificaciones de calidad son: índice de cetano, contenido de azufre, contenido de aromáticos, entre otras (ver Tabla N°2).

Residuales

Es un producto terminado, que resulta de la mezcla de residuos de destilación con destilados y/o con otros productos de la refinería. Se usa generalmente como combustible en centrales termoeléctricas y en barcos. Sus principales especificaciones de calidad son: contenido de azufre, viscosidad y contenido de sólidos filtrables. [Aquino, 2003]

TENDENCIAS EN CALIDAD DE COMBUSTIBLES

Las refinerías alrededor del mundo deben enfrentar una serie de importantes retos, no solo en el ámbito económico rodeado de bajos márgenes de refinación y mercados donde la oferta supera a la demanda, sino que además deben cumplir con una serie de especificaciones de calidad en sus productos, los cuales repercuten severamente en los beneficios monetarios del negocio de la refinación de petróleo.

Los combustibles derivados del petróleo seguirán jugando un rol importante en la energía mundial por algunos años más, pero se requiere que las industrias de refinación inviertan en tecnologías para convertir crudos cada vez más pesados en productos terminados de alta calidad.

Hoy en día, cuando los precios del petróleo son sustancialmente elevados, la atención de consumidores y productores se torna hacia los combustibles alternativos. Las tendencias internacionales sobre gasolina (ver tabla N° 3), en materia de especificaciones apuntan hacia:

- a. La reducción del contenido de aromáticos, olefinas y azufre, con la finalidad de disminuir la contaminación atmosférica por ozono, partículas y compuestos tóxicos en zonas urbanas.
- b. Eliminación del plomo de las gasolinas.
- c. Contenido de benceno limitado al 1%.

Tabla N° 3. Especificación de la gasolina por regiones [INTEVEP, 2006]

Región	Azufre, ppm	Rvp, Psi	Olefinas, % Vol.	Benceno, % Vol.	Aromáticos, % Vol.	Oxígeno, % Peso
América Latina	400 (2005)	9-11,5	25	2,5	45	2,7
U.S	30 (2006)	7 (2005)	10	1 (2005)	20	2,7
California	15 (2002)	7 (2006)	4 (2005)	0,7 (2005)	35 (2003)	2,7
Canadá	80 (2005)	10,5 (2001)	-	1 (1999)	-	-

Región	Azufre, ppm	Rvp, Psi	Olefinas, % Vol.	Benceno, % Vol.	Aromáticos, % Vol.	Oxígeno, % Peso
Unión Europea	50 (2005)	8,7-10,2 (2005)	18 (2005)	1 (2005)	35 (2006)	2,7 (2000)
Japón	30-50 (2005)	10,5 (2001)	33	1 (1999)		
Australia	150 (2005)	9,7-10,1	18 (2005)	1 (2006)	42 (2005)	1 (2004)

Las tendencias futuras en cuanto a las especificación de azufre para gasolinas se presenta en la figura N° 5.

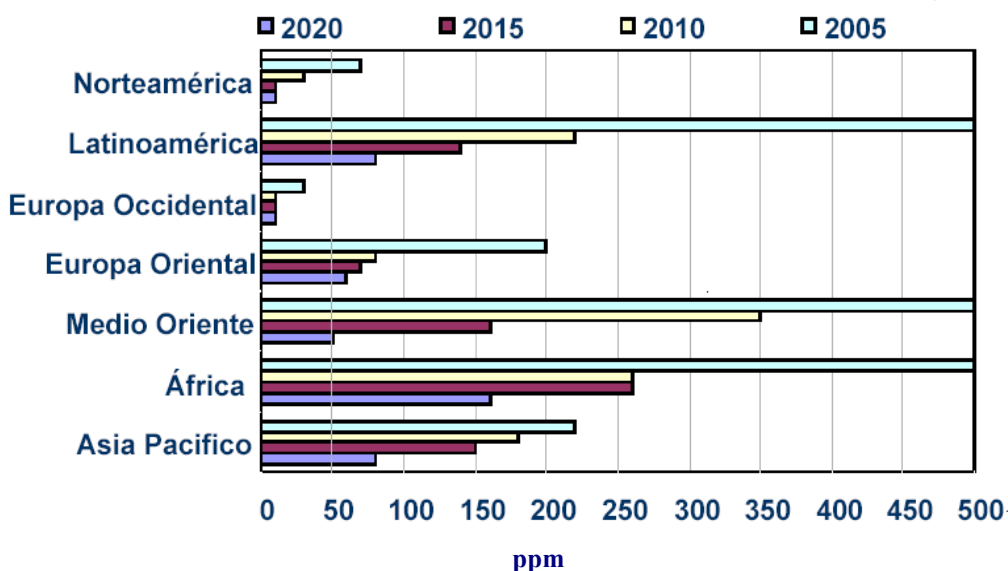


Figura N° 4. Tendencias futuras de azufre en gasolinas [INTEVEP, 2006]

Se puede observar que actualmente las regiones que presentan mayor porcentaje de azufre (500 ppm) en las gasolinas corresponden a Latinoamérica, Medio Oriente y África, las cuales tienden a disminuir gradualmente con el paso de los años. Se estima que para el 2020 no llegará a 100 ppm.

En cuanto a las especificaciones del diesel, las tendencias internacionales muestran una disminución en el contenido de aromáticos, azufre y un incremento en el número de cetano. Estas especificaciones obedecen a requerimientos tecnológicos y ambientales de los nuevos vehículos con diesel en Europa y USA.

En la tabla N° 4 se presenta al igual que la gasolina, las especificaciones del diesel por regiones.

Tabla N° 4. Especificación del diesel por regiones [INTEVEP, 2006]

Región	Azufre, ppm	N° de Cetano, adim.	Aromáticos, % Vol.	Densidad, kg/m ³
América Latina (2005)	2000	47	30	820-860
U.S (2006)	15	-	36	876
U.S (2010)	10	55	15	-
Canadá	15	-	-	-
Unión Europea (2005)	50	51	35	845
Unión Europea (2009)	10	58	10	825
Japón (2005)	10	-	-	-
Korea (2005)	50	-	-	-

Y para del jet fuel, el contenido de azufre máximo permitido a nivel mundial es de 3000 ppm, aunque el nivel promedio actual es más bajo. No existen nuevas propuestas para reducir el contenido de azufre en el jet fuel por debajo de su límite actual. Existen otras especificaciones, las cuales se presentan en la tabla N° 5.

Tabla N° 5. Especificaciones actuales del jet fuel [INTEVEP,2006]

Propiedad	Límite
Partículas Contaminantes, mg/L	Máx. 1
Acidez Total, mg HOH/g	Máx. 0,015
Aromáticos, %v/v	Máx. 25
Azufre, % p/p	Máx. 0,30
Punto de Humo, mm	Máx. 22
Punto de Congelación, °C	Máx. -47,0

SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN

Cuando existe la responsabilidad de conducir un sistema dado, y mayor aún si se trata de una refinería, se deben tomar continuamente decisiones acerca de las acciones que se ejecutará sobre el sistema. Estas decisiones deben ser tales que la conducta resultante satisfaga de la mejor manera posible los objetivos planteados. Para poder decidir correctamente es necesario saber cómo responderá el sistema ante una determinada acción. Esto podría hacerse por experimentación con el sistema mismo, pero factores como costos, seguridad y otros hacen que esta opción generalmente no sea viable. A fin de superar estos inconvenientes, se reemplaza el sistema original por otro sistema, que en la mayoría de los casos, es una versión simplificada. Este último sistema denominado *modelo*, es utilizado para llevar a cabo las experiencias necesarias sin los inconvenientes planteados anteriormente, y al proceso de experimentar con un modelo se denomina *simulación*. En la simulación se pueden distinguir las siguientes etapas:[Tarifa, 1999]

Formulación del Problema: en este paso debe quedar perfectamente establecido el objetivo de la simulación. El cliente y el desarrollador deben acordar lo más detalladamente posible los siguientes factores: los resultados que se esperan del simulador, el plan de experimentación, el tiempo disponible, las variables de interés, el tipo de perturbaciones a estudiar, el tratamiento estadístico de los resultados, la complejidad de la interfaz del simulador. Se debe establecer si el simulador será operado por el usuario o si el usuario sólo recibirá los resultados. Finalmente, se debe establecer si el usuario solicita un trabajo de simulación o un trabajo de optimización. Esto es muy importante porque el usuario puede no conocer la diferencia entre simular y optimizar. Por ejemplo, si el estudio es sobre los efectos causados por cambios de calidad de la materia prima sobre la producción en una refinería, es necesario establecer claramente si se desean determinar los posibles efectos causados por estos cambio de calidad, o si se desean determinar las nuevas condiciones de operación para que la refinería responda de la mejor manera posible ante estos cambios. En el primer caso se

plantea un estudio de simulación mientras que el segundo se plantea un estudio de optimización.

Formulación del modelo: en esta etapa se desarrolla un modelo simple que captura los aspectos relevantes del sistema, el cual se irá enriqueciendo como resultados de varias iteraciones.

Colección de datos: la naturaleza y cantidad de datos necesarios están determinadas por la formulación del problema y del modelo. Los datos pueden ser provistos por registros históricos o mediciones realizadas en el sistema real.

Implementación del modelo en la computadora: el modelo es implementado utilizando algún lenguaje de computación. Existen lenguajes específicos de simulación que facilitan esta tarea; también, existen programas que ya cuentan con modelos implementados para casos especiales.

Verificación: en esta etapa se comprueba que no se hayan cometido errores durante la implementación del modelo.

Validación: Se comprueba la exactitud del modelo desarrollado. Esto se lleva a cabo comparando las predicciones del modelo con: mediciones realizadas en el sistema real, datos históricos o datos de sistemas similares. Como resultado de esta etapa puede surgir la necesidad de modificar el modelo o recolectar datos adicionales.

En la figura N° 5 se muestran como se vinculan generalmente la optimización con la simulación.

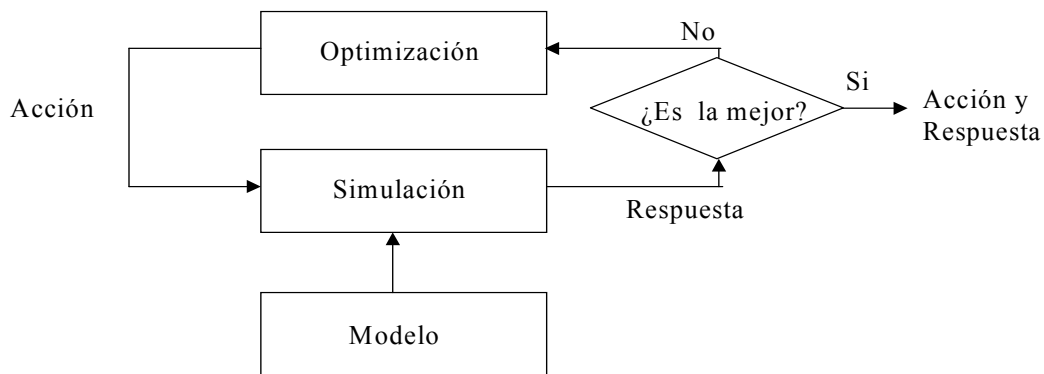


Figura N° 5. Relación entre Optimización y Simulación [Tarifa, 1999]

Por otra parte, determinar la acción que debe realizarse sobre el sistema para que este cumpla de la mejor manera posible con los objetivos deseados es misión de la optimización. Para formular un modelo de optimización se debe definir los siguientes componentes:

Identificar las variables de decisión: las variables de decisión representan las alternativas de decisión del problema. Pertenecen a la propia naturaleza del problema y no pueden ser establecidas arbitrariamente.

Fijar las restricciones: las restricciones de un problema de optimización definen el conjunto de valores que pueden tomar las variables de decisión.

Función objetivo: esta función representa lo que se desea optimizar.

A partir de lo anterior, se obtienen un modelo de optimización con la siguiente estructura:

$$\begin{aligned}
 &\text{Optimizar } f(x) && x \in R^n \\
 &\text{Sujeto a:} \\
 &g_i(x) \leq b_i && i = 1, \dots, u \\
 &h_i(x) \geq c_i && i = u+1, \dots, v \\
 &j_i(x) = d_i && i = v+1, \dots, m
 \end{aligned}$$

Donde :

$f(x)$ = es la función objetivo del modelo de optimización y está definida en el espacio real n-dimensional R^n

$g_i(x), h_i(x), j_i(x), \forall i=1, \dots, m$ son funciones definidas en el espacio real n-dimensional R^n y representan las restricciones de desigualdad e igualdad del modelo.

TÉCNICAS DE OPTIMIZACIÓN

En vista de lo anterior, y dado que las refinerías modernas de petróleo están orientadas a tratar una gran variedad de crudos a partir de su procesamiento por las diversas unidades de separación, conversión y tratamiento presentes en la misma, para obtener productos que cumplan con las especificaciones y la demanda existente, resulta importante optimizar la planificación en la producción de cada una de estas unidades de proceso, así como también definir la mezcla óptima de crudos a procesar, de tal forma de maximizar su economía.

Para lograr esta tarea, actualmente se cuentan con técnicas de optimización, donde la más utilizada es la programación lineal (LP). Para ésta técnica, tanto la función objetivo como las restricciones de desigualdad e igualdad, presentan una estructura lineal, además deben satisfacer dos propiedades principales: proporcionalidad y aditividad.

La proporcionalidad requiere que la contribución de cada variable de decisión, sea directamente proporcional al valor de la variable y la aditividad estipula que la contribución total de todas las variables en la función objetivo y sus requerimientos en las restricciones, sean la suma directa de las contribuciones o requerimientos individuales de cada variable. [Taha, 2004]

Ahora, si una de las funciones descritas es no lineal, entonces se denomina modelo de programación no lineal (NLP). En el caso de que las variables del modelo son enteras, es decir, que no presentan decimales se denomina modelo de

programación no lineal entero (INLP). Esto también aplica para modelos lineales, denominándose modelo de programación lineal entero (ILP). [Scenna, 1999]

Puede ocurrir que el modelo posea variables continuas (presentan cualquier valor positivo) y enteras mezcladas, en ese caso se denomina modelo de programación lineal entero mixto (MILP) y modelo no lineal entero mixto (MINLP), respectivamente. Cada tipo de modelo de programación matemática tiene asociado algoritmo particulares.

La técnica LP tiene gran aplicación en la industria de refinación, como ejemplo del uso de esta herramienta tenemos: [Maurin, 1973]

1. La determinación de la composición óptima de mezclas (gasolina, gas-oil, fuel-oils, etc.)
2. La preparación de los programas de una refinería (anuales, trimestrales, etc.)
3. El estudio de planes a largo plazo, con elección de las inversiones a realizar (tipos de unidades a construir)
4. La optimización de las unidades de procesos de una refinería, entre otras.

Por otra parte, la programación lineal se usa normalmente a nivel de visualización de proyectos de planificación (previo a una ingeniería conceptual), por lo tanto no se necesita el detalle que puede aportar los modelos no lineales.

En cuanto a su solución, el algoritmo ampliamente utilizado es el método Simplex diseñado por Dantzig en la década del cincuenta. En la década del ochenta se publicó el método Karmakar como un nuevo y poderoso algoritmo para resolver LP, el cual reemplazaría al Simplex. Dicho algoritmo, por el momento no se utiliza, siendo universalmente usado el Simplex, el cual será explicado a continuación.

MÉTODO SIMPLEX

Es el método mayormente empleado para resolver modelos de programación lineal, el cual es un procedimiento iterativo que permite ir mejorando la solución a

cada paso. En donde, una vez formulado el modelo constituido por una función objetivo y el conjunto de restricciones, el método consiste básicamente en:

Convertir las desigualdades en ecuaciones: En las restricciones (\leq), el lado derecho se puede imaginar como representando el límite de disponibilidad de un recurso, y en ese caso el lado izquierdo representaría el uso de ese recurso limitado por parte de las actividades (variables) del modelo. La diferencia entre el lado derecho y el lado izquierdo de la restricción (\leq), representa, por consiguiente, la cantidad no usada u holgura del recurso. [Taha, 2004]

Para convertir una desigualdad (\leq) en ecuación, se agrega una variable de holgura (S_i) al lado izquierdo de la ecuación, como se muestra a continuación:

$$g_i(x) + S_i = b_i \quad i = 1, \dots, u$$

$$\text{Donde, } S_i \geq 0$$

Ahora, una restricción (\geq) establece, normalmente, un límite inferior para las actividades del modelo de programación lineal. Por lo tanto, la cantidad por la que el lado izquierdo es mayor que el límite mínimo (lado derecho) representa un excedente. [Taha, 2004]

La conversión de desigualdad (\geq) a igualdad ($=$) se logra restando una variable de excedencia (s_i), del lado izquierdo de la desigualdad, de la siguiente manera:

$$g_i(x) - s_i = b_i \quad i = 1, \dots, u$$

$$\text{Donde, } s_i \geq 0$$

Búsqueda de soluciones factibles: Una vez convertido todas las desigualdades en ecuaciones, el método calcula las posibles soluciones factibles del problema de optimización, que no son más que todas aquellas soluciones que cumplen con todas las restricciones del problema, es decir, que pertenecen a la región factible de solución. Esta región es formada por un polígono cuyos vértices representan dichas soluciones.

Para hallar esos vértices se debe definir en primera instancia, un conjunto de variables llamadas *básicas* y *no básicas*. Las variables no básicas, son todas aquellas que se igualan a cero y para conocer cuantas de todas las variables son las que toman ese valor, sencillamente se hace la diferencia entre el número de variables totales con el número de ecuaciones, a partir de estas se obtiene una solución única para las variables restantes, que son llamadas variables básicas.

Búsqueda de la solución óptima: El método simplex inicialmente toma las variables de decisión como variables no básicas para obtener el primer vértice o punto de esquina. Posteriormente, debe decidir que variable no básica debe aumentar de tal forma que mejore el valor objetivo. Para ello, el método proporciona una regla definida, principalmente para facilitar el desarrollo de un programa de cómputo, debido a que conduce a la menor cantidad de iteraciones. En forma específica, en el caso de maximizar, la variable que tenga el coeficiente positivo mayor en la función objetivo es la que se selecciona para aumentar, se hace lo contrario si el objetivo corresponde a minimizar. Si hay un empate, la selección se hace en forma arbitraria.

Entonces, cuando una variable no básica pasa a ser básica, y viceversa, en terminología del método simplex, se llaman las variables de entrada y salida, respectivamente. Para ello, existen reglas que permiten seleccionarlas, estas se denominan *condiciones de optimalidad* y *condición de factibilidad*, por comodidad, se resumirán a continuación esas condiciones.

- Condición de optimalidad: La variable de entrada en un problema de maximización (minimización) es la variable no básica que tenga el coeficiente más negativo (positivo) en el renglón correspondiente a la función objetivo. Los empates se rompen de forma arbitraria. Se llega al óptimo en la iteración en la que todos los coeficientes de las variables no básicas en el renglón de la función objetivo son no negativos (no positivos).

- Condición de factibilidad: en los problemas de maximización y de minimización, la variable de salida es la variable básica asociada con la mínima razón (intersecciones, o coordenadas x_1 al origen, de todas las restricciones con la dirección positiva del eje x_1) no negativa (con denominador estrictamente no negativo). Los empates se rompen de forma arbitraria.

Para tener una mejor comprensión del método, se va a suponer un caso genérico, en donde la función objetivo (z) depende de dos variables de decisión (x_1 y x_2) y sujeta a cuatro restricciones cada una de las cuales presenta una variable de holgura, obteniéndose cuatro en total (s_1, s_2, s_3, s_4).

$$\begin{aligned} \text{Función objetivo:} \quad & z = ax_1 + bx_2 \\ \text{Sujeto a:} \quad & cx_1 + dx_2 \leq e \\ & fx_1 + gx_2 \leq h \\ & jx_1 + kx_2 \leq m \\ & nx_1 + px_2 \leq q \end{aligned}$$

Transformando las desigualdades a ecuaciones, el modelo que resulta es:

$$\begin{aligned} \text{Función objetivo:} \quad & z = ax_1 + bx_2 + 0s_1 + 0s_2 + 0s_3 + 0s_4 \\ \text{Sujeto a:} \quad & cx_1 + dx_2 + s_1 = e \\ & fx_1 + gx_2 + s_2 = h \\ & jx_1 + kx_2 + s_3 = m \\ & nx_1 + px_2 + s_4 = q \\ \text{donde,} \quad & s_1, s_2, s_3, s_4 \geq 0 \end{aligned}$$

Para hallar los valores de las soluciones factibles y de esta manera encontrar el resultado óptimo, el método simplex desarrolla una matriz en donde introduce el

modelo y como se explico anteriormente, toma inicialmente como variables no básicas a las variables de decisión para obtener la primera solución básica.

Variables no básicas (x_1, x_2)

Variables básicas (s_1, s_2, s_3, s_4)

Tabla N° 6. Matriz inicial simplex

Básica	z	x_1	x_2	s_1	s_2	s_3	s_4	Solución
z	1	-a	-b	0	0	0	0	0
s_1	0	c	d	1	0	0	0	e
s_2	0	f	g	0	1	0	0	h
s_3	0	j	k	0	0	1	0	m
s_4	0	n	p	0	0	0	1	q

Posteriormente, se debe encontrar las variables de entrada y de salida aplicando las condiciones ya explicadas, en la tabla anterior se observa una columna pivote y un renglón pivote, lo cuales se asocian con las variables de entrada y salida, respectivamente. A la intersección de la columna pivote con el renglón pivote se le llama pivote o elemento pivote. Hecho esto, se resuelve la matriz para encontrar la nueva solución básica, para ello se aplica operaciones de renglón de Gauss-Jordan. Los cálculos correspondientes son los siguientes:

1. Renglón pivote

$$\text{Nuevo renglón pivote} = \text{Renglón pivote actual} \div \text{Elemento pivote}$$

2. Todos los demás renglones incluyendo z

$$\text{Nuevo renglón} = (\text{Renglón actual}) - (\text{Su coeficiente en la columna pivote}) \times (\text{Nuevo renglón pivote})$$

Suponiendo que al aplicar las condiciones de factibilidad y optimalidad antes mencionadas al caso genérico planteado, se obtiene como variable de entrada x_1 y como variable de salida s_1 , el cálculo anterior se aplica de la siguiente manera:

1. Nuevo renglón pivote $x_1 = \text{Renglón pivote actual} \div c$
2. Nuevo renglón $z = \text{Renglón } z \text{ actual} - (a) \times \text{Nuevo renglón pivote}$
3. Nuevo renglón $s_2 = \text{Renglón } s_2 \text{ actual} - (f) \times \text{Nuevo renglón pivote}$
4. Nuevo renglón $s_4 = \text{Renglón } s_4 \text{ actual} - (n) \times \text{Nuevo renglón pivote}$

Y así sucesivamente. Para el caso de maximización (minimización), el cálculo termina cuando ninguno de los coeficientes del renglón de la función objetivo (z) asociados con las variables no básicas son negativos (positivos), lo que indica que se ha llegado a la solución óptima. En la figura N° 7 se presenta de manera simplificada el algoritmo del método simplex (ver Apéndice A).

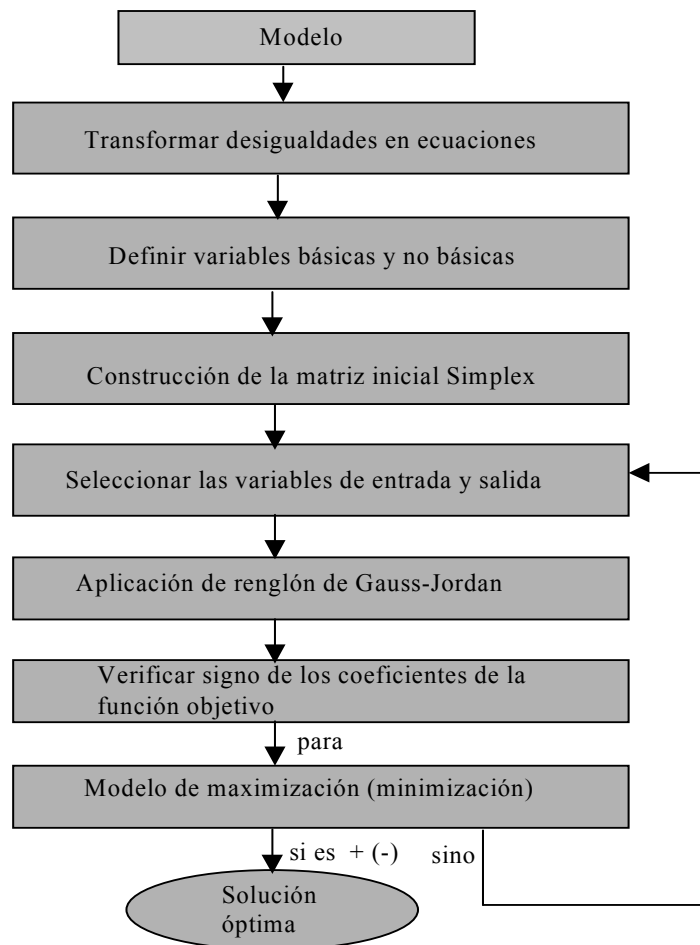


Figura N° 6. Diagrama del algoritmo simplex

Solución artificial de inicio

Como se apreció anteriormente, los programas lineales en los que todas las restricciones son (\leq) con lados derechos no negativos ofrecen una cómoda solución factible básica de inicio con todas las holguras. Los modelos donde intervienen restricciones del tipo $(=)$ o (\geq) no poseen esta propiedad.

El procedimiento para iniciar programas lineales “de mal comportamiento” con restricciones $(=)$ o (\geq) es permitir que variables artificiales desempeñen el trabajo de holguras en la primera iteración, para después, en alguna iteración posterior, desecharlas en forma legítima. Para resolver esto se utiliza el método de dos fases. [Taha, 2004]

Método de dos fases

El método comienza con la programación lineal en forma de ecuación. Una ecuación i que no tenga una holgura (o una variable que pueda hacer el papel de una holgura) se aumenta con una variable artificial, R_i , para formar una solución de inicio parecida a la solución básica con todas las holguras. Sin embargo, como las variables artificiales son ajenas al modelo de programación lineal, se usa un mecanismo de retroalimentación en el que el proceso de optimización trata en forma automática de hacer que esas variables tengan nivel cero. En otras palabras, la solución final será como si las variables artificiales nunca hubieran existido. El resultado deseado se obtiene penalizando las variables artificiales en la función objetivo. [Taha, 2004]

Como su nombre lo indica, resuelve la programación lineal en dos fases: la fase I trata de determinar una solución básica factible de inicio y, si se encuentra se invoca la fase II para resolver el problema original.

Fase I. Las desigualdades se convierten en ecuaciones agregando variables artificiales necesarias para asegurar una solución básica de inicio. Se determina una solución básica de las ecuaciones resultantes, que minimice la suma de las variables artificiales. Si el valor mínimo de la suma es positivo, el problema de programación lineal no tiene solución factible, y termina el proceso. En caso contrario se prosigue con la fase II. [Taha, 2004]

Fase II. Se usa la solución factible de la fase I como solución básica factible de inicio para el problema original y se aplica el mismo procedimiento de operaciones de renglón de Gauss Jordan, ya explicado (ver Apéndice B).

Casos especiales de la aplicación del método simplex

Existen cuatro casos especiales que se presentan al aplicar el método simplex.

- (a) Degeneración.
- (b) Óptimos alternativos.
- (c) Soluciones no acotadas.
- (d) Soluciones inexistentes (o no factibles).

- (a) *Degeneración*: Al aplicar la condición de factibilidad del método simplex, se puede romper un empate en la razón mínima en forma arbitraria. Cuando se presenta un empate, al menos una variable básica será cero en la siguiente iteración, y se dice que la nueva solución es degenerada. Desde el punto de vista práctico la condición indica que el modelo tiene al menos una restricción redundante. [Taha, 2004]
- (b) *Óptimos alternativos*: Cuando la función objetivo es paralela a una restricción obligatoria, es decir, una restricción que se satisface como ecuación en la solución óptima, la función objetivo asumirá el mismo valor óptimo, que se llama óptimos alternativos, en más de un punto de solución. [Taha, 2004]
- (c) *Solución no acotada*: en algunos modelos de programación lineal, los valores de las variables pueden aumentar en forma indefinida sin violar alguna de las restricciones, y eso significa que el espacio de soluciones es no acotado al menos, en una dirección. El resultado es que el valor objetivo puede aumentar (en caso de maximización) o disminuir (si se trata de minimización) en forma indefinida. En ese caso, tanto el espacio de soluciones como el valor óptimo objetivo no están acotados.

La no acotación apunta hacia la posibilidad de que el modelo este mal construido. Las irregularidades más probables en esos modelos son que no se hayan tomado en cuenta una o más restricciones no redundantes, y que los parámetros (constantes) de algunas restricciones pueden no haberse estimado en forma correcta. [Taha, 2004]

- (d) *Solución no factible*: los modelos de programación lineal con restricciones inconsistentes no tienen solución factible. Estos casos nunca suceden si todas las restricciones son del tipo \leq (suponiendo lados derechos no negativos), porque las holguras permiten tener una solución factible. Para otros tipos de restricciones se usan variables artificiales. Aunque esas variables artificiales se penalizan en la función objetivo, para obligarlas a cero en el óptimo, eso sólo

puede suceder si el modelo tiene un espacio factible. En caso contrario, al menos una variable será positiva en la iteración óptima. [Taha, 2004]

HERRAMIENTAS COMPUTACIONALES UTILIZADAS PARA RESOLVER PROBLEMAS DE OPTIMIZACIÓN

En vista de que resolver manualmente un problema de programación lineal, implica cálculos tediosos y voluminosos, existen herramientas computacionales que permiten resolver rápidamente estos problemas. Entre los cuales se puede destacar: PIMS®, SOLVER®, LINDO®, QSB®, SIMAN® entre otros, de los anteriores el de mayor uso es el PIMS, que se explica a continuación.

Process Industry Model System (PIMS)

El Sistema PIMS es la plataforma estándar de la IPPCN (Industria Petrolera Petroquímica y Carbonífera Nacional) desde 1986, empleada para desarrollar modelos de programación lineal de las refinerías de la IPPCN. PIMS es un sistema computarizado diseñado para asistir al economista de refinación en el análisis de problemas, donde se requiere formular modelos individuales de refinerías, complejos petroquímicos y otras facilidades de la industria de procesos, mediante sistema de ecuaciones lineales. [Ferreira, 2003]

Este software emplea la técnica de programación lineal para optimizar la operación y diseño de la industria de procesos a fin de maximizar ganancias o minimizar costos.

Debe aclararse que PIMS no es un modelo. Es un sistema empleado para la creación de modelos, el cual utiliza los datos suministrados por el usuario, en forma de tablas y los convierte en una matriz de programación lineal, luego de la optimización se generan los reportes correspondientes.

De esta manera, se puede modelar una refinería o grupo de refinerías de cualquier parte del mundo, con la mínima información. Esto permite, por ejemplo, evaluar el valor de un crudo en una refinería no venezolana o determinar el efecto de un

nuevo proceso sobre el balance de productos en una refinería existente. PIMS es licenciado por la compañía ASPEN-PIMS, perteneciente a ASPEN TECHNOLOGY. [Ferreira, 2003]

SOLVER

Es un paquete contenido en Microsoft Excel que optimiza los modelos sujetos a restricciones, como los modelos de programación lineal y no lineales, la cual permite obtener las soluciones óptimas para un modelo determinado, y dependiendo de los niveles de la organización se tomen las mejores decisiones para resolver los conflictos de una empresa.

Consiste en dos programas: el primero es un programa de Visual Basic para Excel el cual traduce el modelo escrito en la hoja de cálculo en una representación interna al segundo programa que reside en la memoria fuera de Excel, éste realiza la optimización y luego devuelve al primero la solución encontrada para actualizar la hoja de cálculo. [Azofeifa, 2003]

En términos generales, la idea del SOLVER es tener una celda que corresponda a la función objetivo del programa, esta puede ser de cualquier tipo, lineal o no lineal, contener funciones trigonométricas, probabilísticas o de cualquier otro tipo; esta celda, estará en función de otras que representan a las variables de decisión, cuyo valor será cambiado por SOLVER para ajustarse a la definición del objetivo dentro de los límites que establezcan las restricciones que se deben plantear en otras celdas. [Marín, 2006]

SOLVER utiliza diversos métodos de resolución, dependiendo del problema que tenga que resolver:

- a. Para los problemas de Programación Lineal utiliza el método simplex.
- b. Para problemas lineales enteros utiliza el método de ramificación y acotación implantado por John Watson y Dan Fylstra de Frontline Systems, Inc.

- c. Para problemas no lineales utiliza el código de optimización no lineal (GRG2) desarrollado por Leon Lasdon, de la Universidad de Austin (Texas) y por Allan Waren, de la Universidad de Cleveland.

CAPÍTULO IV

MARCO METODOLÓGICO

Con la intención de desarrollar un modelo matemático que permita optimizar las ganancias de una refinería, se trazó una estrategia metodológica de tal forma de lograr tal fin. Básicamente, el propósito de esta sección del trabajo, es describir los pasos que se llevaron a cabo para cumplir con los objetivos planteados, estos se muestran en el flujograma de la figura N° 8.

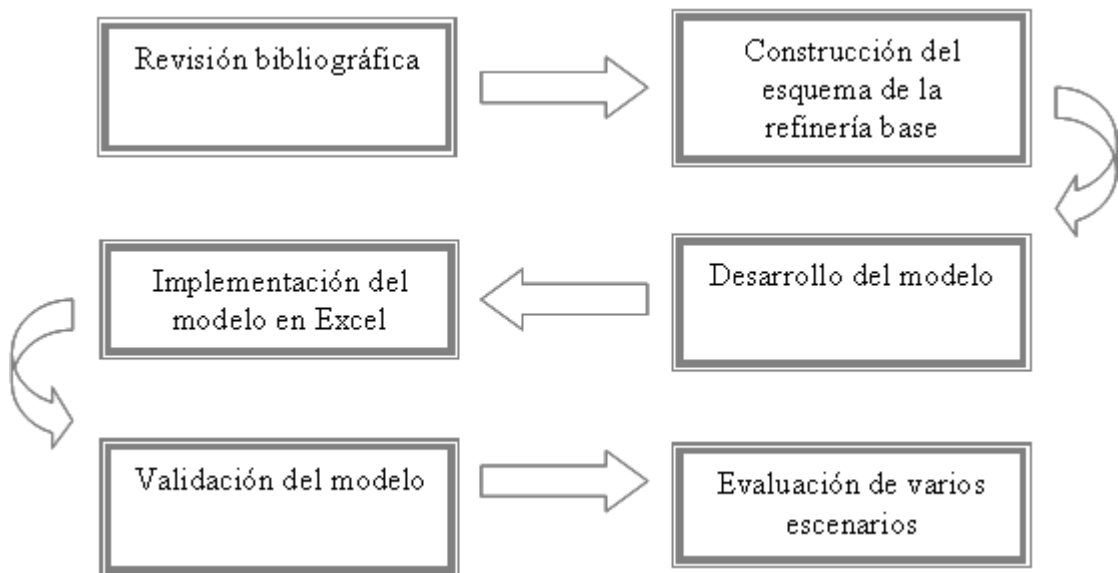


Figura N° 7. Flujograma de la metodología

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

- a) Investigación de los diferentes esquemas típicos de refinación existentes en Venezuela, tomando como criterio de selección su complejidad: destilación / hidrotratamiento (hydroskimming), conversión simple o sencilla y conversión profunda.
- b) Estudio de los procesos de refinación, con el objetivo de indicar las interrelaciones entre las unidades y conocer los productos resultantes de las mismas.

- c) Investigación sobre la teoría de mezcla, que define el comportamiento de las propiedades al combinar diferentes fracciones de crudo.
- d) Investigación referente a las especificaciones y tendencias de calidad que presentan los productos de refinación, orientados a contribuir con la protección del ambiente.
- e) Fundamentos de la técnica de programación lineal y su aplicación en la industria de refinación.

CONSTRUCCIÓN DEL ESQUEMA DE UNA REFINERÍA BASE

En vista, de que el objetivo de este Trabajo Especial de Grado consistió en desarrollar un modelo que permitiera optimizar el funcionamiento de una refinería, fue indispensable en primera instancia, definir el esquema de la misma.

Como se mencionó, en el capítulo anterior, el esquema de una refinería depende principalmente de la naturaleza de los crudos que se procesan. Además, como actualmente Venezuela posee grandes reservas de crudos pesados, se construyó uno de tipo conversión profunda, ya que dicho esquema permite mejorar la calidad de los productos obtenidos a partir de los mismos, obteniéndose productos de mayor valor económico.

Asimismo, en cuanto a los productos de refinación, los que presentan mayor demanda en los próximos años es la gasolina y el diesel, tal como se aprecia en la figura N° 8. Sin embargo, aunque la diferencia es poco significativa entre ambos, la mayor demanda la posee el diesel, por este motivo se construyó el esquema de refinación orientado hacia la producción del mismo.

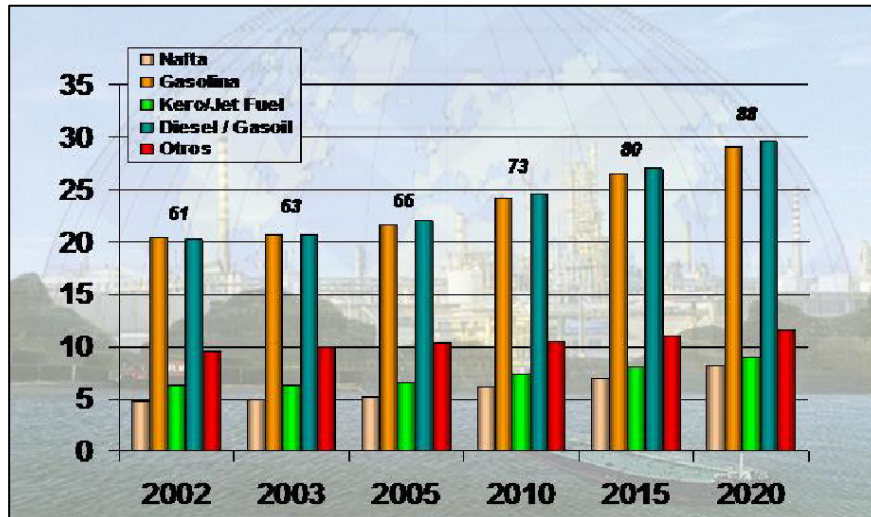


Figura N° 8. Demanda mundial de los productos de refinación en MMbd (INTEVEP, 2006)

Por lo tanto, para construir dicho esquema, se investigó los disponibles en la bibliografía, incluso se analizaron los que presentan las refinerías de nuestro país, de tal forma que brindasen una orientación en cuanto a la interrelación entre las unidades y los productos obtenidos en cada proceso.

Una vez construido el esquema, se procedió a verificar que el mismo podía ser utilizado para los diversos crudos analizados en el presente trabajo. Para ello, se empleo un simulador comercial que posee PDVSA-Intevep como herramienta para conocer los resultados que se obtienen al alimentar cada uno de los crudos de forma individual, y de esta forma predecir si dicho esquema podía ser utilizado para desarrollar el modelo.

DESARROLLO DEL MODELO

Caso base

Para desarrollar el modelo, fue necesario definir en principio un caso base que además de permitir desarrollar el modelo, será utilizado como referencia para evaluar los diversos escenarios que se plantearon y los cuales se explicarán más adelante. Dicho caso, depende del esquema de la refinería base y del conjunto de crudos procesados, para ello se plantearon una serie de ecuaciones, las cuales

fueron: la función objetivo y un conjunto de restricciones para la refinería en cuestión. Esto se explicará a continuación.

Para los crudos se seleccionó un conjunto representativo de los que existen en Venezuela, para desarrollar el modelo, tal como se presenta en la tabla N° 7 de tal forma de que se pueda utilizar cualquier otro crudo dentro de esta clasificación y obtener resultados veraces.

Tabla N° 7. Características de los crudos procesados

Crudo	G.e (adim)	°API (adim)	S (% p/p)	Niquel (ppm)	Vanadio (ppm)	Clasificación
C.L	0,87	30,40	1,03	9,33	40,94	Liviano
C.M	0,93	23,43	1,96	42,17	173,90	Mediano
C.P	0,96	16,54	2,62	62,10	254,40	Pesado

Para obtener las propiedades de estos crudos PDVSA-Intevep proporcionó un ensayo para cada crudo, esto se conoce como “Assay”, en donde se muestra las temperaturas de corte a las cuales se obtienen los diversos productos así como también sus rendimientos y todas las características del mismo como: gravedad específica, °API, % azufre, RON, RVP, punto de humo, punto de congelamiento, índice de cetano, viscosidad, entre otros. Toda esta información se presenta en la tabla N° 51 del apéndice C.

Definición de la Función Objetivo

La función objetivo definida es de tipo económica y lineal. Se construyó tomando en cuenta, las ventas obtenidas por los productos de refinación y los costos correspondientes a la compra: de los crudos procesados, del fuel oil necesario para abastecer completamente el consumo de combustible por parte de todas las unidades de la refinería, del gas natural alimentado a la unidad de reformación para producir hidrógeno, que conjuntamente con el obtenido en la unidad de reformación catalítica, permitan abastecer completamente los procesos de

hidrotratamiento presentes en la refinería y por último los costos asociados a la compra de catalizadores y químicos necesarios para los diversos procesos. Para definir esta función, fue necesario especificar cuales son las variables de decisión de la misma, ya que estos son los parámetros que varían de tal forma de obtener la máxima ganancia en la refinería, en este caso fueron los flujos másicos de cada uno de los productos terminados, de cada uno de los crudos procesados y los de algunas corrientes de la refinería.

Definición del conjunto de restricciones

Como se mencionó en el capítulo anterior, las restricciones van a permitir delimitar el rango que van a tomar las variables de decisión. Estas restricciones al igual que la función objetivo presentan una estructura lineal.

Básicamente, el conjunto de restricciones que se desarrollaron fueron en cuanto a especificaciones de calidad de los productos de refinación. Para ello, se procedió a recopilar toda la información actual referente a este tema. Posteriormente, se clasificaron las propiedades de acuerdo a su modelo de mezcla ya sea en peso o en volumen, debido a que las que se mezclan en peso, emplean el flujo másico mientras que para las de volumen se utiliza el flujo volumétrico, aplicando para ello la ecuación N° 1 nombrada en el capítulo I. Asimismo, fue necesario conocer las propiedades de cada una de las corrientes que se introducen en el conjunto de pool de productos, para realizar dichas mezclas, las cuales fueron proporcionadas por la base de datos de simuladores presentes en PDVSA-Intevep (ver tablas N° 52-56 del apéndice D). Adicionalmente, se consideró la restricción en cuanto a la capacidad de flujo de la unidad de destilación atmosférica no mayor a 100.000 BBL/Día, debido a que hasta este flujo es que normalmente se maneja en una sola unidad de destilación.

Determinación de las ecuaciones de Balance de Masa

Otras ecuaciones que se consideraron para formular el modelo, son las impuestas por las leyes de conservación de la masa. Para ello, se desarrollaron para cada unidad de proceso de la refinería, las ecuaciones con las cuales se determinaron los flujos másicos de las diversas corrientes de procesos, tomando en cuenta para

ello los rendimientos de los productos provenientes de cada proceso. Estos datos fueron suministrados por un modelo de rendimientos que posee PDVSA-Intevep, y cuyos valores se presentan en las tablas N° 57-66 del apéndice E.

Adicionalmente, toda refinería necesita de un consumo de servicios para llevar a cabo sus operaciones, en nuestro caso, los utilizados fueron electricidad, vapor y agua de enfriamiento, para ello fue necesario buscar información en cuanto al consumo requerido por cada una de los procesos de refinación utilizados. Una vez hecho esto, se hizo un balance para conocer el consumo total, el cual es proporcionado por una planta de servicios presente en la misma.

Del mismo modo, además de consumir los servicios anteriormente nombrados, también necesita quemar combustible (fuel oil) para sus operaciones, por tal motivo se realizó un balance para conocer cuanto requiere la refinería, y si es posible que el sistema de combustible presente en la misma lo provee completamente, o sí sería necesario importar fuel oil adicional de tal forma de abastecer toda la demanda existente. Para estimar estos servicios, se accedió a la base de datos que presentan los simuladores que posee PDVSA-Intevep, esta información se muestra en la sección de apéndices F, tablas N° 67 – 82.

En cuanto al hidrógeno que se utiliza en los procesos de hidrot ratamiento, se realizó un balance de masa, de tal forma que el hidrógeno que se obtiene del reformador sumado al que se obtiene de la unidad de reformación con vapor, puedan abastecer toda la refinería.

IMPLEMENTACIÓN Y RESOLUCIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN EN SOLVER - EXCEL

Una vez establecido el conjunto de ecuaciones que definen el modelo, su implementación en una hoja de cálculo de Excel y en la herramienta de cálculo SOLVER 2003, se puede sintetizar en cinco fases:

1. *Organización de los datos del modelo en la hoja de cálculo:* Si bien son múltiples las posibles formas de diseñar el formato y colocación de los datos de entrada, se siguió los mismos principios que en toda aplicación con hoja de cálculo: pensar en la hoja como un informe que explique el problema, para ello, se identificó los datos a introducir como: características y precio de los crudos a procesar, rendimientos de los productos de cada proceso, especificaciones de calidad tanto de las corrientes individuales que se envían a los pooles, así como también la de los productos terminados, datos de los servicios que se consumen en cada unidad de proceso por flujo alimentado, precios de los productos y de los insumos externos (gas natural y fuel oil). Además, se colocaron comentarios necesarios, con el fin de que la hoja de cálculo sea fácil de entender por el usuario.
2. *Introducción de las ecuaciones de balance de masa:* luego de organizar todos los datos principales del problema, se procedió a colocar todas las ecuaciones de balance de masa que representan cada uno de las unidades de proceso, de tal forma de predecir los flujos másicos de todas las corrientes de producto.
3. *Reservación de una celda para cada variable de decisión:* Como se explicó en la sección del desarrollo del modelo, las variables de decisión forman parte de la función objetivo, por lo tanto, se reservaron celdas para estas variables las cuales variaron de tal forma de encontrar la solución óptima.
4. *Creación de una celda para la función objetivo:* esta función se creó a partir de las celdas descritas en el punto anterior.
5. *Para cada restricción, creación de una celda que recoja la fórmula de su parte izquierda, y a la derecha de dicha celda colocar el término independiente:* Esto se realizó con el objetivo de facilitar la detección de errores, y además proporciona flexibilidad en cuanto, a realizar posibles cambios.

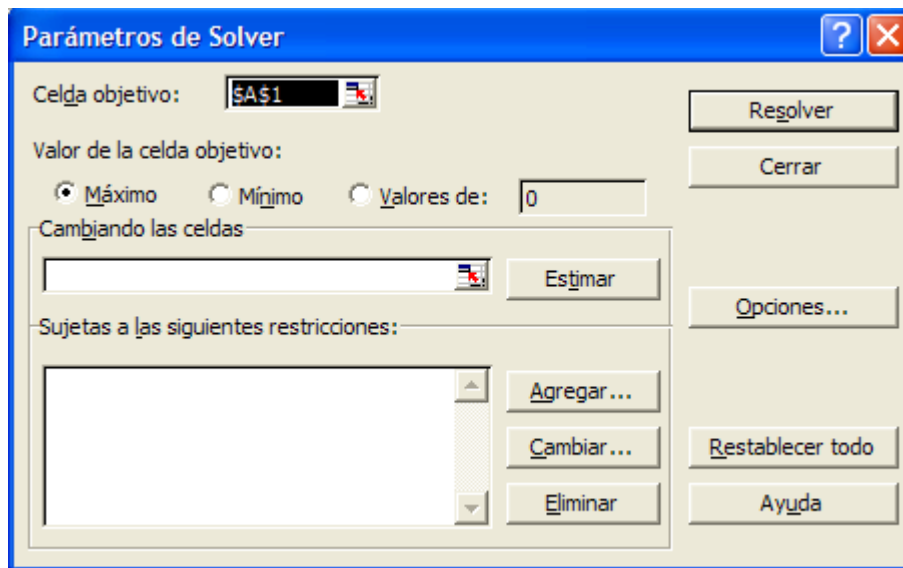
Una vez hecho esto, el modelo se resolvió ejecutando el comando SOLVER, situado dentro del menú de herramientas. Para ello fue preciso tener en cuenta la siguiente equivalencia de términos:

Celda objetivo = Función objetivo

Celdas cambiantes = Variables cambiantes

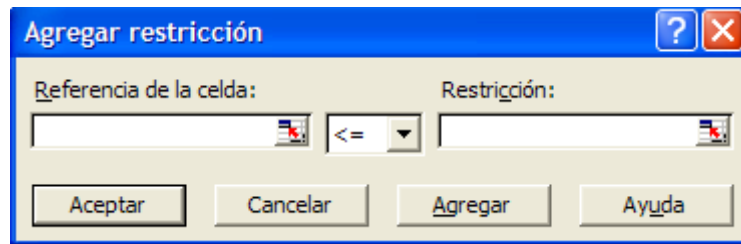
En la tabla N° 8, se presenta el recuadro que se despliega en el SOLVER, en donde se introdujeron los parámetros del mismo. En la celda objetivo se colocó la celda donde se encuentra la función objetivo. En cuanto al valor de la misma, se seleccionó la opción máximo, en vista de que el modelo desarrollado es de maximización. Seguidamente, se introdujo el rango de celdas que ocupan las variables cambiantes, en el cuadro de celdas cambiantes.

Tabla N° 8. Ventana de parámetros del SOLVER



Posteriormente, para introducir las restricciones se presionó el botón «Agregar» generando el despliegue de una nueva pantalla (tabla N°9). En la parte izquierda (referencia de celda) se introdujo la celda que recoge la fórmula matemática que refleja la parte izquierda de la restricción. En la parte derecha se recogió la celda, de valor numérico. En el cuerpo central se seleccionó el signo de la restricción. Excel permite los tres posibles signos permitidos en la programación lineal (\leq , $=$, \geq).

Tabla N° 9. Ventana de restricciones



Una vez indicados todos los elementos del programa, el botón *Opciones* permitió señalar una serie de características que afectarán el modo de resolución del programa (tabla N° 10). Las opciones relacionadas para el modelo desarrollado fueron las siguientes:

Las opciones *Tiempo e Iteraciones* determinaron el máximo de tiempo y esfuerzo dedicado a resolver el modelo matemático. Las opciones indicadas por defecto fueron las utilizadas debido a que suelen ser suficientes, solo son modificadas si no se logrará resolver el modelo. Su valor debe ser un entero comprendido entre 1 y 32767.

La *Precisión* hace referencia al grado de cercanía entre los valores calculados en la parte izquierda de las restricciones y los correspondientes a la parte derecha. A mayor número de decimales, menor será la diferencia permitida entre ambas partes de las restricciones, y por tanto menor tolerancia en los errores. El valor tomado fue de 1×10^{-6} .

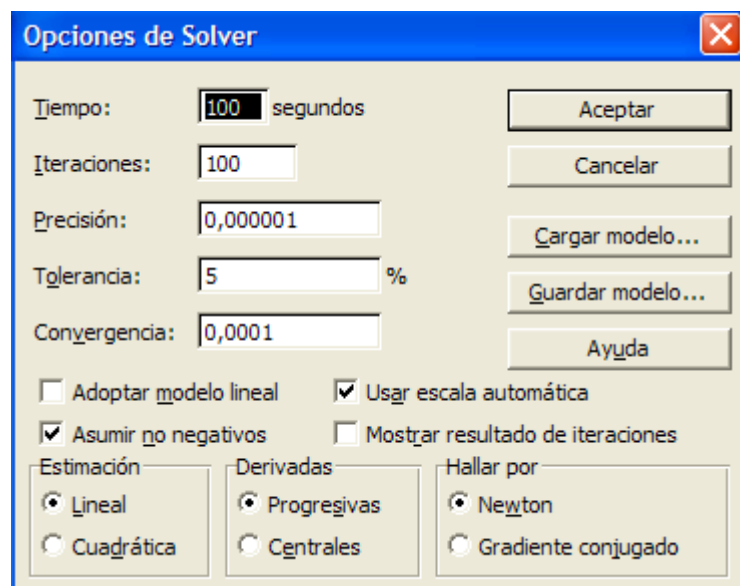
La *Tolerancia* indica el porcentaje mediante el cual la celda objetivo de una solución satisface las restricciones, puede diferir del valor óptimo verdadero y todavía considerarse aceptable. El valor seleccionado fue del 5%.

La *Convergencia*, indica si el valor del cambio relativo en la celda objetivo es menor que el número introducido en el cuadro de convergencia para las últimas cinco iteraciones, por lo tanto, SOLVER se detendrá. Se trabajó con la opción por defecto debido a que esto solo se aplica a problemas no lineales.

Adoptar modelo lineal: Esta opción permite acelerar el proceso de solución para problemas de optimización lineal, sin embargo a pesar de que el modelo desarrollado es lineal, esta opción no pudo ser utilizada debido a que la estructura necesaria para tal fin, requiere incrementar las variables cambiantes, sobrepasando el límite que se puede incorporar en el SOLVER que es de 200 variables y por ende no se podría resolver el modelo, por tal motivo se seleccionó la opción de escala automática que además de solucionar problemas de escala permite solventar el problema anterior.

Asumir no negativos: Por defecto, las celdas cambiantes pueden tomar valores cualesquiera. Como se explicó en el capítulo anterior, las variables de decisión corresponden a los flujos máxicos de corrientes de alimentación y productos, por lo que no tiene sentido que tomen valores negativos. Debido a esto, se seleccionó esta opción.

Tabla Nº 10. Ventana de opciones del SOLVER



VALIDACIÓN DEL MODELO

Una vez resuelto el caso base, se procedió a validarlo, para ello se utilizó un simulador comercial que posee PDVSA-Intevep, en donde se construyó el mismo caso en cuestión y se simuló. Posteriormente, se compararon los resultados obtenidos por dicho programa con el SOLVER, si la diferencia no superaba al

margen de error establecido de hasta un 15%, entonces se garantiza la exactitud del modelo desarrollado.

EVALUACIÓN DE VARIOS ESCENARIOS

Luego de resolver, validar el modelo y establecer el caso base se procedió a plantear cuatro escenarios, los cuales permitieron conocer la sensibilidad de la ganancia de la refinería, cuando se realizan cambios en algunos parámetros del modelo. Los casos analizados fueron los siguientes:

CASO I: Se fijó la demanda de la gasolina premium, diesel y combustible residual en 25.000 b/d, 50.000 b/d, y 0 b/d respectivamente.

CASO II. Se fijó la demanda de la gasolina premium y diesel en 25.000 b/d y 50.000 b/d, respectivamente. Dejando libre la producción de combustible residual.

CASO III. Se mantuvo el mismo CASO II, pero se fijó además, el consumo del crudo mediano y pesado en 40.000 b/d y 30.000 b/d, respectivamente.

CASO IV. Se estableció que la producción de la gasolina popular sería un 15% de la producción de la gasolina premium.

CAPÍTULO V

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En esta sección se presentan y analizan los resultados obtenidos en cuanto al modelo desarrollado.

Como se ha explicado a lo largo del desarrollo de este Trabajo Especial de Grado, el objetivo principal consistió en desarrollar un modelo de simulación que permitiese optimizar la planificación en la producción de una refinería, aplicando para ello, técnicas de programación lineal. Por tal motivo, se construyó un esquema de refinería base que nos permitiría establecer el modelo matemático necesario para llevar a cabo dicha optimización, así como también, cuantificar el cambio de la ganancia para los diversos escenarios que pudieran considerarse como variaciones en su operación, tal como se explicó en el capítulo anterior.

CONSTRUCCIÓN DEL ESQUEMA DE LA REFINERÍA BASE

De acuerdo a lo descrito en la sección de metodología a seguir en este trabajo, el esquema de refinación esta orientado a la producción de diesel, este se presenta en la figura N° 9. La selección de las unidades que conforman la refinería proviene de una exhaustiva revisión bibliográfica y de la disposición de refinerías existentes en el país. Se puede observar que la misma, cuenta con unidades en donde ocurren procesos de separación física como son la destilación atmosférica y al vacío, con procesos de conversión como coquificación retardada, reformación e hidrocrqueo, siendo esta última la que permite obtener mayor rendimiento en diesel.

Asimismo, cuenta con un conjunto de procesos de hidrotratamiento, que permiten mejorar la calidad de las corrientes de hidrocarburos, bien sea para prepararlos hacia otros procesos, como es el caso de la unidad de hidrotratamiento de naftas, o bien para mejorar la calidad de las corrientes que se envían hacia el conjunto de

pool de productos, en este caso se encuentran las unidades de hidrotratamiento de kerosén y de destilados.

Para el caso de la unidad de tratamiento con aminas, permite eliminar de la corriente de gas ácido, que no es más que la mezcla de todos los gases con contenido de sulfuro de hidrógeno que provienen de cada una de las unidades de proceso dicho componente, obteniéndose a su vez, una corriente de gas que se destina bien sea para el pool de GLP como para las planta de gases.

En este sentido, todo el sulfuro de hidrógeno eliminado de la corriente de gas ácido, se introduce en una unidad auxiliar llamada claus, en donde se recupera el azufre para su posterior venta. Adicionalmente, se obtienen gases de cola los cuales se envían a una unidad de tratamiento de gases de cola, debido a que por los severos controles ambientales, en muchos casos, el uso de solo la planta claus no es suficiente.

También podemos observar en la figura N° 9, que el esquema presenta una planta de hidrógeno, la cual es la responsable de suministrar el hidrógeno adicional que se requiere para la operación de cada una de la unidades de hidrotratamiento, en el caso de que todo el que se obtiene a partir de la unidad de reformación no resulte suficiente, utilizando para ello metano proveniente de los procesos y gas natural.

En cuanto a los servicios que consumen cada una de las unidades de proceso, como son electricidad, vapor, agua de enfriamiento y fuel oil, los tres primeros se obtienen a partir de una planta de servicios que abastece toda la refinería, y para proporcionar el fuel oil se cuenta con un sistema de combustible en donde se alimentan gases provenientes de las plantas de gases saturados e insaturados. Estas plantas básicamente, se utilizan para separar del gas los componentes que se envían al sistema de combustible. En dado caso que la cantidad de fuel obtenido no sea suficiente, será necesario importarlo, de tal forma de abastecer a las unidades que lo requieren.

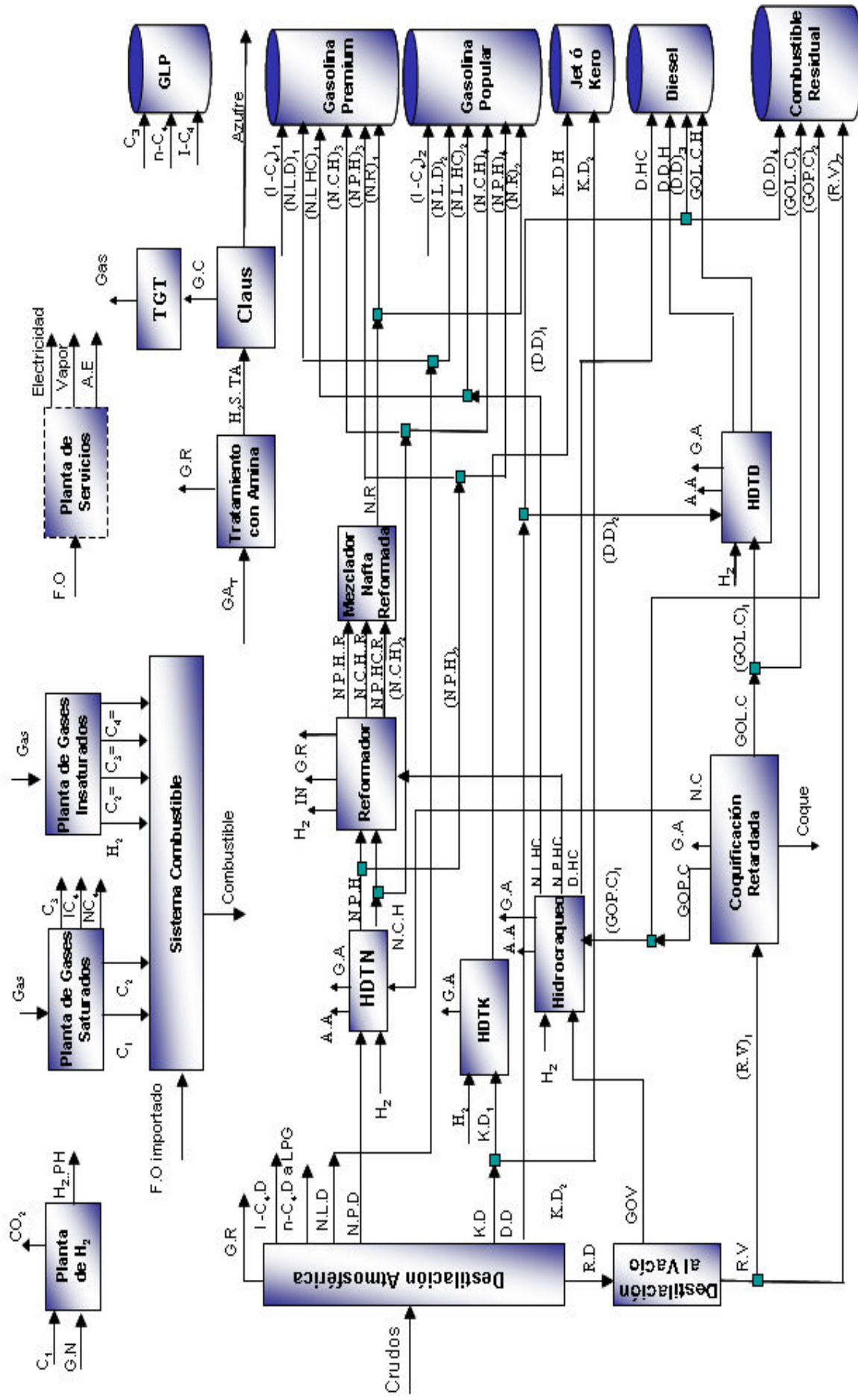


Figura N° 9. Esquema de la refinería base

Con la operación de todas estas unidades que se encuentran presentes en la refinería y la combinación de diversas corrientes provenientes de las mismas, permiten obtener ocho productos importantes, gas licuado de petróleo (GLP), azufre (S), gasolina premium (GSLpr), gasolina popular (GSLpop), jet, diesel, combustible residual (CRS) y coque. Toda la nomenclatura que se muestra en dicho esquema se traduce en el apéndice H.

A fin de verificar si el esquema propuesto es válido para este trabajo, se procedió a procesar los distintos crudos disponibles y que conformaron la potencial alimentación a dicha refinería. Para ello, como el objetivo del trabajo estuvo orientado en maximizar las ganancias de la refinería, se analizaron los resultados económicos obtenidos al alimentar cada uno de los crudos de forma individual, utilizando para ello un simulador comercial que posee PDVSA-Intevep. En la tabla N° 11 y N° 12 se presentan los precios de cada uno de los productos de refinación y de los crudos, respectivamente, que fueron necesarios para estimar dichos resultados económicos, los cuales se muestran en la tabla N° 13.

Tabla N° 11. Precios de los crudos

Crudo	Precio (US\$/b)	Precio (US\$/t)
C.L	34,66	249,41
C.M	32,86	223,36
C.P	28,94	190,43

Tabla N° 12. Precios de los productos de refinación

Productos	Precio (US\$/b)
GLP	20,95
GSLpr	43,72
GSLpop	42,54
Jet	40,03
DSL	39,48
CRS	32,26

Productos	Precio (US\$/t)
Azufre	15
Coque	8,15

Tabla N° 13. Resultados de la corrida en el S.C de los crudos de forma individual

	C.L	C.M	C.P
Ventas (US\$/d)			
GLP	75.280	95.730	111.263
S	1.584	3.510	4.054
GSLpr	1.177.957	1.173.589	1.018.463
GSLpop	0	0	0
Jet	511.002	418.785	327.756
DSL	1.350.495	2.299.241	2.510.521
CRS	892.302	0	0
Coque	0	14.200	17.402
Total (US\$/d)	4.008.620	4.005.055	3.988.825
Costos (US\$/d)			
Compra de Crudos	3.466.000	3.286.000	2.894.000
Compra de G.N	18.341	15.881	17.423
Compra de F.O	6.500	8.945	9.869
Catalizadores + Químicos	776	1.022	1.071
Total (US\$/d)	3.491.617	3.311.848	2.922.363
Ganancia (US\$/d)	517.003	693.207	1.066.462

Se puede observar que al procesar cada uno de los crudos de forma individual, el que proporciona mayor ganancia en la refinería es el crudo más pesado (C.P) obteniéndose una ganancia total de 1.066.462 US\$/d. Sin embargo, analizando cada uno de los crudos por separado en cuanto a las ventas que generan y a sus

costos asociados, podemos notar que el crudo más liviano (C.L) es el que proporciona mayores ventas, seguido del mediano (C.M) y por último el pesado (C.P). Lo cual es lógico esperar, debido a que mientras el crudo es más liviano se obtiene mayor rendimiento en productos livianos que para este caso, la gasolina constituye el producto más costoso en el mercado seguido del diesel, tal y como se apreció en la tabla N° 12.

Por otra parte, el diesel es el que se obtiene en mayor cantidad en la refinería, debido a que el esquema desarrollado está orientado a la producción de este derivado del petróleo, en donde las mayores ventas se obtienen al procesar el crudo pesado. Esto básicamente ocurre, porque con este tipo de crudos se genera una mayor cantidad de gasóleos de vacío, el cual constituye la alimentación a la unidad de hidrocraqueo, y a partir de su procesamiento se obtienen como productos nafta y diesel.

Sin embargo, aunque a partir de los crudos livianos es donde se obtiene los mayores rendimientos en productos livianos, no es el caso cuando se trata de los gases que se envían al pool de GLP, debido a que según los resultados presentados en la tabla N° 13, es con el crudo pesado con el cual se obtiene mayores ventas de los mismos. Esto se explica debido, a que dichos crudos generan una mayor cantidad de residuo de vacío que se envían a la unidad de coquificación retardada, y es allí donde además de obtener corrientes de nafta y gasóleos se obtiene a su vez, una corriente con alto contenido en gases, en donde se encuentra presentes cantidades mucho mayores de propano n-butano e isobutano, en comparación con las restantes unidades en donde también se generan algo adicional de los mismos, los cuales se envían al pool de GLP.

En cuanto al azufre obtenido, podemos observar en dicha tabla, que al procesar el crudo pesado, es donde se genera mayores ventas de este componente, esto es debido a que estos tipos de crudos poseen mayores cantidades de compuestos azufrados, cuyo valor es de 2,62 % tal como se presentó en la tabla N° 7 correspondiente al capítulo anterior, estos son posteriormente eliminados de la

corriente de hidrocarburos, para luego recuperarlos por medio de la unidad claus y destinarlo a la venta.

Otro resultado importante, esta en el hecho de que para el crudo liviano no se produce coque, esto es debido a que resulta mejor no alimentar el residuo de vacío proveniente de la unidad de destilación al vacío a la unidad de coquificación retardada, sino mas bien enviarlo todo al pool de combustible residual.

Ahora bien, si analizamos los costos podemos observar que con el crudo pesado se obtiene un gasto menor en comparación con los otros crudos. Asimismo, podemos notar que de todos los costos involucrados el que ejerce mayor influencia, es el correspondiente a la compra de los crudos, en donde mientras más liviano sea resultan ser mucho más costoso, según lo que se presentó en la tabla N° 11.

Por este motivo, aunque se obtenga mayores ventas con el crudo liviano la diferencia que posee con respecto a los crudos restantes no es tan considerable, en relación, cuando se analiza el costo asociado a la compra del mismo con respecto a los demás crudos, lo cual genera un mayor impacto económico y por ende afecta en mayor medida a la ganancia de la refinería. Por esta razón, en el momento de decidir cual es el crudo que debe procesarse, o cual debe ser la mezcla de los mismos, depende fuertemente de la relación que exista entre las ventas y los costos obtenidos.

Finalmente, en vista de que al simular cada crudo individual bajo el mismo esquema de refinación y observando que para cada uno de los crudos se obtuvo mayores ventas en diesel porque existe mayor producción y además se alcanzó mayores ganancias con el C.P, por las razones antes expuestas, se puede concluir que dicho esquema puede ser considerado como base para el desarrollo del modelo.

ESTRUCTURA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN

Para tener un mejor entendimiento en cuanto al modelo desarrollado, se presenta la figura N° 10, el cual es un esquema en donde se muestra como está estructurado el mismo. Se puede observar, que cuenta con unas variables de entrada y salida. Los parámetros de entrada son todas las variables que debe introducir el usuario de tal forma de obtener los resultados del modelo. Para ello, tal como se ha explicado a lo largo del desarrollo de este Trabajo Especial de Grado, se organizó el modelo en una hoja de cálculo en Excel, de tal forma de que el usuario incorpore los valores de dichos datos de entrada. Todas las variables utilizadas son las que se muestran en la siguiente figura.

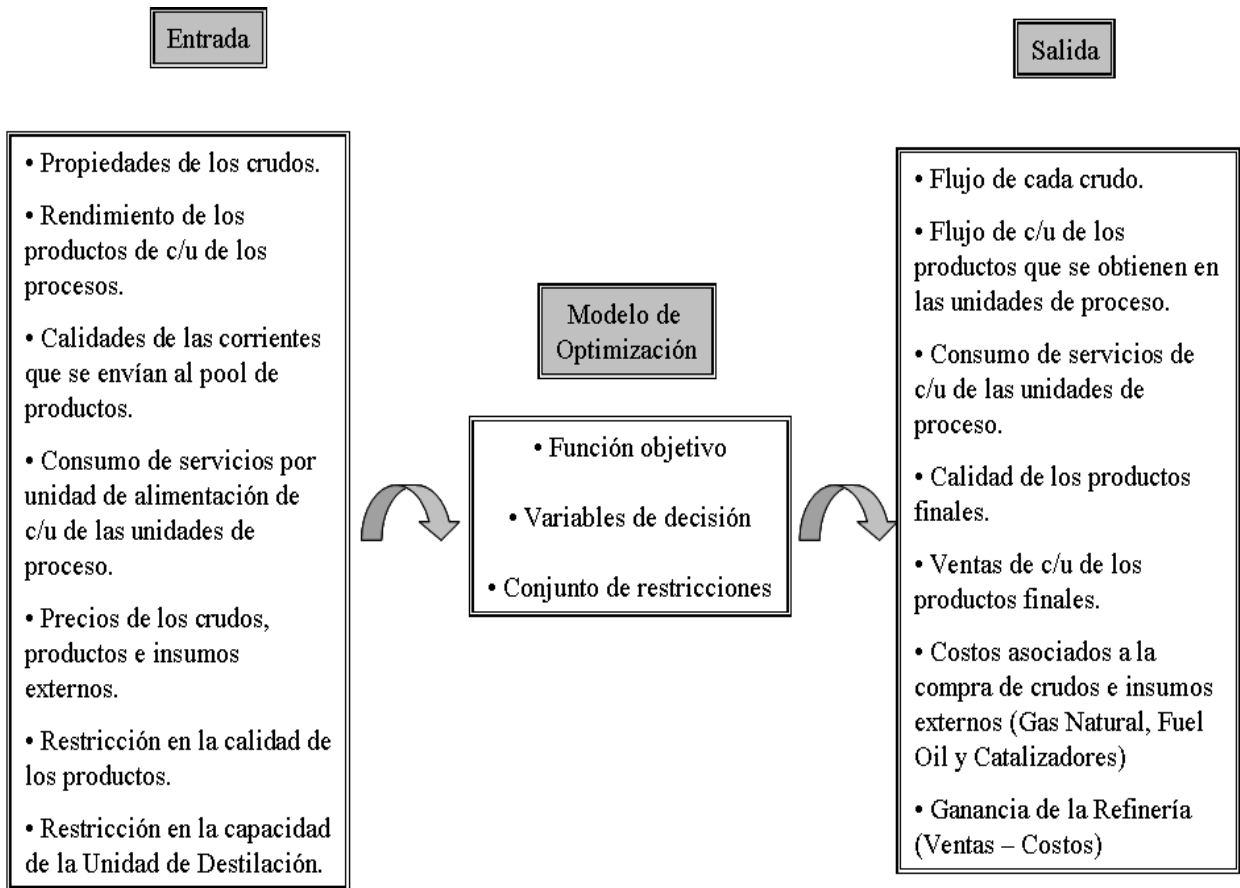


Figura N° 10. Esquema de la estructura del modelo

Luego de obtener todas las variables de entrada, se manipularon algebraicamente para obtener ecuaciones lineales que definen la función objetivo y el conjunto de restricciones que involucran el balance de masa y la calidad de los productos, de

tal forma, de obtener el conjunto de ecuaciones que modelan la refinería. Estas ecuaciones en forma general se presentan a continuación y en detalle en el Apéndice G.

La función objetivo esta representada por las ecuaciones N° 15, 16 y 17, que engloban las ventas obtenidas por cada uno de los productos de refinación y los costos asociados a la compra de la materia prima y los insumos necesarios para la operación de las unidades.

$$F.O (\$/Día) = Ventas (\$/Día) - Costos (\$/Día) \quad Ec. 15$$

Donde:

$F.O$ = Función Objetivo (\$/Día)

$$\begin{aligned} Ventas(\$/Día) = & GLP(\$/Día) + S(\$/Día) + GSL_{pr}(\$/Día) + GSL_{pop}(\$/Día) + Jet(\$/Día) \\ & + DSL(\$/Día) + CRS(\$/Día) + Coque(\$/Día) \end{aligned} \quad Ec. 16$$

$$\begin{aligned} Costos (\$/Día) = & Compra de Crudos(\$/Día) + Compra de G.N(\$/Día) + \\ & Compra de F.O(\$/Día) + Compra de Catalizadores + Químicos(\$/Día) \end{aligned} \quad Ec. 17$$

En cuanto, a la estructura de las restricciones de balance de masa, esta definida por las ecuaciones N° 18-19. En donde la primera, permite modelar el balance de masa de cada una de las unidades de proceso y la segunda la división y mezclas de flujos, respectivamente.

$$F.S = \sum_{i=1}^n F.E * Rendimiento \quad Ec. 18$$

Donde:

$F.S$ = Flujo másico de la corriente de salida

$F.E$ = Flujo másico de la corriente de entrada

$$F = F_1 + F_2 \quad \text{Ec. 19}$$

Donde:

F = Para el caso de mezclas, representa el flujo resultante de las corrientes combinadas.

Para el caso de división, representa el flujo que se separa.

F_1 y F_2 = Flujos máxicos que se dividen o se mezclan, dependiendo del caso.

En cuanto a las restricciones de calidad, la ecuación utilizada es la que se presenta a continuación.

$$P_{n+1} = \sum_{i=1}^n \frac{P_i * F_i}{F_{n+1}} \quad \text{Ec. 20}$$

Donde:

P_{n+1} = Propiedad de la corriente de mezcla final

P_i = Propiedad de cada una de las corrientes que se mezclan

F_i = Flujo de cada una de las corrientes que se mezclan

F_{n+1} = Flujo de la corriente de mezcla final

Adicionalmente, se consideró como restricción la capacidad de la unidad de destilación la cual no debía superar los 100.000 b/d. Posteriormente, se resolvió el modelo utilizando para ello la herramienta SOLVER de Microsoft Excel 2003, en donde se incorporó todas las ecuaciones mencionadas anteriormente, y se seleccionó el conjunto de variables de decisión que son las que varían, de tal forma de obtener los resultados óptimos que constituyen la salida del modelo.

Una vez que se encuentra una solución a partir del modelo, se estaría garantizando que según el balance de masa obtenido se cumplen con todas las restricciones de calidad, las cuales se desarrollaron a partir de las especificaciones exigidas actualmente para los productos de refinación, por tal motivo, estas juegan un papel muy importante, debido a que limitan cada uno de los flujos de las corrientes de la refinería, de tal forma que cumplan con todos los requerimientos exigidos.

A continuación se presenta la tabla N° 14, en donde se encuentra la información utilizada para obtener las especificaciones de calidad antes mencionada.

Tabla N° 14. Especificaciones de calidad de los productos de refinación

Propiedad	GLP	GSL_{pr}	GSL_{pop}	Jet	DSL	CRS
G.e (adim.)	Máx. 0,65	Mín. 0,7	Mín. 0,7	Mín. 0,775 Máx. 0,84	Máx. 0,86	-
IRVP/ RVP (Psi)	-	Máx. 16,9/9,60	Máx. 16,9/9,60	-	-	-
IOct/Oct (RON)	-	Mín. 3,228/95	Mín. 3,232/91	-	-	-
S (peso)	-	Máx. 0,0004	Máx. 0,0004	Máx. 0,003	Máx. 0,002	Máx. 0,035
V.B.I (adim.)	-	-	-	-	-	Mín. 17,83 Máx. 19,13
I.P.H/ P.H (mm)	-	-	-	Mín. 0,04/25	-	-
I.P.C/ P.C (F)	-	-	-	Mín. 0,24/ -47	-	-
I.C (adim.)	-	-	-	-	Mín. 47	-

Como se explicó en el capítulo IV, para hallar la calidad de los productos finales fue necesario aplicar reglas de mezclas, que dependen básicamente del tipo de propiedad que se este estimando. Es decir, unas se mezclan en volumen y otras en peso. La mayoría de las propiedades utilizadas presentan un comportamiento no lineal por lo que fue necesario utilizar índices de mezcla que transforman dicha propiedad a una escala en donde si es lineal.

Entonces, para lograr obtener las calidades de los productos finales fue indispensable conocer cuales eran las propiedades de las corrientes de forma individual, para posteriormente aplicar las reglas de mezclado y hallar cual es el valor de la corriente resultante. Sin embargo, para poder estimar las propiedades de las mismas, se realizó una mezcla previa de algunas corrientes para obtener resultados en cuanto a sus propiedades, en este caso se trata de los productos de la unidad de destilación, ya que los mismos dependen principalmente del tipo de crudo que se procese. Estos resultados se muestran en la tabla que se presenta a continuación.

Tabla N° 15. Resultados obtenidas por el SOLVER de las propiedades de los productos de la unidad de Destilación

Propiedad	N.L.D	K.D	D.D	R.V
G.e (adim.)	0,682	0,842	0,890	1,065
IRVP/RVP(Psi)	17,89/10,05	-	-	-
IOct/ Oct (RON)	3,258/74,15	-	-	-
S (peso)	3E-5	0,0038	0,014	0,039
I.P.H (adim.)	-	0,048	-	-
I.P.C (adim.)	-	0,12	-	-
I.C (adim.)	-	-	39,85	-
VBI (adim.)	-	-	46,86	4,91

Con los resultados anteriores y observando las propiedades que poseen cada uno de los crudos, los cuales se muestran en la sección de apéndices, se puede observar que se obtuvieron las mismas características que posee el crudo pesado, lo cual es lógico debido a que al hacer la selección de las cantidades de crudo a utilizar, es precisamente con este crudo que se obtienen la mejor solución, por ende se obtienen los mismos valores en las propiedades. Los resultados obtenidos en cuanto al balance de masa se detallan en la siguiente sección.

Ahora, en la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos por el SOLVER en cuanto a la calidad de los productos de refinación.

Tabla N° 16. Resultados obtenidos por el SOLVER de las propiedades de los productos de refinación

Propiedad	GLP	GSL_{pr}	Jet	DSL	CRS
G.e (adim.)	0,54	0,76	0,79	0,81	-
IRVP/ RVP (Psi)	-	16,90/ 9,60	-		-
IOct/Oct (RON)	-	3,23/95	-		-
S (peso)	-	1,8 E-4	0,00	0,0007	0,00
V.B.I (adim.)	-	-	-	-	0,00
I.P.H/ P.H (mm)	-	-	0,04/ 25	-	-
I.P.C/ P.C (F)	-	-	0,24/ -47	-	-
I.C (adim.)	-	-		52,66	-

Se puede observar comparando, la tabla anterior con la tabla N° 14, que indica los valores máximos y mínimos que se pueden obtener en las propiedades de los diversos productos de refinación, que todos los valores se encuentran dentro de esas especificaciones.

Para el caso del diesel, que constituye el derivado de petróleo con mayor producción, una de las propiedades que lo definen es el índice de cetano cuyo valor obtenido (52,66), el cual esta por encima del mínimo exigido (47,00).

En cuanto a las gasolinas, solo se reportó los resultados correspondientes a la gasolina premium, en vista de que no se produce gasolina popular, para la misma se presenta el índice de presión de vapor reid (IRVP) la cual esta relacionada con el RVP, en donde se obtuvo el valor máximo permitido (16,9), estos límites máximos se decretan principalmente como medida de control de la contaminación del aire, además de evitar problemas en cuanto a el arranque, el calentamiento y la tendencia a la acumulación de vapores en los automóviles.

Otra propiedad resaltante para las gasolinas es el índice de octanaje, el cual está relacionada con el número de octanaje, cuyo valor obtenido fue el mínimo que es de 3,228 que corresponde a un octanaje de 95. Además, si bien obtener un mayor octanaje es ventajoso debido a que mientras más alto es el valor, significa que menos posibilidad de detonación presenta, y por ende mayor calidad poseen las gasolinas, el resultado obtenido es lógico ya que este valor es el que utilizan los motores de los vehículos en la actualidad.

Con respecto al azufre, que constituye un componente importante a eliminar en los hidrocarburos, ya que su presencia influye en la calidad de los mismos. Tanto para el diesel como para la gasolina se obtuvieron resultados por debajo de los máximos, cuyos valores fueron de 0,0007 y $1,8E-4$, respectivamente.

Por su parte, el jet en cuanto a sus propiedades como el índice de punto de humo e índice de punto de congelamiento se obtuvieron los valores mínimos de 0,24 y 0,04, respectivamente. Asimismo, se obtuvo que no presenta azufre.

BALANCE DE MASA PARA EL CASO BASE

Una vez resuelto el modelo, en la figura N° 11 se presenta el balance de masa obtenido para el caso base. En donde, se utilizaron los tres crudos representativos, resultando que solo procesando el crudo pesado, se obtiene la máxima ganancia, lo cual coincide con los resultados presentados en la tabla N° 13, para el caso de la simulación de cada uno de los crudos de forma individual.

En cuanto a los productos obtenidos, el diesel es el que se produce en mayor cantidad con un total de 8.165 t/d, según el balance de masa la mayoría proviene de la unidad de hidrocraqueo y de la unidad de hidrotreatmento de destilados, con flujos de 5.157 t/d y 2.043 t/d, respectivamente.

Seguido del diesel en cuanto a producción, se tiene la gasolina, que aunque existen dos tipos: premium y popular, solo se produce la primera con 2803 t/d. La

característica distintiva entre ellas la constituye la resistencia a la detonación, que viene determinada por el octanaje. Por lo tanto, utilizar una u otra va a depender principalmente de la característica que posea el motor del vehículo. Entonces, podemos observar en la figura N° 11 que de la producción total de la gasolina premium, el mayor flujo es obtenido a partir de la unidad de reformación con un valor de 2.133 t /d, en donde se alimentan corrientes de naftas provenientes de la unidad de hidrocrackeo e hidrotratamiento de naftas.

El jet es otro producto que se obtiene bajo el mismo esquema de refinación, con un flujo total de 1.031 t/d, proveniente principalmente del jet de destilación hidrotratado. Sin embargo, no todo el jet virgen (jet producido en la unidad de destilación) se destina a la unidad de hidrotratamiento, según el esquema, dicha corriente se divide para enviar una porción directamente al pool de jet, pero según el resultado obtenido la mejor solución indica que debe enviarse todo a la unidad de hidrotratamiento.

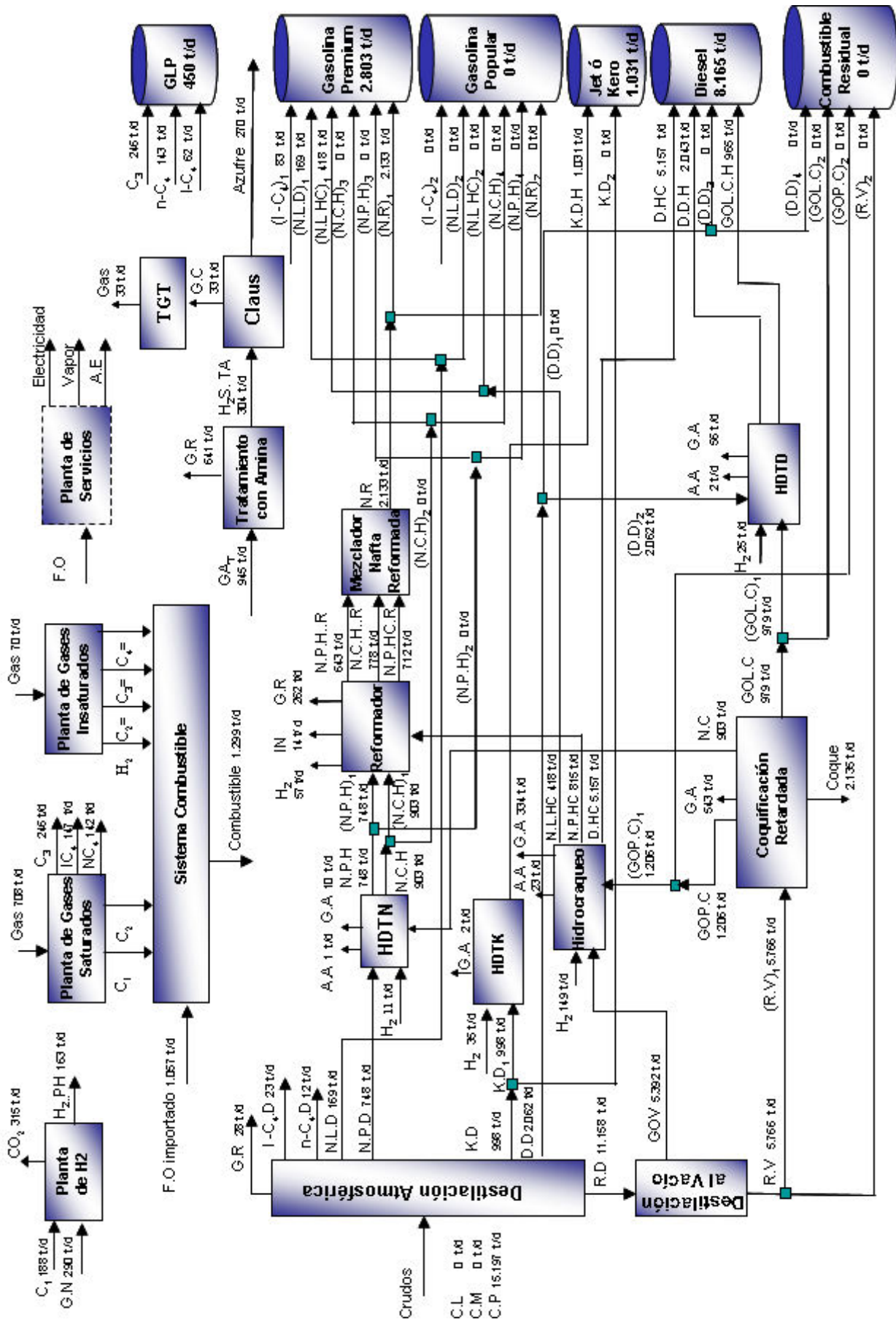


Figura N° 11. Balance de masa para el esquema de refinaria base obtenido por el SOLVER

En cuanto a los servicios, como se explicó en la primera sección que detalla todas las unidades que conforman el esquema base, la refinería presenta una planta de servicios la cual permite abastecer los servicios de electricidad, vapor y agua de enfriamiento y un sistema de combustible que es el encargado de suministrar el fuel oil necesario para las unidades de proceso.

En la tabla N° 17 se muestran los respectivos servicios que consumen cada una de las unidades de la refinería.

Tabla N° 17. Resultados obtenidos por el SOLVER de los servicios que se consumen en las unidades de proceso

Servicio	Destilación	Hidrotratamiento de nafta	Reformación	Hidrocrackeo
Fuel Oil (MMBtu)	669,04	44,73	695,52	1.101,76
Electricidad (kWh)	18.490,85	1.145,99	12.085,43	70.327,74
Vapor (Mlb)	389,36	3,30	145,51	389,24
Agua de Enfriamiento (Mgal)	0,00	1,65	226,91	140,24

Tabla N° 17. Resultados obtenidos por el SOLVER de los servicios que se consumen en las unidades de proceso

Servicio	Coquificación	Hidrotratamiento de diesel	Hidrotratamiento de kerosén	Tratamiento con aminas	Claus
Fuel Oil (MMBtu)	726,58	94,29	28,96	-	-
Electricidad (kWh)	9820,33	5.374,26	1.617,54	18.655,52	9.497,95
Vapor (Mlb)	80,73	21,29	5,99	1.603,84	-
Agua de Enfriamiento (Mgal)	294,09	9,12	3,00	-	-

Tabla N° 17. Resultados obtenidos por el SOLVER de los servicios que se consumen en las unidades de proceso

Servicio	Planta de hidrógeno	Planta de gases de cola	Planta de gases saturados	Planta de gases insaturados	Planta de servicios
Fuel Oil (MMBtu)	3.005,92	1.367,88	-	-	317,03
Electricidad (kWh)	74.203,52	3.908,22	5.112,33	516,64	-
Vapor (Mlb)	-	468,31	-	-	-
Agua de Enfriamiento (Mgal)	-	19,53	2,14	0,22	-

Así como todas las unidades consumen servicios, existen otras que además de consumir también lo producen. Se trata de las unidades de claus y la planta de hidrógeno que generan vapor. En la tabla siguiente se muestran dichos resultados.

Tabla N° 18. Resultados obtenidos por el SOLVER de los servicios que se producen en las unidades de proceso

Servicio	Claus	Planta de hidrógeno
Vapor (Mlb)	615,64	2.263.87

Ahora, observando la tabla anterior y la tabla N ° 19 podemos apreciar que aunque la unidad claus y la planta de hidrógeno producen vapor, no es suficiente para abastecer toda la refinería por lo tanto es necesario que la planta de servicios provea lo restante que es de 228,08 Mlb. En cuanto a los otros servicios debe ser producido por dicha planta, a diferencia del fuel oil que es suministrado por el sistema de combustible también presente en la refinería.

Tabla N° 19. Servicios totales suministrados por la planta de servicios y el sistema de combustible

Servicios	Planta de Servicios
Electricidad (kWh)	230.756,31
Vapor (Mlb)	228,08
Agua de Enfriamiento (Mgal)	1.961,90
Servicio	Sistema de Combustible
Fuel Oil (MMBtu)	7.849,48

Todo el balance de masa y energía obtenido para el esquema base conducen a obtener los resultados económicos presentados en la tabla N° 20.

Tabla N° 20. Resultados obtenidos por el SOLVER de los parámetros de la función objetivo

Ventas (US\$/d)	
GLP	111.263,22
S	4.056,47
GSLpr	1.018.425,27
GSLpop	0,00
Jet	327.798,22
DSL	2.510.542,79
CRS	0,00
Coque	17.402,94
Total (US\$/d)	3.989.488,92
Costos (US\$/d)	
Compra de Crudos	2.894.000,00
Compra de G.N	17.389,60
Compra de F.O	9.571,90
Catalizadores + Químicos	1.070,89
Total (US\$/d)	2.922.032,38
Ganancia (US\$ /d)	
1.067.456,54	

Según los resultados obtenidos por el SOLVER indican que se obtiene una ganancia de 1.067.456,54 US\$/d, que es producto de la diferencia de las ventas (3.989.488,92 US\$/d) y los costos (2.922.032,38 US\$/d), al procesar sólo el crudo pesado, tal como se presentó en el balance de masa. Resultado que coincide con el obtenido al simular cada uno de los crudos de manera individual (tabla N° 13). Lo cual estaría confirmando en principio la confiabilidad del modelo desarrollado y de la herramienta utilizada.

Además podemos observar en la figura N° 12 que con todos los productos se generan ventas, pero los más resaltantes son en primer lugar el diesel, seguido de la gasolina premium y por último el jet con 2.510.543 US\$/d, 1.018.425 US\$/d y 327.798,22 US\$/d, respectivamente. Por las razones ya explicadas en el balance de masa.

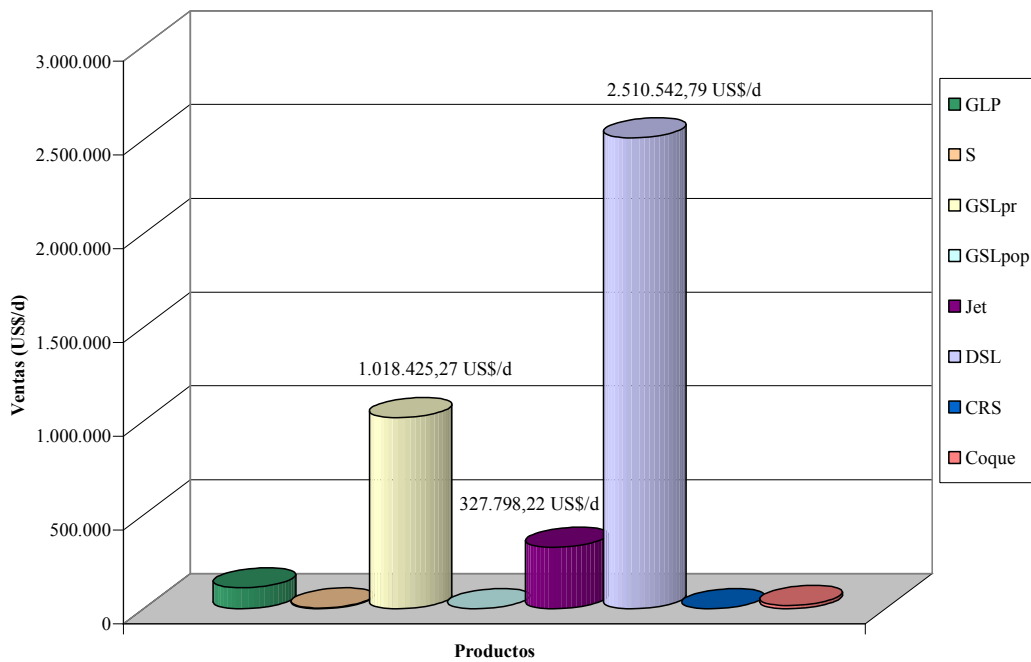


Figura N° 12. Ventas de los productos de refinación que garantizan la máxima ganancia

VALIDACIÓN DE RESULTADOS

Una vez obtenidos todos los resultados con el modelo desarrollado, fue necesario compararlo con el simulador comercial (S.C) que posee PDVSA- Intevp, ya que

sus resultados pueden ser considerados confiables, de tal forma de garantizar que el obtenido pueda también ser catalogado como tal, para ello la desviación obtenida debía ser a lo sumo hasta un 15%.

Entonces, siguiendo con el mismo orden como se han presentado los resultados, comenzamos para los que representan la validación, con los obtenidos tanto por el SOLVER como por el S.C, en cuanto a las propiedades de los productos de refinación, los cuales se reportan en la siguiente tabla.

Tabla N° 21. Comparación de los resultados obtenidos por el S.C y el SOLVER de las propiedades de los productos de refinación

Propiedad	GLP	GSL _{pr}	Jet	DSL
SOLVER				
G.e (adim.)	0,537	0,756	0,792	0,808
IRVP (adim.)	-	16,900	-	-
IOct (adim.)	-	3,229	-	-
S (peso)	-	2 E-4	0,000	0,070
I.P.H (adim.)	-	-	0,040	-
I.P.C (adim.)	-	-	0,244	-
I.C (adim.)	-	-		52,655
S.C				
G.e (adim.)	0,540	0,760	0,790	0,810
IRVP (adim.)	-	16,670	-	-
IOct (adim.)	-	3,230	-	-
S (peso)	-	2 E-4	0,000	0,070
I.P.H (adim.)	-	-	0,040	-
I.P.C (adim.)	-	-	0,240	-
I.C (adim.)	-	-		52,640

Propiedad	GLP	GSL _{pr}	Jet	DSL
% Desviación				
G.e (adim.)	0,55 %	0,53 %	0,25 %	0,25 %
IRVP (adim.)	-	1,38 %	-	-
IOct (adim.)	-	0,03 %	-	-
S (peso)	-	0,00 %	0,00 %	0,00 %
I.P.H (adim.)	-	-	0,00 %	-
I.P.C (adim.)	-	-	1,67%	-
I.C (adim.)	-	-	-	0,03 %

En la tabla anterior, podemos observar que comparando ambos simuladores se obtuvieron resultados prácticamente iguales, debido a que en su mayoría difieren en la segunda y tercera cifra decimal, esto explica el hecho de que las desviaciones sean menores al 2%, todo esto se deriva a que para calcular estas propiedades se hizo uso de los flujos correspondientes a las corrientes finales, las cuales presentaron un valor muy parecido con el obtenido por el S.C (ver tabla N° 24).

Ahora, para comparar el balance de masa obtenido en la refinería, se reportaron los resultados de las unidades a partir de las cuales se obtienen mayor rendimiento en gasolina jet y diesel, que son los productos de mayor valor en la misma, que para este caso son la unidad de hidrocraqueo y coquificación retardada. Asimismo, se compararan los flujos de las corrientes que se envían hacia el conjunto de pool de productos.

A continuación se presenta el conjunto de tablas en donde se reportan tales resultados.

Tabla N° 22. Comparación del balance de masa obtenido por el SOLVER y el S.C en la unidad de hidrocrqueo

Productos	SOLVER (t/d)	S.C (t/d)	% Desviación
Hidrocrqueo			
G.A	334,26	335,00	0,22
N.L.HC	417,97	418,00	0,01
D.HC	5.157,17	5.156,00	0,02
N.P.HC	814,21	815,00	0,09
A.A	23,01	23,00	0,04

Tabla N° 23. Comparación del balance de masa obtenido por el SOLVER y el S.C en la unidad de coquificación retardada

Productos	SOLVER (t/d)	S.C (t/d)	% Desviación
Coquificación retardada			
G.A	543,20	545,00	0,33
N.C	903,03	903,00	0,00
GOL.C	979,15	979,00	0,02
GOP.C	1.205,77	1.205,00	0,06
Coque	2.135,33	2.135,00	0,02

Observando los resultados en las tablas anteriores y la tabla N° 24, podemos notar que las desviaciones obtenidas continúan siendo bajas ya que no llegan al 1%. Por lo tanto, estas desviaciones garantizan que el modelo desarrollado y su implementación en Excel fueron realizadas empleando correctamente la metodología de programación lineal y su solución utilizando el SOLVER.

En la tabla N° 24 se presenta solo los resultados de las corrientes que se envían hacia el pool de productos. Sin embargo, para conocer todo el balance de masa obtenido a partir del S.C se muestra la figura N° 13.

Tabla N° 24. Comparación de los resultados de los flujos obtenidas por el SOLVER y el S.C de las corrientes que se envían hacia el pool de productos

Pooles	Productos	SOLVER (t/d)	S.C (t/d)	% Desviación
GLP	C₃	246,88	246,00	0,36
	N-C₄	143,20	142,00	0,85
	I-C₄	63,70	64,00	0,47
Azufre	Azufre	270,43	270,00	0,16
Gasolina Premium	(I-C₄)₁	83,19	83,00	0,23
	(N.L.D)₁	168,69	168,00	0,41
	(N.L.HC)₁	417,97	418,00	0,01
	(N.C.H)₃	0,00	0,00	0,00
	(N.P.H)₃	0,00	0,00	0,00
	(N.R)₁	2.133,01	2.134,00	0,05
Jet	K.D.H	1.031,33	1.031,00	0,03
	(K.D)₂	0,00	0,00	0,00
Diesel	D.HC	5.157,17	5.156,00	0,02
	D.D.H	2.042,72	2.042,00	0,04
	(D.D)₃	0,00	0,00	0,00
	GOL.C.H	964,85	965,00	0,02

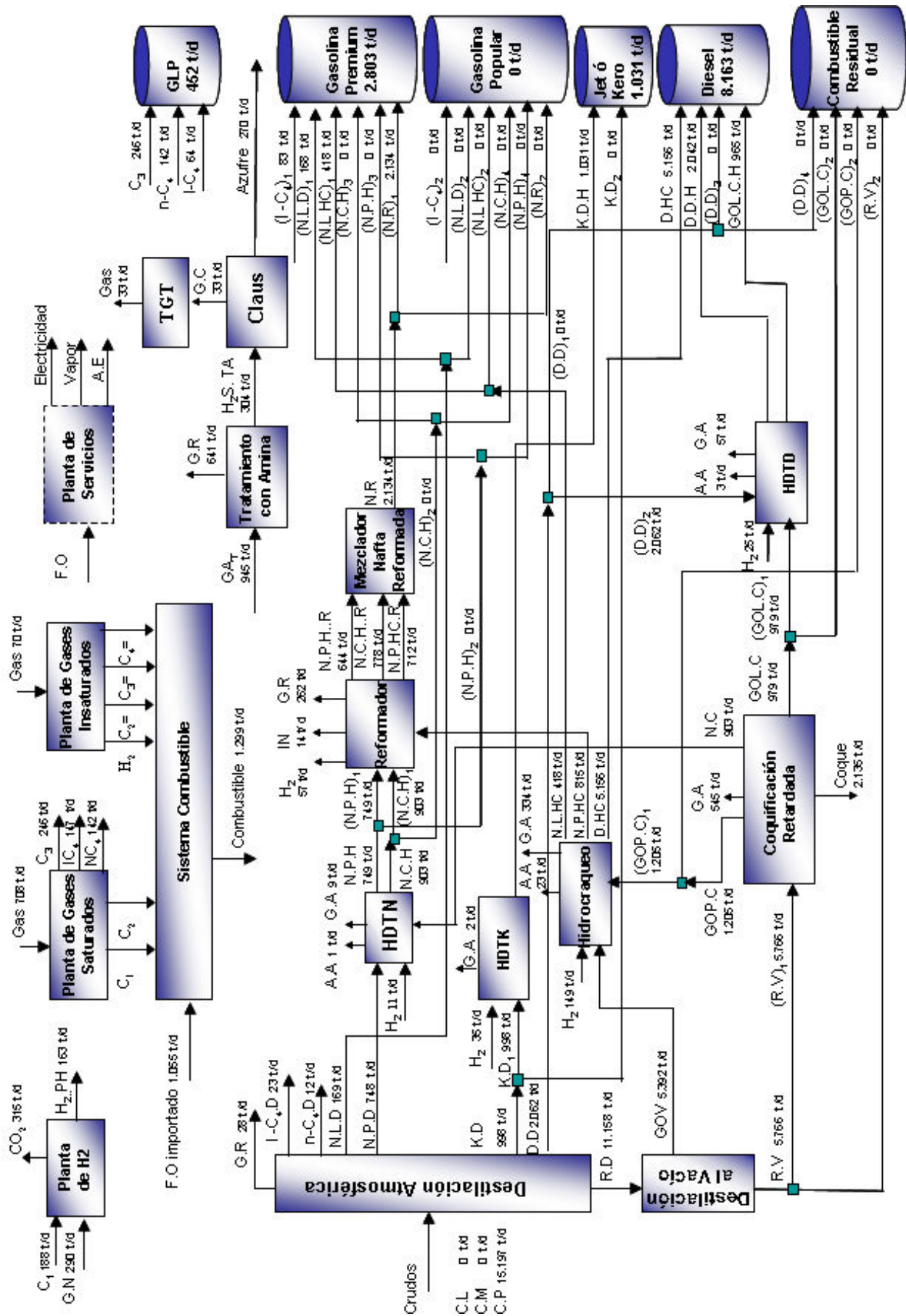


Figura N° 13. Balance de masa para el esquema base obtenido por el S.C

Tabla N° 25. Comparación de los resultados obtenidos por el SOLVER y el S.C de los servicios que se consumen en cada unidad e proceso

Servicios	Destilación	Hidrotratamiento de naftas	Reformación	Hidrocraqueo	Coquificación	Hidrotratamiento de diesel	Hidrotratamiento de kerosén
SOLVER							
Fuel Oil (MMBtu)	669,04	44,73	695,52	1.101,76	726,57	94,29	28,96
Electricidad (kWh)	18.490,85	1.146,00	12.085,43	70.327,74	9820,33	5374,26	1617,54
Vapor (Milb)	389,36	3,30	145,51	389,24	80,73	21,29	5,99
Agua de enfriamiento (Mgal)	0,00	1,65	226,91	1405,24	294,09	9,12	3,00
S.C							
Fuel Oil (MMBtu)	669,00	45,00	696,00	1.102,00	726,00	94,00	29,00
Electricidad (kWh)	18.489,00	1.146,00	12.086,00	70.314,00	9819,00	5.373,00	1.617,00
Vapor (Milb)	389,00	3,00	146,00	389,00	81,00	21,00	6,00
Agua de enfriamiento (Mgal)	0,00	2,00	227,00	1.405,00	294,00	9,00	3,00

Tabla N° 26. Comparación de los resultados obtenidos por el SOLVER y el S.C de los servicios que se consumen en cada unidad e proceso

Servicios	Tratamiento con aminas	Claus	Planta de hidrógeno	Planta de gases de cola	Planta de gases saturados	Planta de gases insaturados	Planta de servicios
SOLVER							
Fuel Oil (MMBtu)	-	-	3.005,92	1.367,88	-	-	317,03
Electricidad (kWh)	18.655,52	9.497,95	74.203,52	3.908,22	5.112,33	516,64	-
Vapor (Milb)	1.603,84	-	-	468,31	-	-	-
Agua de enfriamiento (Mgal)	-	-	-	19,54	2,14	0,00	-
S.C							
Fuel Oil (MMBtu)	-	-	3.005,00	1.367,00	-	-	316,00
Electricidad (kWh)	18.645,00	9.493,00	74.191,00	3.906,00	5.119,00	517,00	-
Vapor (Milb)	1.603,00	-	-	468,00	-	-	-
Agua de enfriamiento (Mgal)	-	-	-	20,00	2,00	0,00	-

Tabla N° 26. Desviaciones en los resultados de consumo de servicios obtenidas por el SOLVER con respecto al S.C

Servicios	Destilación	Hidrotratamiento de naftas	Reformación	Hidrocrackeo	Coquificación	Hidrotratamiento de diesel	Hidrotratamiento de kerosén
Fuel Oil (MMBtu)	0,001	0,60	0,07	0,02	0,08	0,30	0,14
Electricidad (kWh)	0,01	0,00	0,005	0,02	0,01	0,02	0,03
Vapor (Milb)	0,09	10,00	0,34	0,06	0,33	1,38	0,17
Agua de enfriamiento (Mgal)	0,00	17,50	0,04	0,02	0,03	1,33	0,00
Servicios	Tratamiento con aminas	Claus	Planta de hidrógeno	Planta de gases de cola	Planta de gases saturados	Planta de gases insaturados	Planta de servicios
% Desviación							
Fuel Oil (MMBtu)	-	-	0,03	0,06	-	-	0,33
Electricidad (kWh)	0,06	0,05	0,02	0,06	0,13	0,07	-
Vapor (Milb)	0,05	-	-	0,06	-	-	-
Agua de enfriamiento (Mgal)	-	-	-	2,3	7	0	-

Tabla N° 27. Resultados obtenidos por el SOLVER y el S.C de los servicios que se producen en las unidades de proceso

	SOLVER	S.C	% Desviación
Unidad / Servicio	Vapor (Mlb)		
Claus	615,64	615,00	0,10
Planta de hidrógeno	2.263,87	2,263,00	0,04

Tabla N° 28. Servicios totales que suministran la planta de servicios y el sistema de combustible

	SOLVER	S.C	%Desviación
Planta de Servicios			
Electricidad (kWh)	230.756,31	230.715,00	0,02
Vapor (Mlb)	228,08	228,08	0,00
Agua de Enfriamiento (Mgal)	1.961,90	1962,00	0,01
Sistema de Combustible			
Fuel Oil (MMBtu)	7.849,48	8.050,15	2,49

Finalmente, las tablas anteriores que muestran los resultados de los servicios tanto por el SOLVER como por el S.C así como la tabla N° 29 en donde se reportan los obtenidos para la función objetivo, obteniéndose de igual forma desviaciones bajas, por las mismas razones antes expuestas. Por tal motivo, se puede concluir que los resultados obtenidos a partir del SOLVER pueden ser considerados altamente confiables.

Tabla N° 29. Resultados obtenidos por el SOLVER y el S.C de los parámetros de la función objetivo

	SOLVER	S.C	Desviación (%)
Ventas (US\$/d)			
GLP	111.263,224	110.903,000	0,325
S	4.056,473	4.054,000	0,061
GSLpr	1.018.425,273	1.018.463,000	0,004
Jet	327.798,217	327.752,000	0,014
DSL	2.510.542,789	2.510.521,000	0,001
Coque	17.402,943	17.402,000	0,005
Total (US\$/d)	3.989.488,918	3.988.825,000	0,016
Costos (US\$/d)			
Compra de Crudos	2.894.000,000	2.894.000,000	0,000
Compra de G.N	17.389,599	17.423,000	0,192
Compra de F.O	9.571,896	9.869,000	3,010
Catalizadores + Químicos	1.070,896	1.071,000	0,001
Total (US\$/d)	2.922.032,382	2.922.363,000	0,011
Ganancia (US\$/d)	1.067.456,536	1.066.462,000	0,093

EVALUACIÓN DE VARIOS ESCENARIOS

Con la finalidad de conocer en que modo afectan diversos cambios ya sea en la demanda de productos como en la selección de los crudos, sobre la función objetivo, se plantearon cuatro casos los cuales se detallan a continuación.

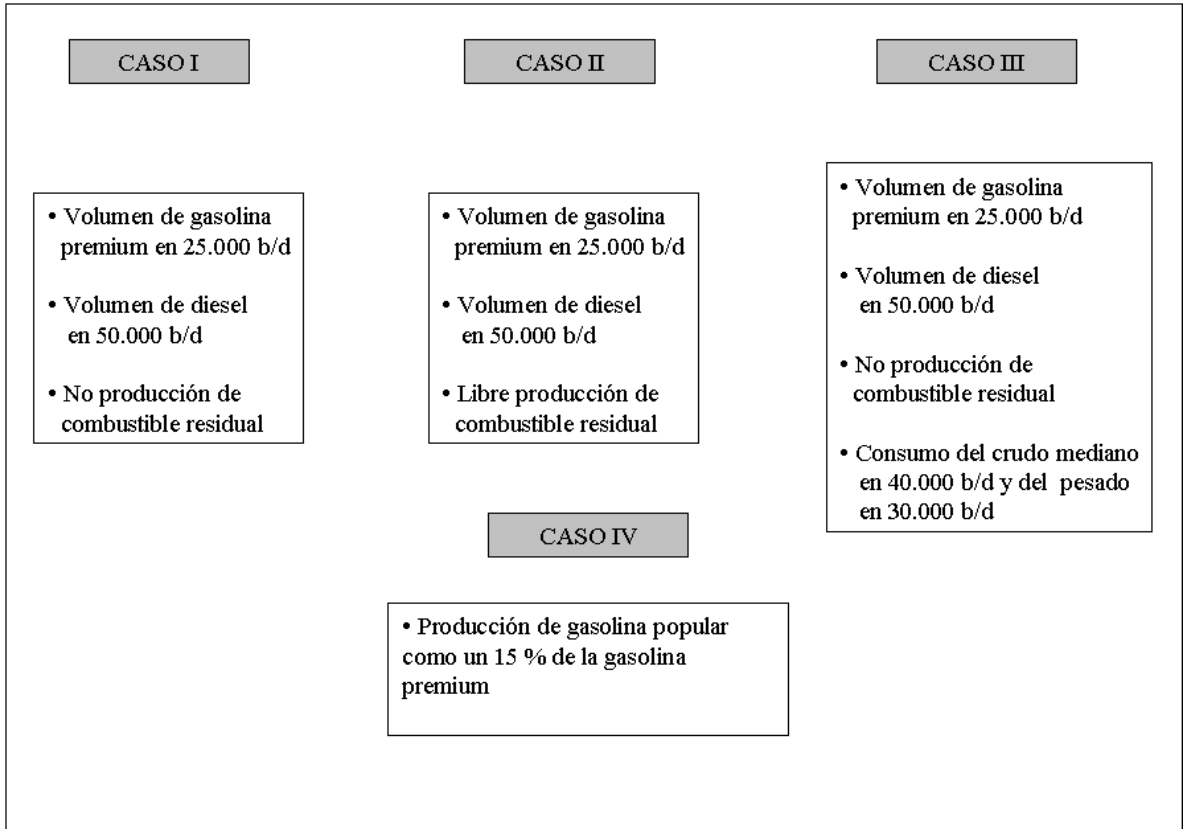


Figura N° 14. Casos planteados

Como se observa en la figura N° 14, se plantearon cuatro casos. En los dos primeros se fijaron como restricciones la demanda de gasolina premium, diesel y combustible, con el objetivo de conocer si de esta forma se utilizan los crudos liviano y mediano, en vista de que para el caso base la mejor solución se basaba en consumir solo el crudo pesado.

Para el tercer caso, se mantiene las mismas condiciones correspondientes al segundo caso, sólo que adicionalmente se incorporan restricciones en cuanto al consumo del crudo mediano en 40.000 b/d y pesado en 30.000 b/d.

Y para el último caso se obliga a producir gasolina popular como un 15% de lo que se obtienen en gasolina premium, debido a que para el caso base la solución óptima implicaba que no se producía la misma.

Con los casos anteriores se pretende visualizar el impacto de estos cambios sobre la función objetivo y por ende sobre el caso base.

En la tabla siguiente se presenta los flujos obtenidos para el caso base, de los productos que se van a someter a variación para evaluar los escenarios antes mencionados.

Tabla N° 30. Resumen caso base

	GSLpr	GSLpop	DSL	CRS
Caso Base (b/d)	23.294,27	0,00	63.590,24	0,00

CASO I

Para este primer caso, se puede observar que en relación al caso base la producción de gasolina premium se incrementa hasta 25.000 b/d mientras que la de diesel se disminuye hasta 50.000 b/d, y para el combustible residual se mantiene igual en cuanto a que no se produce.

Entonces para cumplir con estas condiciones, se obtuvo como resultado que la capacidad de la refinería ya no es de 100.000 b/d como se había obtenido para el caso base, sino que disminuyó hasta 89.356 b/d, y además en cuanto a la selección de crudos se consume tanto el pesado como el liviano, este último en mayor cantidad, lo cual resulta lógico debido a que a partir de este tipo de crudos se obtiene mayor rendimiento en gasolina, lo que además coincide con el resultado obtenido al simular cada uno de los crudos de manera individual tal como se mostró en la tabla N° 13.

Tabla N° 31. Selección de crudos obtenidos para el caso I

Crudos	C.L	C.M	C.P	Capacidad
(t/d)	7.711	0	5.147	12.858
(b/d)	55.487	0	33.869	89.356

Tabla N° 32. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenidos para el caso I con respecto al caso base

Productos	Caso I	Caso Base	Desviación (%)
Ventas (US\$/d)			
GLP	92.384,16	111.263,22	-16,97
S	2.803,88	4.056,47	-30,88
GSLpr	1.093.000	1.018.425,27	7,32
Jet	394.543,09	327.798,22	20,36
DSL	1.974.000	2.510.542,79	-21,37
CRS	0,00	0,00	0,00
Coque	10.997,37	17.402,94	-36,81
Ventas(US\$/d)	3.567.728,52	3.989.488,92	-10,57
Costos (US\$/d)			
Compra de Crudos	2.903.358,28	2.894.000,00	0,32
Compra de G.N	15.388,56	17.389,60	-11,51
Compra de F.O	7.160,83	9.571,90	-25,19
Catalizadores + Químicos	865,21	1.070,89	-19,21
Total (US\$/d)	2.926.772,89	2.922.032,38	0,16
Ganancia (US\$/d)	640.955,63	1.067.456,54	-39,95

En la tabla anterior podemos observar que bajo las restricciones fijadas, se obtiene una disminución en casi un 17% en las ventas de gas licuado de petróleo, esto es debido a que la producción de gas en comparación con el caso base disminuye porque para este escenario, no todo el crudo procesado es el pesado sino que se consume el liviano en mayor cantidad. A partir del consumo del crudo mas pesado se obtuvo mayor cantidad de gases, debido a que la mayoría provenía de la unidad de coquificación retardada, que según el balance de masa presentado en la figura N° 11 era de 543 t/d y para este caso fue de 343 t/d, tal como se muestra en la figura N° 15.

En cuanto a las ventas de azufre podemos apreciar que existe una disminución del 30%, esto se explica debido a que se consume mayor crudo liviano que contiene menor cantidad de azufre, por ende debe disminuir la producción de azufre para este caso.

Para el caso de la gasolina la restricción fijada en 25.000 b/d permitió obtener un incremento del 7% en las ventas de este derivado en comparación con el caso base, para lograr esto, observando el balance de masa de la figura N° 15, podemos apreciar que aumentó la producción de nafta liviana y pesada proveniente de la unidad de destilación, hasta alcanzar flujos de 424 t/d y 1340 t/d, respectivamente.

Por su parte el jet, presentó un aumento en ventas de un 20%, motivado a una mayor producción de kerosene en la unidad de destilación, precisamente por el tipo de crudos consumidos.

Y con respecto a las ventas de diesel, la restricción en cuanto a su producción condujo a obtener una disminución del 21%, para cumplir con esta restricción observando la figura N° 15, la unidad de hidrocraqueo que es la que permite obtener mayor rendimiento en este derivado bajó su producción con respecto al caso base, incrementándose entonces la de la unidad de destilación atmosférica, para lograr obtener la producción de gasolina exigida. De esta forma, la disminución del diesel ejerce una notable influencia al evaluar las ventas totales en la refinería, debido a que existe una disminución de casi el 11%.

Ahora bien si analizamos los costos obtenidos, podemos apreciar que el impacto que produce la introducción de las restricciones ya mencionadas, no es tan significativo debido a que solo existe un aumento del 0,16 % con respecto al caso base. Por lo tanto, la diferencia marcada entre un caso u otro en cuanto a la ganancia total en la refinería con la disminución del casi 40 %, esta influenciada principalmente por las ventas obtenidas.

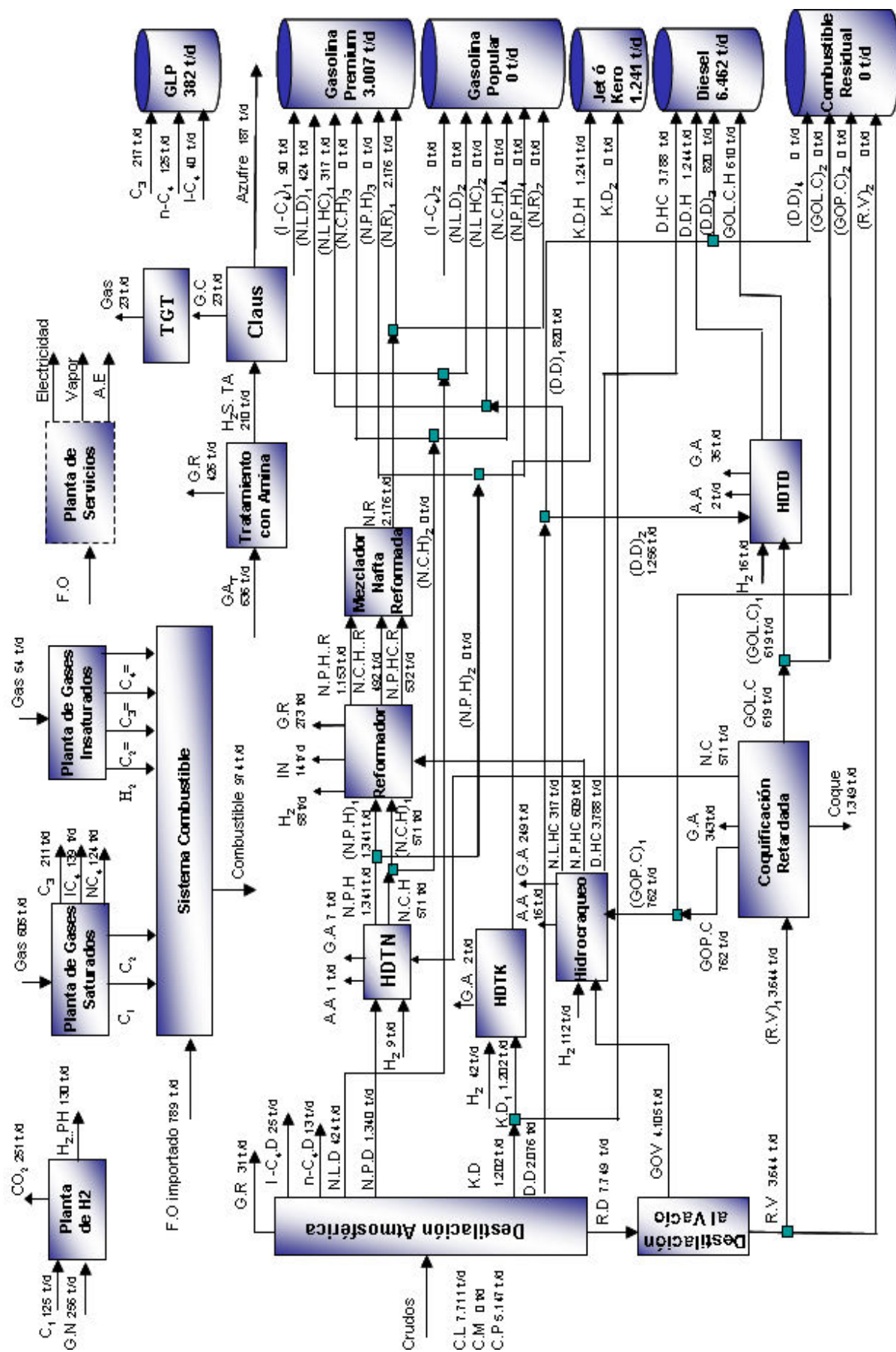


Figura N° 15. Balance de Masa para el CASO I

CASO II

En cuanto a este caso, se puede observar que mantienen las mismas condiciones impuestas para el caso anterior, a diferencia de que se deja libre la producción de combustible residual.

Según los resultados que se presentan en la tabla N° 33, podemos observar que a diferencia del caso anterior la capacidad utilizada es la máxima, es decir, de 100.0000 b/d. Asimismo, la dieta de crudo que garantiza la mejor solución, consiste en consumir el liviano y el pesado, en mayor cantidad para este último.

Tabla N° 33. Resultados de los flujos de los crudos procesados para el Caso II

Crudos	C.L	C.M	C.P	Capacidad
(t/d)	6.137	0	8.485	14.622
(b/d)	44.165	0	55.835	100.000

Ahora comparando los resultados de este caso con el obtenido para el caso base, según la tabla N° 34, se puede apreciar que para cumplir con las nuevas restricciones exigidas para la demanda de productos, se ve afectada la producción del gas licuado de petróleo (GLP) debido a que disminuyeron las ventas en casi un 14%.

Para el caso de las ventas de azufre, existe también una disminución de casi un 27%, lo cual es lógico debido a que se utiliza menor cantidad de crudo pesado, y por ende debe obtenerse menos azufre. Ahora, si se compara con el caso anterior, se ve un aumento no tan significativo, pero también es producto del tipo de crudo utilizado ya que en dicho caso se consume mayor cantidad del crudo liviano.

En cuanto a la producción de gasolina premium y diesel se mantuvieron los mismos valores del caso anterior debido a que estos no se cambiaron. Del mismo modo, para este caso tampoco se produce gasolina popular.

Tabla N° 34. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenidos para el caso II con respecto al caso base

Productos	Caso II	Caso base	Desviación (%)
Ventas (US\$/d)			
GLP	95.914,53	111.263,22	-13,79
S	2.973,98	4.056,47	-26,69
GSLpr	1.093.000,00	1.018.425,27	7,32
Jet	408.694,84	327.798,22	24,68
DSL	1.974.000,00	2.510.542,79	-21,37
CRS	396.444,21	0,00	-100,00
Coque	9.944,86	17.402,94	-42,86
Ventas (US\$/d)	3.980.981,42	3.989.488,92	-0,21
Costos (US\$/d)			
Compra de Crudos	3.146.626,46	2.894.000,00	8,73
Compra de G.N	17.820,09	17.389,60	2,48
Compra de F.O	7.913,46	9.571,90	-17,33
Catalizadores + Químicos	939,58	1.070,89	-12,26
Total(US\$/d)	3.173.299,59	2.922.032,38	8,60
Ganancia (US\$/d)	807.681,83	1.067.456,54	-24,34

Por su parte las ventas de jet en comparación con el caso base se incrementó en un 25%, debido a que si observamos la figura N° 16 que muestra el balance de masa para este caso, se puede apreciar un aumento en el producción de este derivado en la unidad de destilación hasta alcanzar un flujo de 1.245 t/d, esto se explica porque a partir del crudo liviano se obtienen mayor rendimiento en el mismo, el cual no se alimentaba para el caso base.

Este escenario en comparación con el anterior, permite visualizar un resultado importante. El hecho de aumentar la demanda de la gasolina premium, disminuir la producción de diesel y además dejar libre la producción de combustible residual, permite obtener una mayor ganancia que para el caso anterior, en donde fue de 640.956 US\$/d. Básicamente, lo que marca la diferencia es la restricción en cuanto a la producción de combustible residual, en donde por los resultados obtenidos, se puede concluir que se obtienen mayores beneficios económicos al dejar libre la producción de dicho combustible cuando se disminuye la producción de diesel, debido a que recordando los resultados para el caso base, precisamente se obtuvo que la mejor solución conducía a que no se produjera dicho combustible, pero para este caso no existía limitación en cuanto a la demanda de diesel.

Por lo tanto, las ventas que se obtienen por la producción de combustible, en cierta forma compensa la disminución de la producción de diesel. Por tal motivo, observando las ventas totales para ambos casos no difieren mucho sino en un 0,21 %.

Además, observando las ventas de coque, existe una disminución de más del 40%, esto es debido a que si observamos el balance de masa en la figura N° 16, no todo el residuo de vacío proveniente de la unidad de destilación se introduce en la unidad de coquificación retardada como ocurría para el caso base, sino que de los 4.566 t/d que se producen 1.270 t/d se destina al pool de combustible residual, para de esta forma cumplir con la demanda de diesel exigida para este caso.

Por último, observando que la diferencia en las ventas entre este escenario y el caso base no es considerable, quien ejerce mayor influencia en cuanto a la ganancia total son los costos de las mismas. En donde para este caso, como existe un consumo de crudo liviano involucra por tal motivo un incremento del 9% en los gastos asociados a la compra de materia prima.

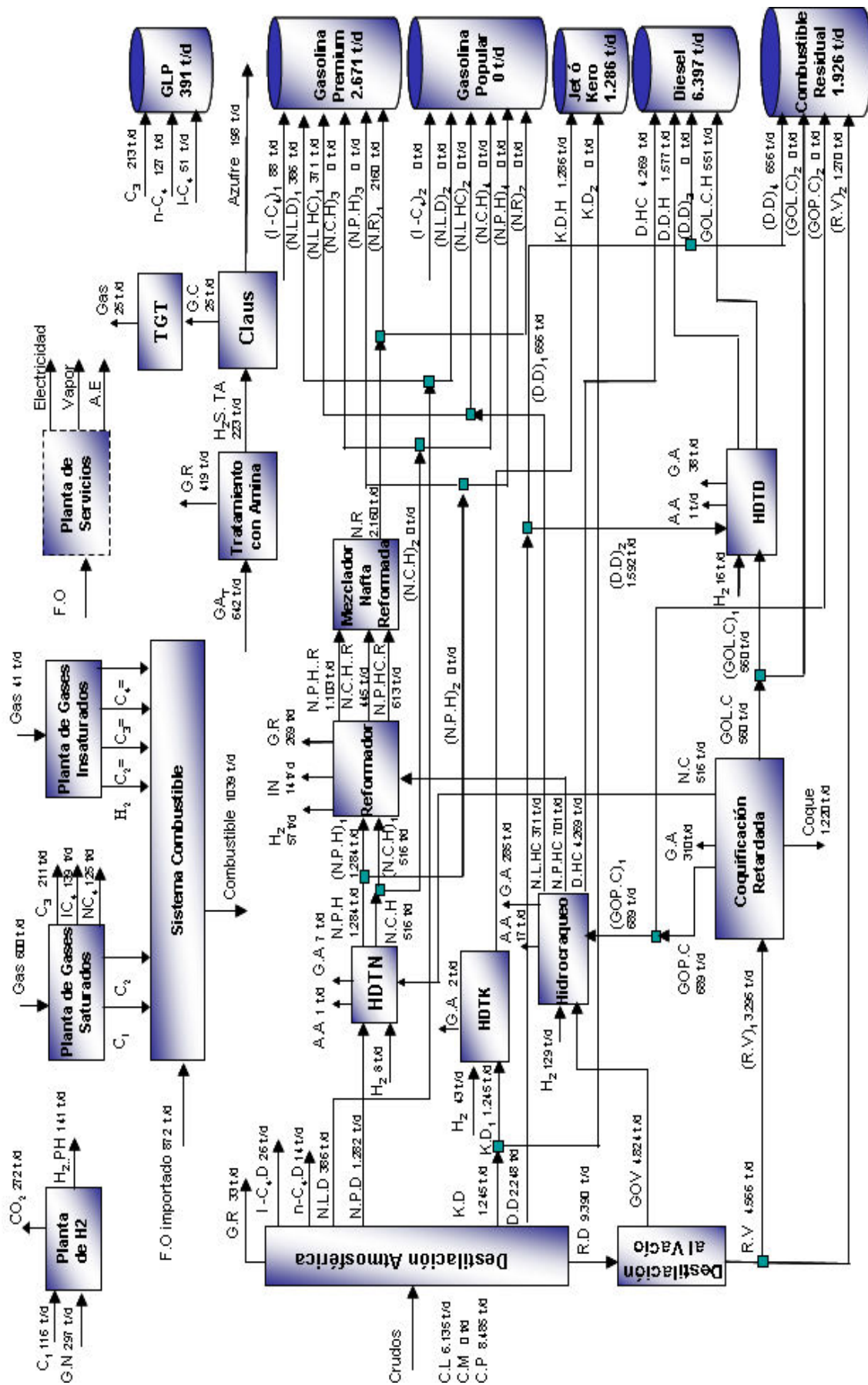


Figura N° 16. Balance de Masa para el CASO II

CASO III

Para este caso se mantienen las mismas condiciones del caso II debido a que en relación al caso I se obtienen mayores ganancias, adicionalmente se incorporan dos restricciones en cuanto a la selección de crudos, en vista de que para ninguno de los casos anteriores se consume el crudo liviano. Se fijaron valores de acuerdo a los que manejan las refinerías existentes, estos fueron de 30.000 b/d para el crudo pesado y 40.000 b/d para el crudo mediano.

Los resultados reportados en la tabla N° 35, muestran que la capacidad que maneja la refinería es la máxima, es decir, de 100.000 b/d. Lo cual coincide con el obtenido para el caso anterior, debido a que se mantuvieron las mismas restricciones relacionadas a la demanda de los productos.

Tabla N° 35. Resultados de los flujos de los crudos procesados para el CASO III

Crudos	C.L	C.M	C.P	Capacidad
(t/d)	4.168,96	5.884,65	4.559,27	14.612,89
(b/d)	30.000,00	40.000,00	30.000,00	100.000, 00

Ahora, comparando estos resultados con los obtenidos a partir del caso base, se puede apreciar en la tabla N° 36 que consumiendo el crudo mediano, se obtiene un incremento en las ventas en casi un 2%. Esto es debido, a que lo productos mas costosos entre los cuales esta la gasolina premium se genera en mayor cantidad lo cual es motivado por las restricciones fijadas, la gasolina popular para este caso se produce lo cual constituye un ingreso adicional y por su parte la disminución de la producción de diesel, tal como se explicó en el caso anterior esta compensada con la producción de combustible residual.

Tabla N° 36. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenidos para el caso III con respecto al caso base

Productos	Caso III	Caso base	Desviación (%)
Ventas (US\$/d)			
GLP	67.868,08	111.263,22	-39,00
S	2.859,10	4.056,47	-29,52
GSLpr	1.093.000,00	1.018.425,27	7,32
GSLpop	116.631,82	0,00	100,00
Jet	419.125,95	327.798,22	27,86
DSL	1.974.000,00	2.510.542,79	-21,37
CRS	375.363,26	0,00	100,00
Coque	10.014,25	17.402,94	-42,46
Ventas (US\$/d)	4.058.862,46	3.989.488,92	1,74
Costos (US\$/d)			
Compra de Crudos	3.222.400,00	2.894.000,00	11,35
Compra de G.N	24.931,41	17.389,60	43,37
Compra de F.O	8.430,79	9.571,90	-11,92
Catalizadores + Químicos	752,84	1.070,89	-29,70
Total	3.256.515,03	2.922.032,38	11,45
Ganancia (US\$/d)	802.347,42	1.067.456,54	-24,84

No obstante, aunque existe un incremento en las ventas, los costos asociados para este caso aumentan en un 11% en relación al caso base, en donde la compra del crudo es el responsable de este incremento. Por lo tanto, influye drásticamente sobre la ganancia de la refinería, debido a que genera una disminución del 25%.

Una vez hecho el análisis anterior, resulta conveniente comparar este caso con los anteriores, en vista de que para los dos primeros casos no se seleccionó en la dieta de alimentación al crudo mediano. Esto se presenta en la siguiente tabla.

Tabla N° 37. Comparación de los resultados de la función objetivo para los tres casos

Productos	Caso I	Caso II	Caso III
Ventas (US\$/d)			
GLP	92.384,16	95.914,53	67.868,08
S	2.803,88	2.973,98	2.859,10
GSLpr	1.093.000	1.093.000,00	1.093.000,00
GSLpop	0,00	0,00	116.631,82
Jet	394.543,09	408.694,84	419.125,95
DSL	1.974.000	1.974.000,00	1.974.000,00
CRS	0,00	396.444,21	375.363,26
Coque	10.997,37	9.944,86	10.014,25
Ventas (US\$/d)	3.567.728,52	3.980.981,42	4.058.862,46
Costos (US\$/d)			
Compra de Crudos	2.903.358,28	3.146.626,46	3.222.400,00
Compra de G.N	15.388,56	17.820,09	24.931,41
Compra de F.O	7.160,83	7.913,46	8.430,79
Catalizadores + Químicos	865,21	939,58	752,84
Total(US\$/d)	2.926.772,89	3173299,59	3.256.515,03
Ganancia (US\$/d)	640.955,63	807.681,83	802.347,42

Comparando los tres casos se puede observar que con el último se obtiene mayores ventas, lo cual resulta lógico debido a que en la dieta de alimentación se consumen 40.000 b/d de crudo mediano y 30.000 b/d del liviano, por ende debe obtenerse mayor rendimiento en productos livianos que son más costosos.

Para el caso III, se muestra un incremento en la producción de jet y además es el único caso donde se produce gasolina popular. Debido a que como existe restricción en cuanto a la producción de la gasolina premium, y por las características de la alimentación utilizada conducen a obtener un mayor rendimiento en este tipo derivados, razón por la cual es necesario producir la gasolina popular, para poder cumplir con la restricción de demanda establecida.

Observando la figura N °17, en donde se presenta el balance de masa obtenido para este escenario, se puede evidenciar lo antes expuesto, ya que en comparación a los otros dos casos, se obtienen una mayor producción de jet con un flujo de 1.319 t/d, determinado por el rendimiento en la unidad de destilación.

Aunado a esto, en cuanto a la gasolina popular, podemos apreciar que las corrientes de nafta que se envían hacia el pool de esta gasolina solo son hidrotratadas, mas no se envían a la unidad de reformación debido a que no es necesario, porque aún así cumplen con las restricciones de calidad impuestas para la misma.

Por otro lado, la razón fundamental que explica porque no se utiliza el crudo mediano en los casos I y II, a pesar de que incorporándolo se obtienen mayores ventas, se fundamenta en los costos obtenidos. Tal como se apreció en la tabla N° 37 el costo asociado a la compra de materia prima se incrementa con respecto a los anteriores. Por lo tanto, disminuye la ganancia de la refinería en relación al segundo caso. Se compara con este caso, debido a que para este tercer escenario se mantuvo la misma restricción establecida para dicho caso, en cuanto a dejar libre la producción de combustible residual ya que se obtenía una mejor solución. Entonces, por tal motivo se verifica que la mejor combinación para garantizar la máxima ganancia, cumpliendo con el conjunto de restricciones fijadas para la gasolina premium y el diesel, lo proporciona los crudos liviano y pesado, aún cuando el crudo mediano posee mejores características que el crudo pesado, sin embargo, el factor costo juega un papel importante en el momento de definir la ganancia en la refinería.

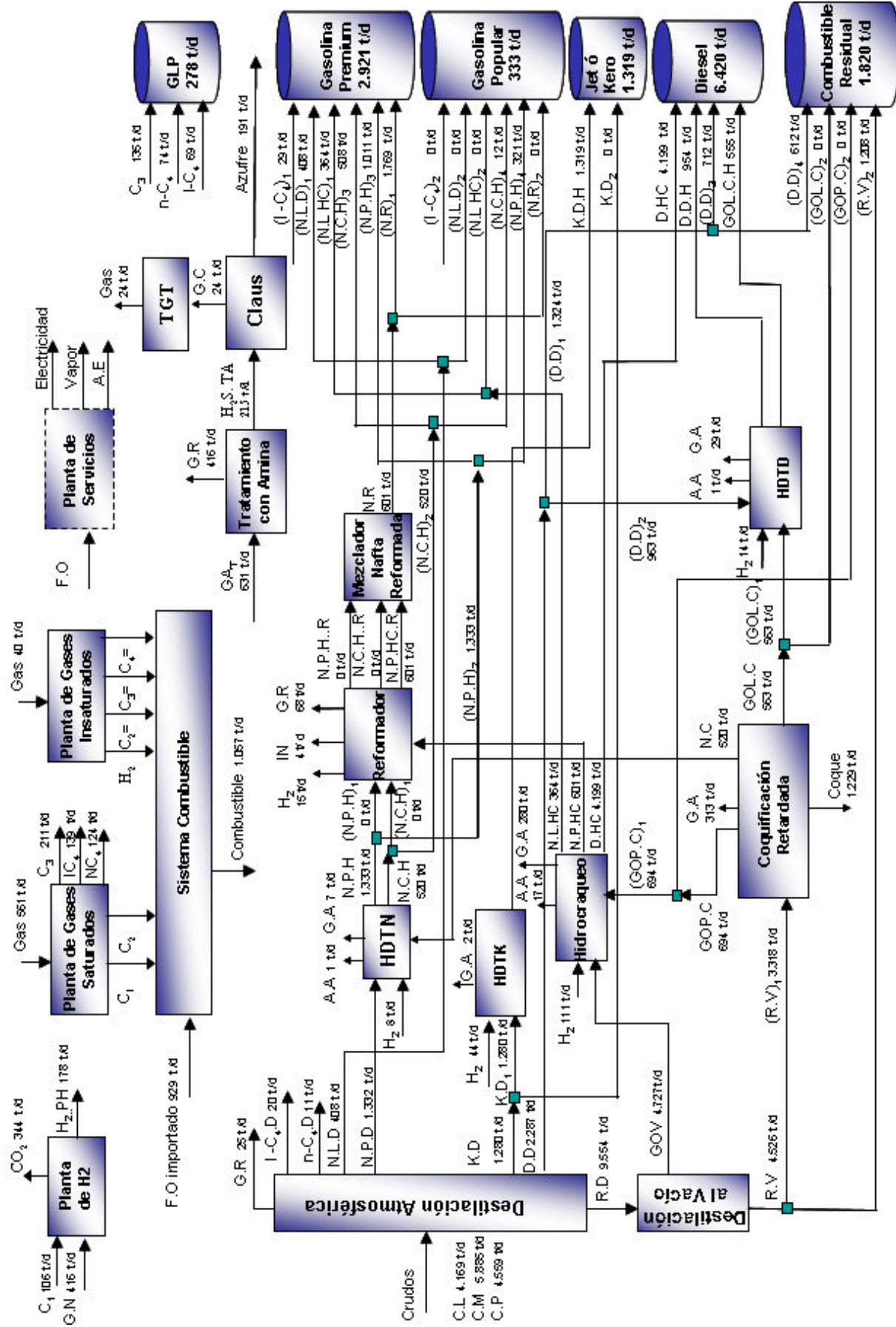


Figura N° 17. Balance de Masa para el CASO III

CASO IV

Se planteo este último caso, debido a que en algunas refinerías venezolanas se produce gasolina popular en una proporción del 15 % con respecto a la premium.

En la tabla N° 38 se presenta la dieta de crudos utilizada, que es la misma que la obtenida para el caso base.

Tabla N° 38. Resultados de los flujos de los crudos procesados para el caso IV

Crudos	C.L	C.M	C.P
(t/d)	0,00	0,00	15.197,54
(b/d)	0,00	0,00	100.000,00

En la tabla N° 39, se muestran los resultados obtenidos al producir gasolina popular, en donde podemos observar que la diferencia con respecto al caso base, realmente es poco significativa, ya que se obtuvo una disminución del 0,34% en la ganancia de la refinería.

Tabla N° 39. Comparación de los resultados de la función objetivo obtenido para el caso IV con respecto al caso base

Productos	Caso IV	Caso Base	Desviación (%)
Ventas (US\$/d)			
GLP	111.263,19	111.263,22	-2,70E-05
S	4.056,44	4.056,47	-7,40E-04
GSLpr	885.588,03	1.018.425,27	-13,00
GSLpop	129.252,91	0,00	100,00
Jet	327.764,10	327.798,22	-1,04E-02
DSL	2.510.541,39	2.510.542,79	-5,58E-05
CRS	0,00	0,00	0,00
Coque	17.402,92	17.402,94	-1,15E-04
Ventas (US\$/d)	3.985.868,97	3.989.488,92	-0,09

Productos	Caso IV	Caso Base	Desviación (%)
Costos (US\$/d)			
Compra de Crudos	2.894.000,00	2.894.000,00	0,00
Compra de G.N	17.387,61	17.389,60	-1,14E-02
Compra de F.O	9.571,05	9.571,90	-8,88E-03
Catalizadores + Químicos	1.070,84	1.070,89	-4,67E-03
Total(US\$/d)	2.922.031,17	2.922.032,38	-4,14E-05
Ganancia (US\$/d)	1.063.837,81	1.067.456,54	-0,34

Además, podemos apreciar que la nueva restricción fijada no afecta prácticamente a ninguno de los restantes productos de refinación, ya que la desviación obtenida es casi nula.

Por otra parte, observando la figura N° 18, que representa el balance de masa para este caso, podemos apreciar que para cumplir con la producción de gasolina popular, las corrientes que fueron divididas son las de nafta liviana proveniente de la unidad de hidrocraqueo, donde para el caso base toda se introducía al pool de gasolina premium, para este escenario de 418 t/d que corresponde al flujo total, 120 t/d se introducen en el pool de gasolina popular.

De igual forma sucede con la corriente de nafta reformada, en donde de 2.133 t/d producida, 228 t/d se destinan al pool en cuestión. Y por último también se puede observar una alimentación de 9 t/d de isobutano proveniente de los diversos procesos presentes en la refinería.

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES

En esta sección se presentan las conclusiones obtenidas al realizar este Trabajo Especial de Grado.

- El esquema de la refinería construido orientado a la producción de diesel, puede ser considerado como esquema base, y por lo tanto ser utilizado para otros crudos que pertenezcan a la misma clasificación de los evaluados.
- La selección de la dieta de crudo que garantiza la máxima ganancia para el caso base, corresponde en procesar solo el crudo pesado.
- Debido a que las desviaciones obtenidas fueron en su mayoría menores al 1%, se garantiza que la metodología empleada para desarrollar el modelo de programación lineal, así como su implementación en Excel fue la correcta.
- El incorporar restricciones en cuanto al aumento de la producción de gasolina premium y disminución de la de diesel, permitió consumir además del crudo pesado al crudo liviano.
- Dejar libre la producción de combustible residual permite obtener mayor ganancia en la refinería con respecto al primer caso.
- El tercer caso permitió deducir que el incorporar el crudo mediano en la dieta de alimentación, en comparación con la combinación de los otros dos crudos, ejerce mayor influencia sobre los costos y por ende sobre la ganancia de la refinería.

- Al fijar la restricción en cuanto a la producción de gasolina popular en el caso base, se obtiene una disminución en la ganancia en menos del 1%.
- Se garantiza con los resultados obtenidos para los escenarios evaluados, que el modelo desarrollado presenta una gran flexibilidad ante diversos cambios.

CAPÍTULO VII

RECOMENDACIONES

- Se recomienda incorporar al modelo una interfase computacional, que involucre el uso de macros, de tal forma que se puedan desactivar unidades dependiendo de la dieta de crudo alimentada y que además permita facilitar el manejo de la herramienta por parte del usuario.
- Al desarrollar este tipo de modelos se debería validar los resultados con data real existente en refinerías, de tal forma de tener una base mas precisa de comparación.
- Se recomienda para trabajos posteriores, ampliar la data en cuanto a los rendimientos de los productos para cada unidad en relación al tipo de crudo utilizado, de tal forma, de que pueda emplearse otros crudos y conocer su impacto sobre la ganancia de la refinería.

CAPÍTULO VIII

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Antonioni, I. (1999); “Desarrollo de modelos matemáticos para los procesos de producción de hidrógeno por oxidación parcial (POX) y de coquificación retardada”. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Oriente.
2. Aquino, L. (2003); “Curso de Refinación”. PDVSA-INTEVEP, Los Teques.
3. Azofeifa, C. (2003); “Aplicación de Excel en la Investigación de Operaciones”. Disponible: <http://www.una.ac.cr/mate/publicac/excel.htm> [Consulta: 2006, Diciembre 12].
4. Baird, T. (1989); “Guide to Petroleum Product Blending”. Editorial Winchesler, Virginia.
5. CORPOVEN (1990); “Nociones sobre la Industria Petrolera Venezolana”. Venezuela.
6. Ferreira, J. (2003); “Desarrollo de un Modelo de Refinación utilizando Técnicas de Programación Lineal con las Nuevas Tecnologías, para atender las Regulaciones de Calidad del Mercado Mundial de Combustible”. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
7. Gary, J. y Handwerk G. (1980); “Refino de Petróleo: Tecnología y Economía”. Editorial Reverté, España.
8. Glismann, K. y Gruhn, G. (2001); “Short-term scheduling and recipe optimization of blending processes”. *Computers and Chemical Engineering* 25: 627-634.

9. Gutierrez, C. (2003); “Modelaje y Simulación de Columnas de Absorción y Despojamiento para el Hidrotratamiento de Diesel”. Trabajo Especial de Grado. Universidad Simón Bolívar, Caracas.
10. Lundgren, M.; Lundgren, T. y Persson J. (2002); “An optimization model for refinery production scheduling”. *Int. J. Production Economics* 78: 55-270.
11. PDVSA, (1994); “Manual de Procesos de Refinación”. Caracas.
12. Marín, J. (2006); “Solver: La Navaja Suiza de la Programación Lineal”. Disponible: <http://www.jmingenieria.com/index.html?tabladecontenido.htm> [Consulta: 2006, Diciembre 12].
13. Martínez, C. (2005); “Hidrotratamiento de Gasóleos de Vacío”. Trabajo Especial de Grado. Universidad Simón Bolívar, Caracas.
14. Maurin, H. (1973); “El Petróleo Refino y Tratamiento Químico”. Editorial Cepsa, Madrid.
15. PDVSA-INTEVEP (1990); “Procesos de Hidrotratamiento”, Los Teques
16. PDVSA-INTEVEP (1994); “Manual de Documentación Técnica del Modelo VTE”, Los Teques.
17. PDVSA-INTEVEP (2006); “Seminario de Tendencias en Calidad de Productos”, Los Teques.
18. Sardella, R. (2004); “Curso de Refinación”. PDVSA-INTEVEP, Los Teques.
19. Scenna, N. (1999); “Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos” [Libro en Línea]. Universidad Tecnológica Nacional. Disponible:

http://www.modeladoingenieria.edu.ar/libros/modeinge/modinge.htm#notas_electronica [Consulta: 2006, Noviembre 20].

20. Sittig, M. (1978); “Petroleum Refining Industry: Energy Saving and Environmental Control”. Editorial Park Ridge.
21. Tarifa, E. (1999); “Simulación de Sistemas Químicos” [Libro en línea]. Universidad Nacional del Jujuy. Disponible: http://www.modeladoingenieria.edu.ar/libros/ssqtarifa/ssq_f.htm [Consulta: 2006, Noviembre 20].
22. Taha, A. (2004); “Investigación de Operaciones”. 7ma edición. Prentice Hall, México.
23. Zhang, B.J. y Hua, B. (2007). “Effective MILP model for oil refinery-wide production planning and better energy utilization”. *Journal of Cleaner Production* 15: 439-448.

CAPÍTULO IX

APÉNDICES

APÉNDICE A. EJEMPLO DE APLICACIÓN DEL MÉTODO SIMPLEX

Suponiendo el siguiente modelo:

$$\text{Maximizar } z = 5x_1 + 4x_2$$

sujeta a:

$$6x_1 + 4x_2 \leq 24$$

$$x_1 + 2x_2 \leq 6$$

$$-x_1 + x_2 \leq 1$$

$$x_2 \leq 2$$

$$x_1, x_2 \geq 0$$

Transformando las desigualdades a igualdades:

$$\text{Maximizar } z = 5x_1 + 4x_2 + 0s_1 + 0s_2 + 0s_3 + 0s_4$$

Sujeta a:

$$6x_1 + 4x_2 + s_1 = 24$$

$$x_1 + 2x_2 + s_2 = 6$$

$$-x_1 + x_2 + s_3 = 1$$

$$x_2 + s_4 = 2$$

$$x_1, x_2, s_1, s_2, s_3, s_4 \geq 0$$

Las variables s_1, s_2, s_3, s_4 , son las holguras asociadas con las restricciones respectivas.

A continuación se expresará la función objetivo como sigue:

$$z - 5x_1 - 4x_2 = 0$$

Para hallar los valores de las soluciones factibles, el método Simplex desarrolla una matriz en donde introduce el modelo y como se explico en el capítulo II, toma inicialmente como variables no básicas a las variables de decisión para obtener la primera solución básica.

Variables no básicas (x_1, x_2)

Variables básicas (s_1, s_2, s_3, s_4)

De esta manera, la tabla inicial Simplex se puede representar como sigue:

Tabla N° 40. Matriz inicial Simplex

Básica	z	x_1	x_2	s_1	s_2	s_3	s_4	Solución
z	1	-5	-4	0	0	0	0	0
s_1	0	6	4	1	0	0	0	24
s_2	0	1	2	0	1	0	0	6
s_3	0	-1	1	0	0	1	0	1
s_4	0	0	1	0	0	0	1	2

Posteriormente, se determina cuales son las variables de entrada y salida, para ello se aplican las condiciones de optimalidad y factibilidad, respectivamente explicadas en el capítulo II, obteniéndose como variable de entrada x_1 , porque tiene el coeficiente más negativo en la función objetivo, que es de maximización. Y como variable de salida s_1 , tal como se observa en la siguiente tabla:


Tabla N° 41. Tabla de condición de factibilidad

Básica	Entra x_1	solución	Razón o intersección
s_1	6	24	$x_1=24/6 = 4$ ← mínimo
s_2	1	6	$x_1=6/1 = 6$
s_3	-1	1	$x_1=1/-1 = -1$
s_4	0	2	$x_1=2/0 = \infty$


La siguiente es una réplica de la tabla de inicio. Asocia a la columna pivote y al renglón pivote con las variables de entrada y de salida, respectivamente. A la intersección de la columna pivote con el renglón pivote se le llama pivote o elemento pivote.

Tabla N° 42. Matriz inicial Simplex con columna y renglón pivote

Básica	z	x ₁	x ₂	s ₁	s ₂	s ₃	s ₄	Solución
z	1	-5	-4	0	0	0	0	0
s ₁	0	6	4	1	0	0	0	24
s ₂	0	1	2	0	1	0	0	6
s ₃	0	-1	1	0	0	1	0	1
s ₄	0	0	1	0	0	0	1	2



 Columna pivote



 Renglón pivote

Posteriormente, se aplica el procedimiento de Gauss-Jordan para obtener la nueva solución:

$$\text{Nuevo renglón pivote } x_1 = \text{Renglón pivote actual} \div 6$$

$$\text{Nuevo renglón } z = (\text{Renglón } z \text{ actual}) - (-5) * (\text{Nuevo renglón pivote})$$

$$\text{Nuevo renglón } s_2 = (\text{Renglón } s_2 \text{ actual}) - (1) * (\text{Nuevo renglón pivote})$$

$$\text{Nuevo renglón } s_3 = (\text{Renglón } s_3 \text{ actual}) - (-1) * (\text{Nuevo renglón pivote})$$

$$\text{Nuevo renglón } s_4 = (\text{Renglón } s_4 \text{ actual}) - (-0) * (\text{Nuevo renglón pivote})$$

La tabla nueva que corresponde a la nueva solución básica (x₁,s₂,s₃,s₄) se convierte en:

Tabla N° 43. Nueva matriz Simplex con columna y renglón pivote

Básica	z	x ₁	x ₂	s ₁	s ₂	s ₃	s ₄	Solución
z	1	0	-2/3	5/6	0	0	0	20
x ₁	0	1	2/3	1/6	0	0	0	4
s ₂	0	0	4/3	-1/6	1	0	0	2
s ₃	0	0	5/3	1/6	0	1	0	5
s ₄	0	0	1	0	0	0	1	2

↓
Columna pivote

→ Renglón pivote

Como todavía existen coeficientes negativos en la función objetivo, nuevamente se aplica las condiciones de optimalidad y factibilidad, para luego obtener la nueva solución básica.

La última tabla identifica a x₂ y s₂ como las variables de entrada y de salida, respectivamente. La justificación de esas selecciones es la siguiente: al examinar la tabla se observa que no es óptimo, porque la variable no básica x₂ tiene un coeficiente negativo en el renglón z.

A continuación, los cálculos de razones de la siguiente tabla indican que s₂ es la variable de salida

Tabla N° 44. Nueva tabla de condición de factibilidad

Básica	Entra x ₂	Solución	Razón o intersección
x ₁	2/3	4	$x_2=4/(2/3) = 6$
s ₂	4/3	2	$x_2=2/(4/3) = 1,5$ ← Mín.
s ₃	5/3	5	$x_2=5/(5/3) = 3$
s ₄	1	2	$x_2=2/1=2$

Dadas x₂ y s₂ como variables de entrada y de salida se aplica nuevamente las operaciones de renglón de Gauss-Jordan:

Nuevo renglón pivote $x_2 =$ Renglón pivote actual $\div 4/3$

Nuevo renglón $z =$ (Renglón z actual) - $(-2/3) \cdot$ (Nuevo renglón pivote)

Nuevo renglón $x_1 =$ (Renglón x_1 actual) - $(2/3) \cdot$ (Nuevo renglón pivote)

Nuevo renglón $s_3 =$ (Renglón s_3 actual) - $(5/3) \cdot$ (Nuevo renglón pivote)

Nuevo renglón $s_4 =$ (Renglón s_4 actual) - $(1) \cdot$ (Nuevo renglón pivote)

Con estos cálculos se obtiene la siguiente tabla:

Tabla N° 45. Matriz final Simplex

Básica	z	x_1	x_2	s_1	s_2	s_3	s_4	Solución
z	1	0	0	3/4	1/2	0	0	21
x_1	0	1	0	1/4	-1/2	0	0	3
x_2	0	0	1	-1/8	3/4	0	0	3/2
s_3	0	0	0	3/8	-5/4	1	0	5/2
s_4	0	0	0	1/8	-3/4	0	1	1/2

Como ninguno de los coeficientes del renglón z asociados con las variables no básicas s_1 y s_2 son negativos, esta última tabla es óptima.

APÉNDICE B. EJEMPLO DE APLICACIÓN DEL MÉTODO DE DOS FASES

Suponiendo el siguiente modelo:

$$z = 4x_1 + x_2$$

Sujeta a:

$$3x_1 + x_2 = 3$$

$$4x_1 + 3x_2 \geq 6$$

$$x_1 + 2x_2 \leq 4$$

$$x_1, x_2 \geq 0$$

La primera y segunda ecuaciones no tienen variables que puedan desempeñar el papel de holguras, pero la tercera sí, porque tienen la holgura x_4 . Así, se agregan las variables artificiales R_1 y R_2 en las dos primeras ecuaciones, como se presenta a continuación:

$$\begin{aligned} 3x_1 + x_2 + R_1 &= 3 \\ 4x_1 + 3x_2 - x_3 + R_2 &= 6 \\ x_1 + 2x_2 + x_4 &= 4 \\ x_1, x_2, x_3, x_4, R_1, R_2 &\geq 0 \end{aligned}$$

Fase I.

$$\text{Minimizar } r = R_1 + R_2$$

Sujeta a:

$$\begin{aligned} 3x_1 + x_2 + R_1 &= 3 \\ 4x_1 + 3x_2 - x_3 + R_2 &= 6 \\ x_1 + 2x_2 + x_4 &= 4 \\ x_1, x_2, x_3, x_4, R_1, R_2 &\geq 0 \end{aligned}$$

La tabla asociada es la siguiente:

Tabla N° 46. Matriz inicial fase I

Básica	x_1	x_2	x_3	R_1	R_2	x_4	Solución
r	0	0	0	-1	-1	0	0
R_1	3	1	0	1	0	0	3
R_2	4	3	-1	0	1	0	6
x_4	1	2	0	0	0	1	4

Antes de proseguir con los cálculos se necesita hacer que el renglón r sea consistente con el resto de la tabla. En forma específica, en la tabla $R_1=3$, $R_2=6$ y $x_4=4$, esta solución indica que el valor de $r = 3+6 = 9$, en lugar de 0 como se

observa al lado derecho del renglón r. Esta inconsistencia se puede eliminar sustituyendo el renglón r, por los siguientes cálculos:

$$\text{Nuevo renglón } r = \text{renglón } r \text{ anterior} + [1 * \text{renglón } R_1 + 1 * \text{renglón } R_2]$$

El nuevo renglón r se usa para resolver la fase I del problema, con lo que se obtiene la siguiente tabla óptima (luego de aplicar el procedimiento de Gauss Jordan):

Tabla N° 47. Matriz de solución básica de inicio

Básica	x_1	x_2	x_3	R_1	R_2	x_4	Solución
r	0	0	0	-1	-1	0	0
x_1	1	0	1/5	3/5	-1/5	0	3/5
x_2	0	1	-3/5	-4/5	3/5	0	6/5
x_4	0	0	1	1	-1	1	1

Como mínimo de $r = 0$, la fase I produce la solución básica factible $x_1=3/5$, $x_2=6/5$ y $x_4=1$. Llegado a este punto, las variables artificiales ya cumplieron su misión y se pueden eliminar de la tabla las columnas, por completo y pasar a la fase II.

Fase II. Después de eliminar las columnas artificiales, el problema original se escribe así:

$$\text{Minimizar } z = 4x_1 + x_2$$

Sujeta a:

$$x_1 + 1/5x_3 = 3/5$$

$$x_2 - 3/5x_3 = 6/5$$

$$x_3 + x_4 = 1$$

$$x_1, x_2, x_3, x_4 \geq 0$$

En esencia, la fase I es un procedimiento que transforma las ecuaciones originales de restricción en tal forma que se obtiene una solución factible básica de inicio

para el problema. La tabla asociada con la fase II del problema es, por consiguiente:

Tabla N° 48. Matriz fase II

Básica	x_1	x_2	x_3	x_4	Solución
z	-4	-1	0	0	0
x_1	1	0	1/5	0	3/5
x_2	0	1	-3/5	0	6/5
x_4	0	0	1	1	1

De nuevo, como las variables básicas x_1 y x_2 tienen coeficiente no cero en el renglón de z, deben sustituirse y eliminarse con los siguientes cálculos:

$$\text{Nuevo renglón } z = \text{renglón } z \text{ anterior} + [4 \cdot \text{renglón } x_1 + 1 \cdot \text{renglón } x_2]$$

La tabla inicial de la fase II resulta entonces:

Tabla N° 49. Nueva matriz fase II

Básica	x_1	x_2	x_3	x_4	Solución
z	0	0	1/5	0	18/5
x_1	1	0	1/5	0	3/5
x_2	0	1	-3/5	0	6/5
x_4	0	0	1	1	1

Como se está minimizando, x_3 debe entrar a la solución por tener el coeficiente positivo. Con la aplicación del método Simplex se obtendrá el óptimo en una iteración más.

APÉNDICE C. ASSAY DE LOS CRUDOS PROCESADOS

A continuación se presenta el Assay de los crudos utilizados para desarrollar el modelo.

Tabla N° 50. Assay de cada crudo (PDVSA-Intevep, 2007)

	C.L	C.M	C.P
G.e (adim)	0,87	0,93	0,96
°API	30,40	23,43	16,54
Azufre (% p/p)	1,03	1,96	2,62
Niquel (ppm)	9,33	42,17	62,10
Vanadio (ppm)	40,94	173,90	254,40
Rendimientos (peso)			
C ₁	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0027	0,0009	0,0019
I-C ₄	0,0022	0,0007	0,0015
N-C ₄	0,0011	0,0004	0,0008
N.L C ₅ -200 F	0,0476	0,0271	0,0111
N.P 200-400 F	0,1409	0,0884	0,0492
Kerosene 400-500 F	0,1120	0,0867	0,0657
DSL 500-650 F	0,1786	0,1570	0,1357
R.A 650 F +	0,5149	0,6389	0,7342
VGO 650-1000 F+	0,2955	0,3190	0,3547
R.V 1000 F+	0,2193	0,3198	0,3794

Tabla N° 51. Assay de cada crudo (PDVSA-Intevep, 2007)

	C.L	C.M	C.P
N.L	185	185	185
N.P	360	360	360
Kerosene	482	482	482
DSL	649	649	649
R.A	1832	1832	1832
VGO	1000	1000	1000
R.V	1832	1832	1832
G.e (adim.)			
C ₁	0,3000	0,3000	0,3000
C ₂	0,3564	0,3564	0,3564
C ₃	0,5077	0,5077	0,5077
I-C ₄	0,5631	0,5631	0,5631
N-C ₄	0,5844	0,5844	0,5844
N.L	0,6676	0,6655	0,6820
N.P	0,7667	0,7695	0,7759
Kerosene	0,8234	0,8319	0,8416
DSL	0,8672	0,8811	0,8899
R.A	0,9603	0,9924	1,0074
VGO F+	0,9183	0,9472	0,9523
R.V	1,0229	1,0420	1,0648
Azufre (% p/p)			
N.L	0,0005	0,0010	0,0030
N.P	0,0125	0,0215	0,0436
Kerosene	0,1920	0,2889	0,3834
DSL	0,8790	1,1830	1,4350
R.A	1,6460	2,6300	3,2540
VGO F+	1,3200	1,9300	2,5610
R.V	2,0850	3,3140	3,9010

Tabla N° 51. Assay de cada crudo (PDVSA-Intevep, 2007)

	C.L	C.M	C.P
Octanaje, RON (adim.)			
N.L	72,44	71,26	74,15
N.P	54,62	54,18	57,11
Índice de octanaje, Ioct (adim.)			
N.L	3,262	3,265	3,258
N.P	3,320	3,322	3,309
Presión de vapor reid, RVP (Psi)			
N.L	7,94	8,59	10,05
N.P	2,84	2,74	3,12
Índice de presión de vapor reid, IRVP (adim.)			
N.L	13,33	14,71	17,89
N.P	3,69	3,52	4,14
Punto de humo, P.H (mm)			
Kerosene	22,17	21,40	20,78
Índice de punto de humo, I.P.H (adim.)			
Kerosene	0,0451	0,0467	0,0481
Punto de Congelamiento, P.C (F)			
Kerosene	-54,14	-57,89	-69,54
Índice de Punto de Congelamiento, I.P.C (adim.)			
Kerosene	0,20	0,18	0,12
Índice de Cetano, I.C (adim.)			
DSL	45,68	45,92	39,85
Índice de Viscosidad, VBI (adim.)			
Kerosene	70,21	70,21	70,21
DSL	48,38	47,41	46,86
VGO	30,86	28,03	27,11
RV	3,28	0,56	4,91

APÉNDICE D. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE REFINACIÓN.

A continuación se presentan un conjunto de tablas, que muestran las especificaciones de calidad de los productos de refinación y de cada una de las corrientes que se envían a los pools de mezcla. Toda esta información fue utilizada para desarrollar las restricciones de calidad del modelo.

Tabla N° 51. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de GLP (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Especificación	C₃	N-C₄.D	I-C₄
G.e (adim.)	0,508	0,584	0,563

Tabla N° 52. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de GSL (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Especificación	I-C₄.D	N.L.D		N.L. HC	N.C.H	N.P.H	N.P.H.R	N.C.H.R	N.P.HC.R
IRVP (adim.)	206,1	M30	13,330	16,9	16,9	16,9	6,54	6,46	6,21
		M16	17,890						
		L22	14,710						
IOct (adim.)	3,225	M30	3,262	3,249	3,304	3,31	3,223	3,223	3,223
		M16	3,258						
		L22	3,265						
S (peso)	0	M30	5 E-6	0	0	0	0	0	0
		M16	3 E-5						
		L22	1 E-5						
G.e (adim.)	0,563	M30	0,668	0,670	0,728	0,769	0,822	0,775	0,792
		M16	0,682						
		L22	0,666						

Tabla N° 53. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de Jet (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Especificación	K.D.H	K.D	
Azufre (Peso)	0	M30	0,002
		M16	0,004
		L22	0,003
IPH (adim.)	0,040	M30	0,045
		M16	0,048
		L22	0,047
IPC (adim.)	0,240	M30	0,200
		M16	0,120
		L22	0,180
G.e (adim.)	0,790	M30	0,823
		M16	0,842
		L22	0,832

Tabla N° 54. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de DSL (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Especificación	D.HC	D.D.H	D.D		GOL.C.H
Azufre (peso)	0,001	1 E-5	M30	0,009	0,009
			M16	0,014	0,014
			L22	0,012	0,012
I.C (adim.)	54	53,4	M30	45,680	45,680
			M16	39,850	39,850
			L22	45,920	45,920
G.e (adim.)	0,780	0,857	M30	0,867	0,867
			M16	0,890	0,890
			L22	0,881	0,881

Tabla N° 55. Especificación de las corrientes que se introducen en el pool de CRS (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Especificación	D.D		R.V	GOL.C	GOP.C
Azufre (peso)	M30	0,009	0,021	0,024	0,033
	M16	0,014	0,039		
	L22	0,012	0,033		
VBI (adim.)	M30	48,380	3,280	55,110	45,010
	M16	46,860	4,910		
	L22	47,410	5,600		

APÉNDICE E. RENDIMIENTOS DE LOS PRODUCTOS PROVENIENTES DE CADA UNIDAD DE PROCESOS.

A continuación se presentan los rendimientos utilizados para estimar el balance de masa de toda la refinería.

Tabla N° 56. Rendimiento de la unidad de destilación atmosférica (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Cortes	C.L	C.M	C.P
Gas de Refinería			
C ₁ .D	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ .D	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ .D	0,0027	0,0009	0,0019
I-C ₄ .D	0,0022	0,0007	0,0015
N-C ₄ .D	0,0011	0,0004	0,0008
N.L.D	0,0476	0,0271	0,0111
N.P.D	0,1409	0,0884	0,0492
K.D	0,1120	0,0867	0,0657
D.D	0,1786	0,1570	0,1357
R.D	0,5149	0,6389	0,7342

Tabla N° 57. Rendimiento de la unidad de destilación al vacío (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Cortes	C.L	C.M	C.P
GOV	0,5739	0,4994	0,4832
R.V	0,4259	0,5006	0,5168

Tabla N° 58. Rendimiento de la unidad de hidrotratamiento de nafta (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	N.P.D	N.C
GA.NHT		
H ₂ S	0,0003	0,0064
Metano (C ₁)	0,0001	0,0002
Etano (C ₂)	0,0004	0,0011
Propano (C ₃)	0,0003	0,0007
N-C ₄	0,0004	0,0010
N.P.H	1,0010	0,0000
N.C.H	0,0000	1,0000
A.A	0,0000	0,0004
Consumo de Hidrógeno (H₂)	0,0025	0,0098

Tabla N° 59. Rendimiento de la unidad de reformación (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	(N.P.H) ₁	(N.C.H) ₁	N.P.HC
Gases			
Metano (C ₁)	0,0057	0,0053	0,0049
Etano (C ₂)	0,0213	0,0199	0,0184
Propano (C ₃)	0,0396	0,0370	0,0343
I-C ₄	0,0184	0,0189	0,0166
N-C ₄	0,0270	0,0277	0,0243
H₂	0,0229	0,0239	0,0224
N.P.H.R	0,8595	0,0000	0,0000
N.C.H.R	0,0000	0,8614	0,0000
N.C.H.R	0,0000	0,0000	0,8735
Inertes (IN)	0,0056	0,0059	0,0055

Tabla N° 60. Rendimiento de la unidad de hidrocrackeo (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	GOV	(GOP.C) ₂
GA.HC		
H ₂ S	0,0248	0,0344
Metano (C ₁)	0,0012	0,0001
Etano (C ₂)	0,002	0,0002
Propano (C ₃)	0,0078	0,0007
I-C ₄	0,0127	0,0012
N-C ₄	0,0052	0,0005
N.L.HC	0,0758	0,0077
N.P.HC	0,1352	0,0713
D.HC	0,7584	0,8859
A.A	0,0023	0,0088
Consumo de Hidrógeno (H₂)	0,0253	0,0108

Tabla N° 61. Rendimiento de la unidad de coquificación (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	(R.V) ₁
GA.C	
H ₂ S	0,0128
H ₂	0,0000
Metano (C ₁)	0,0288
Etileno	0,0027
Etano (C ₂)	0,019
Propileno	0,0067
Propano (C ₃)	0,014
Butileno	0,0027
I-C ₄	0,0017
N-C ₄	0,0058

Productos	(R.V) ₁
GOP.C	0,2091
N.C	0,1566
GOL.C	0,1698
Coq.C	0,3703

Tabla N° 62. Rendimiento de la unidad de hidrotreatmento de diesel (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	(GOL.C) ₁	(D.D) ₂
GA.HDTD		
H ₂ S	0,02520	0,01090
Metano (C ₁)	0,00070	0,00050
Etano (C ₂)	0,00090	0,00060
Propano (C ₃)	0,00110	0,00070
N-C ₄	0,00110	0,00080
D.D.H	0,00000	0,99050
GOL.H	0,98540	0,00000
A.A	0,00230	0,00010
Consumo de Hidrógeno (H₂)	0,01680	0,00420

Tabla N° 63. Rendimiento de la unidad de hidrotratamiento de kerosén (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	(K.D) ₁
GA.HDTK	
H ₂ S	0,0017
Metano (C ₁)	0,0000
Etano (C ₂)	0,0000
Propano (C ₃)	0,0000
N-C ₄	0,0000
K.D.H	1,0329
Consumo de hidrogeno (H₂)	0,0346

Tabla N° 64. Rendimiento de la unidad claus (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	H ₂ S.TA
G.C_{CL}	0,11
S_{CL}	0,89

Tabla N° 65. Rendimiento de la unidad de reformación con vapor (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Productos	C1	G.N
H₂	0,341	0,341
CO₂	0,659	0,659

APÉNDICE F. SERVICIOS QUE SE CONSUMEN EN LAS UNIDADES DE PROCESO.

Tabla N° 66. Servicios consumidos en la unidad de destilación atmosférica (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,0416
Electricidad (kWh/t)	0,7902
Vapor (MLb/t)	0,00866

Tabla N° 67. Servicios consumidos en la unidad de destilación al vacío (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,0033
Electricidad (kWh/t)	0,5809
Vapor (MLb/t)	0,0231

Tabla N° 68. Servicios consumidos en la unidad de hidrotratamiento de nafta (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	N.P.D	N.C
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,026	0,028
Electricidad (kWh/t)	0,68	0,706
Vapor (MLb/t)	0,002	0,002
Agua de Enfriamiento (Mgal/t)	0,001	0,001

Tabla N° 69. Servicios consumidos en la unidad de reformación (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,282
Electricidad (kWh/t)	4,9
Vapor (MLb/t)	0,059
Agua de Enfriamiento(Mgal/t)	0,092

Tabla N° 70. Servicios consumidos en la unidad de hidrocrqueo (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,167
Electricidad (kWh/t)	10,66
Vapor (MLb/t)	0,059
Agua de Enfriamiento (Mgal/t)	0,213

Tabla N° 71. Servicios consumidos en la unidad de coquificación (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,126
Electricidad (kWh/t)	1,703
Vapor (MLb/t)	0,014
Agua de Enfriamiento (Mgal/t)	0,051

Tabla N° 72. Servicios consumidos en la unidad de hidrotratamiento de diesel (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,031
Electricidad (kWh/t)	1,767
Vapor (MLb/t)	0,007
Agua de Enfriamiento (Mgal/t)	0,003

Tabla N° 73. Servicios consumidos en la unidad de hidrotratamiento de kerosén (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	0,029
Electricidad (kWh/t)	1,62
Vapor (MLb/t)	0,006
Agua de Enfriamiento (Mgal/t)	0,003

Tabla N° 74. Servicios consumidos en la unidad de tratamiento con aminas (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Electricidad (kWh/t)	61,396
Vapor (MLb/t)	5,2783

Tabla N° 75. Servicios consumidos en la unidad claus (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Electricidad (kWh/t)	31,2581
Producción	
Vapor (MLb/t)	2,0261

Tabla N° 76. Servicios consumidos en la planta de gases de cola (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	40,9248
Electricidad (kWh/t)	116,928
Vapor (MLb/t)	14,0112
Agua de Enfriamiento (Mgal/t)	0,5846

Tabla N° 77. Servicios consumidos en la planta de hidrógeno (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/t)	6,295
Electricidad (kWh/t)	155,397
Producción	
Vapor (MLb/t)	4,741

Tabla N° 78. Servicios consumidos en la planta de gases saturados (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	C₁	C₂	C₃	IC₄	NC₄
Electricidad (kWh/t)	17,956	10,05	6,626	5,975	6,104
Agua de Enfriamiento (Mgal/t)	0	0	0,004	0,004	0,004
Producción		C₁		C₂	
Fuel Oil (t/t alim.)	1		1		

Tabla N° 79. Servicios consumidos en la planta de gases insaturados (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	H₂	Etileno	Propileno	Butileno
Electricidad (Kwh/Ton)	0	10,06	6,8	6,249
Agua de Enfriamiento (Mgal/Ton)	0	0	0,004	0,004
Producción	H₂	Etileno	Propileno	Butileno
Fuel Oil (t/t alim.)	1	1	1	1

Tabla N° 80. Fuel Oil producido en la unidad de sistema de combustible (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Producción	
Fuel Oil (MMBtu/t)	6,05

Tabla N° 81. Combustible consumido en la planta de servicios (Base de datos del simulador comercial, 2007)

Consumo	
Fuel Oil (MMBtu/ MLb de vapor)	1,39

APÉNDICE G. ECUACIONES DEL MODELO

ECUACIONES DE BALANCE DE MASA

Unidad de Destilación

$$C_1.D = 0 * M30 + 0 * M16 + 0 * L22$$

$$C_2.D = 0 * M30 + 0 * M16 + 0 * L22$$

$$C_3.D = 0,0027 * M30 + 0,0019 * M16 + 0,0009 * L22$$

$$IC_4.D = 0,0022 * M30 + 0,0015 * M16 + 0,0007 * L22$$

$$NC_4.D = 0,0011 * M30 + 0,0008 * M16 + 0,0004 * L22$$

$$N.L.D = 0,0476 * M30 + 0,0111 * M16 + 0,0271 * L22$$

$$N.L.D = 0,1409 * M30 + 0,0492 * M16 + 0,0884 * L22$$

$$K.D = 0,1120 * M30 + 0,0657 * M16 + 0,0867 * L22$$

$$D.D = 0,1786 * M30 + 0,1357 * M16 + 0,1570 * L22$$

$$R.D = 0,5149 * M30 + 0,7342 * M16 + 0,6389 * L22$$

$$GOV = 0,5739 * 0,5149 * M30 + 0,4832 * 0,7342 * M16 + 0,4994 * 0,6389 * L22$$

$$R.V = 0,4259 * 0,5149 * M30 + 0,5168 * 0,7342 * M16 + 0,5006 * 0,6389 * L22$$

Unidad de Hidrotratamiento

$$H_2S.HDT.N = 0,0003 * N.P.D + 0,0064 * N.C$$

$$C_1.HDT.N = 0,0001 * N.P.D + 0,0002 * N.C$$

$$C_2.HDT.N = 0,0004 * N.P.D + 0,001 * N.C$$

$$C_3.HDT.N = 0,0003 * N.P.D + 0,0007 * N.C$$

$$NC_4.HDT.N = 0,0004 * N.P.D + 0,001 * N.C$$

$$N.P.H = 1,0010 * N.P.D + 0 * N.C$$

$$N.C.H = 0 * N.P.D + 0,0004 * N.C$$

$$H_2.HDTN = 0,0025 * N.P.D + 0,0098 * N.C$$

Unidad de Reformación

$$C_1.R = 0,0057 * (N.P.H)_1 + 0,053 * (N.C.H)_1 + 0,0049 * N.P.HC$$

$$C_2.R = 0,0213 * (N.P.H)_1 + 0,0199 * (N.C.H)_1 + 0,0184 * N.P.HC$$

$$C_3.R = 0,0396*(N.P.H)_1 + 0,0370*(N.C.H)_1 + 0,0343*N.P.HC$$

$$IC_4.R = 0,0184*(N.P.H)_1 + 0,0189*(N.C.H)_1 + 0,0166*N.P.HC$$

$$NC_4.R = 0,0270*(N.P.H)_1 + 0,0277*(N.C.H)_1 + 0,0243*N.P.HC$$

$$H_2.R = 0,0229*(N.P.H)_1 + 0,0239*(N.C.H)_1 + 0,0224*N.P.HC$$

$$N.P.H.R = 0,8595*(N.P.H)_1 + 0*(N.C.H)_1 + 0*N.P.HC$$

$$N.C.H.R = 0*(N.P.H)_1 + 0,8614*(N.C.H)_1 + 0*N.P.HC$$

$$N.P.H.R = 0*(N.P.H)_1 + 0*(N.C.H)_1 + 0,8735*N.P.HC$$

$$IN.R = 0,0056*(N.P.H)_1 + 0,0059*(N.C.H)_1 + 0,0055*N.P.HC$$

Unidad de Hidrocraqueo

$$H_2S.HC = 0,0248*GOV + 0,0344*(GOP.C)_2$$

$$C_1.HC = 0,0012*GOV + 0,0001*(GOP.C)_2$$

$$C_2.HC = 0,0012*GOV + 0,0002*(GOP.C)_2$$

$$C_3.HC = 0,0078*GOV + 0,0007*(GOP.C)_2$$

$$IC_4.HC = 0,0127*GOV + 0,0012*(GOP.C)_2$$

$$NC_4.HC = 0,0052*GOV + 0,0005*(GOP.C)_2$$

$$N.L.HC = 0,0758*GOV + 0,0077*(GOP.C)_2$$

$$N.P.HC = 0,1352*GOV + 0,0713*(GOP.C)_2$$

$$D.HC = 0,7584*GOV + 0,8859*(GOP.C)_2$$

$$A.A.HC = 0,0253*GOV + 0,0108*(GOP.C)_2$$

$$H_2.HC = 0,0253*GOV + 0,0108*(GOP.C)_2$$

Unidad de Coquificación

$$H_2S.C = 0,0128*(RV)_1$$

$$H_2.C = 0*(RV)_1$$

$$C_1.C = 0,0288*(RV)_1$$

$$Etileno.C = 0,0027*(RV)_1$$

$$C_2.C = 0,0190*(RV)_1$$

$$Pr opileno.C = 0,0067*(RV)_1$$

$$C_3.C = 0,0140*(RV)_1$$

$$Butileno.C = 0,0027*(RV)_1$$

$$IC_4.C = 0,0140*(RV)_1$$

$$NC_4.C = 0,0058*(RV)_1$$

$$GOP.C = 0,2091*(RV)_1$$

$$N.C = 0,1566*(RV)_1$$

$$GOL.C = 0,1698*(RV)_1$$

$$Coq.C = 0,3703*(RV)_1$$

Unidad de Hidrotratamiento de Diesel

$$H_2S.HDT.D = 0,0252*(GOL.C)_1 + 0,0109*(D.D)_2$$

$$C_1.HDT.D = 0,0007*(GOL.C)_1 + 0,0005*(D.D)_2$$

$$C_2.HDT.D = 0,0009*(GOL.C)_1 + 0,0006*(D.D)_2$$

$$C_3.HDT.D = 0,0011*(GOL.C)_1 + 0,0007*(D.D)_2$$

$$NC_4.HDT.D = 0,0011*(GOL.C)_1 + 0,0008*(D.D)_2$$

$$D.D.H = 0*(GOL.C)_1 + 0,9905*(D.D)_2$$

$$GOL.H = 0,9854*(GOL.C)_1 + 0*(D.D)_2$$

$$A.A.HDT.D = 0,0023*(GOL.C)_1 + 0,0001*(D.D)_2$$

$$H_2.HDT.D = 0,0023*(GOL.C)_1 + 0,0001*(D.D)_2$$

Unidad de Hidrotratamiento de Kerosén

$$H_2S.HDT.K = 0,0017*(K.D)_1$$

$$C_1.HDT.K = 0*(K.D)_1$$

$$C_2.HDT.K = 0*(K.D)_1$$

$$C_3.HDT.K = 0*(K.D)_1$$

$$NC_4.HDT.K = 0*(K.D)_1$$

$$K.D.H = 1,0329*(K.D)_1$$

$$H_2 = 0,0346*(K.D)_1$$

Mezclas y Bifurcaciones

$$(RV)_1 = (V.RV)_1 * ge_{RV} * 0,159$$

$$(RV)_2 = (V.RV)_2 * ge_{RV} * 0,159$$

$$\begin{aligned}
 (N.P.H)_1 &= (V.N.P.H)_1 * ge_{NPH} * 0,159 \\
 (N.P.H)_2 &= (V.N.P.H)_2 * ge_{NPH} * 0,159 \\
 (N.P.H)_3 &= (V.N.P.H)_3 * ge_{NPH} * 0,159 \\
 (N.P.H)_4 &= (V.N.P.H)_4 * ge_{NPH} * 0,159 \\
 (NCH)_1 &= (V.N.C.H)_1 * ge_{NCH} * 0,159 \\
 (N.C.H)_2 &= (V.N.C.H)_2 * ge_{NCH} * 0,159 \\
 (NCH)_4 &= (V.N.C.H)_4 * ge_{NCH} * 0,159 \\
 (GOP.C)_1 &= (V.GOP.C)_1 * ge_{GOP.C} * 0,159 \\
 (GOP.C)_2 &= (V.GOP.C)_2 * ge_{GOP.C} * 0,159 \\
 (N.P.H.R)_1 &= (V.N.P.H.R)_1 * ge_{NPHR} * 0,159 \\
 (N.P.H.R)_2 &= (V.N.P.H.R)_2 * ge_{NPHR} * 0,159 \\
 N.R &= (N.R)_1 + (N.R)_2 \\
 V.N.R &= (VN.R)_1 + (VN.R)_2 \\
 (N.R)_1 &= (N.P.H.R)_1 + (N.C.H.R)_1 + (N.P.HC.R)_1 \\
 (V.N.R)_1 &= (V.N.P.H.R)_1 + (V.N.C.H.R)_1 + (V.N.P.HC.R)_1 \\
 (N.R)_2 &= (N.P.H.R)_2 + (N.C.H.R)_2 + (N.P.HC.R)_2 \\
 (V.N.R)_2 &= (V.N.P.H.R)_2 + (V.N.C.H.R)_2 + (V.N.P.HC.R)_2 \\
 (N.L.D)_1 &= (V.N.L.D)_1 * ge_{NLD} * 0,159 \\
 (N.L.D)_2 &= (V.N.L.D)_2 * ge_{NLD} * 0,159 \\
 (N.L.HC)_1 &= (V.N.L.HC)_1 * ge_{NLHC} * 0,159 \\
 (N.L.HC)_2 &= (V.N.L.HC)_2 * ge_{NLHC} * 0,159 \\
 (D.D)_1 &= (D.D)_3 + (D.D)_4 \\
 (V.D.D)_1 &= (V.D.D)_3 + (V.D.D)_4 \\
 (D.D)_2 &= (V.D.D)_2 * ge_{DD} * 0,159 \\
 (D.D)_3 &= (V.D.D)_3 * ge_{DD} * 0,159 \\
 (D.D)_4 &= (V.D.D)_4 * ge_{DD} * 0,159 \\
 (GOL.C)_1 &= (V.GOL.C)_1 * ge_{GOL.C} * 0,159 \\
 (GOL.C)_2 &= (V.GOL.C)_2 * ge_{GOL.C} * 0,159 \\
 (C_3)_{LPG} &= (V.C_3)_{GLP} * ge_{C3} * 0,159 \\
 (NC_4)_{LPG} &= (V.NC_4)_{GLP} * ge_{NC4} * 0,159
 \end{aligned}$$

$$(IC_4)_1 = (V.IC_4)_1 * ge_{IC4} * 0,159$$

$$(IC_4)_2 = (V.IC_4)_2 * ge_{IC4} * 0,159$$

$$(K.D)_1 = (V.K.D)_1 * ge_{KD} * 0,159$$

$$(K.D)_2 = (V.K.D)_2 * ge_{KD} * 0,159$$

Pool

$$G.L.P = (C_3)_{GLP} + (NC_4)_{GLP}$$

$$V.G.L.P = (V.C_3)_{GLP} + (V.NC_4)_{GLP}$$

$$GSL_{pr} = (IC_4)_1 + (N.L.D)_1 + (N.L.HC)_1 + (N.C.H)_3 + (N.P.H)_3 + (N.R)_1$$

$$V.GSL_{pr} = (V.IC_4)_1 + (V.N.L.D)_1 + (V.N.L.HC)_1 + (V.N.C.H)_3 + (V.N.P.H)_3 + (V.N.R)_1$$

$$GSL_{pop} = (IC_4)_2 + (N.L.D)_2 + (N.L.HC)_2 + (N.C.H)_4 + (N.P.H)_4 + (N.R)_2$$

$$V.GSL_{pop} = (V.IC_4)_2 + (V.N.L.D)_2 + (V.N.L.HC)_2 + (V.N.C.H)_4 + (V.N.P.H)_4 + (V.N.R)_2$$

$$Jet = K.D.H + (K.D)_2$$

$$V.Jet = V.K.D.H + (V.K.D)_2$$

$$DSL = D.HC + D.D.H + (D.D)_3 + (N.C.H)_3 + GOL.C.H$$

$$V.DSL = V.D.HC + V.D.D.H + (V.D.D)_3 + (V.N.C.H)_3 + V.GOL.C.H$$

$$CRS = (D.D)_4 + (GOL.C)_2 + (GOP.C)_2 + (R.V)_2$$

$$V.CRS = (V.D.D)_4 + (V.GOL.C)_2 + (V.GOP.C)_2 + (V.R.V)_2$$

Ecuaciones para transformar Flujo Másico a Volumétrico

1)

$$(V.R.V)_1 = \frac{(R.V)_1}{ge_{(RV)}}$$

$$ge_{(RV)_1} = \frac{0,4259 * 0,5149 * M30 + 0,5168 * 0,7342 * M16 + 0,5006 * 0,6389 * L22}{\frac{0,4259 * 0,5149 * M30}{ge_{RV(M30)} * 0,159} + \frac{0,5168 * 0,7342 * M16}{ge_{RV(M16)} * 0,159} + \frac{0,5006 * 0,6389 * L22}{ge_{RV(L22)} * 0,159}}$$

$$(0,4259*0,5149*M30+0,5168*0,7342*M16+0,5006*0,6389*L22)*ge_{RV(M30)}*ge_{RV(M16)}*ge_{RV(L22)}*0,159*(V.RV)_1 -$$

$$(0,4259*0,5149*M30*ge_{RV(M16)}*ge_{RV(L22)}+0,5168*0,7342*M16*ge_{RV(M30)}*ge_{RV(L22)}+0,5006*0,6389*L22*ge_{RV(M30)}*ge_{RV(M16)})*(RV)_1=0$$

2)

$$(V.RV)_2 = \frac{(RV)_2}{ge_{(RV)}}$$

$$(0,4259*0,5149*M30+0,5168*0,7342*M16+0,5006*0,6389*L22)*ge_{RV(M30)}*ge_{RV(M16)}*ge_{RV(L22)}*0,159*(V.RV)_2 -$$

$$(0,4259*0,5149*M30*ge_{RV(M16)}*ge_{RV(L22)}+0,5168*0,7342*M16*ge_{RV(M30)}*ge_{RV(L22)}+0,5006*0,6389*L22*ge_{RV(M30)}*ge_{RV(M16)})*(RV)_2=0$$

3)

$$(V.N.L.D)_1 = \frac{(N.L.D)_1}{ge_{(NLD)}}$$

$$ge_{(N.L.D)_1} = \frac{0,0476*M30+0,0111*M16+0,0271*L22}{\frac{0,0476*M30}{ge_{NLD(M30)}*0,159} + \frac{0,0111*M16}{ge_{NLD(M16)}*0,159} + \frac{0,0271*L22}{ge_{NLD(L22)}*0,159}}$$

$$(0,0476*M30+0,0111*M16+0,0271*L22)*ge_{N.L.D(M30)}*ge_{N.L.D(M16)}*ge_{N.L.D(L22)}*0,159*(V.N.L.D)_1 -$$

$$(0,0476*M30*ge_{NLD(M16)}*ge_{NLD(L22)}+0,0111*M16*ge_{NLD(M30)}*ge_{NLD(L22)}+0,0271*L22*ge_{NLD(M30)}*ge_{NLD(M16)})*(N.L.D)_1=0$$

4)

$$(V.N.L.D)_2 = \frac{(N.L.D)_2}{ge_{(NLD)}}$$

$$(0,0476*M30+0,0111*M16+0,0271*L22)*ge_{N.L.D(M30)}*ge_{N.L.D(M16)}*ge_{N.L.D(L22)}*0,159*(V.N.L.D)_2 -$$

$$(0,0476*M30*ge_{NLD(M16)}*ge_{NLD(L22)}+0,0111*M16*ge_{NLD(M30)}*ge_{NLD(L22)}+0,0271*L22*ge_{NLD(M30)}*ge_{NLD(M16)})*(N.L.D)_2=0$$

5)

$$(V.D.D)_1 = \frac{(D.D)_1}{ge_{(D.D)}}$$

$$(0,1786 * M30 + 0,1357 * M16 + 0,1570 * L22) * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} * 0,159 * (V.D.D)_2 -$$

$$(0,1786 * M30 * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} + 0,1357 * M16 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(L22)}$$

$$+ 0,1570 * L22 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)}) * (D.D)_2 = 0$$

6)

$$(V.D.D)_2 = \frac{(D.D)_2}{ge_{(D.D)}}$$

$$(0,1786 * M30 + 0,1357 * M16 + 0,1570 * L22) * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} * 0,159 * (V.D.D)_2 -$$

$$(0,1786 * M30 * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} + 0,1357 * M16 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(L22)}$$

$$+ 0,1570 * L22 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)}) * (D.D)_2 = 0$$

7)

$$(V.D.D)_3 = \frac{(D.D)_3}{ge_{(D.D)}}$$

$$(0,1786 * M30 + 0,1357 * M16 + 0,1570 * L22) * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} * 0,159 * (V.D.D)_3 -$$

$$(0,1786 * M30 * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} + 0,1357 * M16 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(L22)}$$

$$+ 0,1570 * L22 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)}) * (D.D)_3 = 0$$

8)

$$(V.D.D)_4 = \frac{(D.D)_4}{ge_{(D.D)}}$$

$$(0,1786 * M30 + 0,1357 * M16 + 0,1570 * L22) * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} * 0,159 * (V.D.D)_4 -$$

$$(0,1786 * M30 * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} + 0,1357 * M16 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(L22)} +$$

$$0,1570 * L22 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)}) * (D.D)_4 = 0$$

9)

$$(V.K.D)_1 = \frac{(K.D)_1}{ge_{(K.D)}}$$

$$(0,1120 * M30 + 0,0657 * M16 + 0,0867 * L22) * ge_{K.D(M30)} * ge_{K.D(M16)} * ge_{K.D(L22)} * 0,159 * (V.K.D)_1 -$$

$$(0,1120 * M30 * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} + 0,0657 * M16 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(L22)} +$$

$$0,0867 * L22 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)}) * (K.D)_1 = 0$$

10)

$$(V.K.D)_2 = \frac{(K.D)_2}{ge_{(K.D)}}$$

$$(0,1120*M30+0,0657*M16+0,0867*L22)*ge_{K.D(M30)} * ge_{K.D(M16)} * ge_{K.D(L22)} * 0,159*(V.K.D)_2 - (0,1120*M30*ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} + 0,0657*M16*ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(L22)} + 0,0867*L22*ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)})*(K.D)_2 = 0$$

11) $K.D.H = V.K.D.H * ge_{K.D.H} * 0,159$

12) $D.HC = V.D.HC * ge_{D.HC} * 0,159$

13) $D.D.H = V.D.D.H * ge_{D.D.H} * 0,159$

14) $GOL.C.H = V.GOL.C.H * ge_{GOL.C.H} * 0,159$

15)

$$IRVP_{N.L.D} = \frac{IPVR_{M30} * 0,0476 * M30 * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} + IPVR_{M16} * 0,0111 * M30 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(L22)} + IPVR_{L22} * 0,0271 * L22 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)}}{ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} * V_{N.L.D}}$$

$$IRVP_{N.L.D} * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} * V_{N.L.D} - IPVR_{M30} * 0,0476 * M30 * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} + IPVR_{M16} * 0,0111 * M30 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(L22)} + IPVR_{L22} * 0,0271 * L22 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)} = 0$$

16)

$$IOct_{N.L.D} = (IOct_{M30} * 0,0476 * M30 * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} + IOct_{M16} * 0,0111 * M30 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(L22)} + IOct_{L22} * 0,0271 * L22 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)}) / ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} * V_{N.L.D}$$

$$IOct_{N.L.D} * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} * V_{N.L.D} - IOct_{M30} * 0,0476 * M30 * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} + IOct_{M16} * 0,0111 * M30 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(L22)} + IOct_{L22} * 0,0271 * L22 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)} = 0$$

17)

$$S_{N.L.D} = \frac{S_{N.L.D(M30)} * 0,0476 * M30 + S_{N.L.D(M16)} * 0,0111 * M16 + S_{N.L.D(L22)} * 0,0271 * L22}{N.L.D}$$

$$N.L.D * S_{N.L.D} - S_{N.L.D(M30)} * 0,0476 * M30 + S_{N.L.D(M16)} * 0,0111 * M16 + S_{N.L.D(L22)} * 0,0271 * L22 = 0$$

18)

$$S_{K.D} = \frac{S_{K.D(M30)} * 0,1120 * M30 + S_{K,D(M16)} * 0,0657 * M16 + S_{K,D(L22)} * 0,0867 * L22}{K.D}$$

$$K.D * S_{K.D} - S_{K,D(M30)} * 0,1120 * M30 + S_{K,D(M16)} * 0,0657 * M16 + S_{K,D(L22)} * 0,0867 * L22 = 0$$

19)

$$I.P.H_{K.D} = \frac{I.P.H_{K.D(M30)} * 0,1120 * M30 + I.P.H_{K,D(M16)} * 0,0657 * M16 + I.P.H_{K,D(L22)} * 0,0867 * L22}{K.D}$$

$$K.D * I.P.H_{K.D} - I.P.H_{K,D(M30)} * 0,1120 * M30 + I.P.H_{K,D(M16)} * 0,0657 * M16 + I.P.H_{K,D(L22)} * 0,0867 * L22 = 0$$

20)

$$I.P.C_{K.D} = \frac{I.P.C_{K,D(M30)} * 0,1120 * M30 * ge_{KD(M16)} * ge_{KD(L22)} + I.P.C_{K,D(M16)} * 0,0657 * M16 * ge_{KD(M30)} * ge_{KD(L22)} + I.P.C_{K,D(L22)} * 0,0867 * L22 * ge_{KD(M30)} * ge_{KD(M16)}}{V.K.D * ge_{KD(M30)} * ge_{KD(M16)} * ge_{KD(L22)} * 0,159}$$

$$V.K.D * ge_{KD(M30)} * ge_{KD(M16)} * ge_{KD(L22)} * 0,159 * I.P.C_{K.D} = I.P.C_{K,D(M30)} * 0,1120 * M30 * ge_{KD(M16)} * ge_{KD(L22)} + I.P.C_{K,D(M16)} * 0,0657 * M16 * ge_{KD(M30)} * ge_{KD(L22)} + I.P.C_{K,D(L22)} * 0,0867 * L22 * ge_{KD(M30)} * ge_{KD(M16)}$$

21)

$$I.C_{D.D} = \frac{I.C_{D,D(M30)} * 0,1786 * M30 * ge_{D,D(M16)} * ge_{D,D(L22)} + I.C_{D,D(M16)} * 0,1357 * M16 * ge_{D,D(M30)} * ge_{D,D(L22)} + I.C_{D,D(L22)} * 0,1570 * L22 * ge_{D,D(M30)} * ge_{D,D(M16)}}{V.D.D * ge_{D,D(M30)} * ge_{D,D(M16)} * ge_{D,D(L22)} * 0,159}$$

$$I.C_{D.D} * ge_{D,D(M30)} * ge_{D,D(M16)} * ge_{D,D(L22)} * 0,159 * V.D.D - (I.C_{D,D(M30)} * 0,1786 * M30 * ge_{D,D(M16)} * ge_{D,D(L22)} + I.C_{D,D(M16)} * 0,1357 * M16 * ge_{D,D(M30)} * ge_{D,D(L22)} + I.C_{D,D(L22)} * 0,1570 * L22 * ge_{D,D(M30)} * ge_{D,D(M16)}) = 0$$

22)

$$S_{D,D} = \frac{S_{D,D(M30)} * 0,1786 * M30 + S_{D,D(M16)} * 0,1357 * M16 + S_{D,D(L22)} * 0,1570 * L22}{D.D}$$

$$D.D * S_{D,D} - S_{D,D(M30)} * 0,1786 * M30 + S_{D,D(M16)} * 0,1357 * M16 + S_{D,D(L22)} * 0,1570 * L22 = 0$$

23)

$$S_{RV} = \frac{S_{RV(M30)} * 0,4259 * 0,5149 * M30 + S_{RV(M16)} * 0,5168 * 0,7342 * M16 + S_{RV(L22)} * 0,5006 * 0,6389 * L22}{RV}$$

$$RV * S_{RV} - S_{RV(M30)} * 0,4259 * 0,5149 * M30 + S_{RV(M16)} * 0,5168 * 0,7342 * M16 + S_{RV(L22)} * 0,5006 * 0,6389 * L22 = 0$$

24)

$$V.B.I_{D,D} = \frac{V.B.I_{D,D(M30)} * 0,1786 * M30 + V.B.I_{D,D(M16)} * 0,1357 * M16 + V.B.I_{D,D(L22)} * 0,1570 * L22}{D.D}$$

$$D.D * V.B.I_{D,D} = V.B.I_{D,D(M30)} * 0,1786 * M30 + V.B.I_{D,D(M16)} * 0,1357 * M16 + V.B.I_{D,D(L22)} * 0,1570 * L22$$

25)

$$V.B.I_{RV} = \frac{V.B.I_{RV(M30)} * 0,4259 * 0,5149 * M30 + V.B.I_{D,D(M16)} * 0,5168 * 0,7342 * M16 + V.B.I_{D,D(L22)} * 0,5006 * 0,6389 * L22}{RV}$$

$$RV * V.B.I_{RV} = V.B.I_{RV(M30)} * 0,4259 * 0,5149 * M30 + V.B.I_{D,D(M16)} * 0,5168 * 0,7342 * M16 + V.B.I_{D,D(L22)} * 0,5006 * 0,6389 * L22$$

26)

$$ge_{RV} = \frac{0,4259 * 0,5149 * M30}{ge_{RV(M30)}} + \frac{0,5168 * 0,7342 * M16}{ge_{RV(M16)}} + \frac{0,5006 * 0,6389 * L22}{ge_{RV(L22)}}$$

$$(0,4259 * 0,5149 * M30 * ge_{RV(M16)} * ge_{RV(L22)} + 0,5168 * 0,7342 * M16 * ge_{RV(M30)} * ge_{RV(L22)} + 0,5006 * 0,6389 * L22 * ge_{RV(M30)} * ge_{RV(M16)}) * ge_{RV} - (0,4259 * 0,5149 * M30 + 0,5168 * 0,7342 * M16 + 0,5006 * 0,6389 * L22) * ge_{RV(M30)} * ge_{RV(M16)} * ge_{RV(L22)} = 0$$

27)

$$ge_{N.L.D} = \frac{0,0476 * M30 + 0,0111 * M16 + 0,0271 * L22}{\frac{0,0476 * M30}{ge_{N.L.D(M30)}} + \frac{0,0111 * M16}{ge_{N.L.D(M16)}} + \frac{0,0271 * L22}{ge_{N.L.D(L22)}}$$

$$(0,0476 * M30 * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} + 0,0111 * M16 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(L22)} + 0,0271 * L22 * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)}) * ge_{N.L.D} - (0,0476 * M30 + 0,0111 * M16 + 0,0271 * L22) * ge_{N.L.D(M30)} * ge_{N.L.D(M16)} * ge_{N.L.D(L22)} = 0$$

28)

$$ge_{D.D} = \frac{0,1786 * M30 + 0,1357 * M16 + 0,1570 * L22}{\frac{0,1786 * M30}{ge_{D.D(M30)}} + \frac{0,1357 * M16}{ge_{D.D(M16)}} + \frac{0,1570 * L22}{ge_{D.D(L22)}}$$

$$(0,1786 * M30 * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} + 0,1357 * M16 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(L22)} + 0,1570 * L22 * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)}) * ge_{D.D} - (0,1786 * M30 + 0,1357 * M16 + 0,1570 * L22) * ge_{D.D(M30)} * ge_{D.D(M16)} * ge_{D.D(L22)} = 0$$

29)

$$ge_{K.D} = \frac{0,1120 * M30 + 0,0657 * M16 + 0,0867 * L22}{\frac{0,1120 * M30}{ge_{K.D(M30)}} + \frac{0,0657 * M16}{ge_{K.D(M16)}} + \frac{0,0867 * L22}{ge_{K.D(L22)}}$$

$$(0,1120 * M_{30} * ge_{K.D(M16)} * ge_{K.D(L22)} + 0,0657 * M_{16} * ge_{K.D(M30)} * ge_{K.D(L22)} + 0,0867 * L_{22} * ge_{K.D(M30)} * ge_{K.D(M16)}) * ge_{K.D} - (0,1120 * M_{30} + 0,0657 * M_{16} + 0,0867 * L_{22}) * ge_{K.D(M30)} * ge_{K.D(M16)} * ge_{K.D(L22)} = 0$$

30) $V.M_{30} + V.M_{15} + V.L_{22} = 100.000BBL$

31) $R.V - R.V_1 + R.V_2 = 0$

32) $N.P.H - (N.P.H)_1 + (N.P.H)_2 = 0$

33) $N.C.H - (N.C.H)_1 + (N.C.H)_2 = 0$

34) $N.R - N.P.H.R + N.C.H.R + N.P.HC.R = 0$

35) $N.L.D - (N.L.D)_1 + (N.L.D)_2 = 0$

36) $N.L.HC - (N.L.HC)_1 + (N.L.HC)_2 = 0$

37) $D.D - (D.D)_1 + (D.D)_2 = 0$

38) $GOL.C - (GOL.C)_1 + (GOL.C)_2 = 0$

39) $IC_4.D + IC_4.R + IC_4.HC + IC_4.C + IC_4.PGS - (IC_4)_1 + (IC_4)_2 + (IC_4)_{PGS} + (IC_4)_{GLP} = 0$

40)

$$NC_4.D + NC_4.HDTN + NC_4.R + NC_4.HDTK + NC_4.HC + NC_4.C + NC_4.HDTD + NC_4.PGS - (NC_4)_{LPG} + (NC_4)_{PGS} = 0$$

41)

$$FO.PF + FO.TGT + FO.imp - FO_{DA} + FO_V + FO_{HDTN} + FO_R + FO_{HDTK} + FO_{HDTD} + FO_{HC} + FO_C + FO_{PH} + FO_{TGT} + FO_{PS} = 0$$

42)

$$Vp.PS + Vp.PH + Vp.CL - Vp_{DA} + Vp_V + Vp_{HDTN} + Vp_R + Vp_{HC} + Vp_C + Vp_{TA} + Vp_{TGT} + Vp_{HDTD} + Vp_{HDTK} = 0$$

43) $K.D - (K.D)_1 + (K.D)_2 = 0$

44) $GOP.C - (GOP.C)_1 + (GOP.C)_2 = 0$

45) $C3.PGS = C3.PGS$

46) $N.P.H.R - (N.P.H.R)_1 + (N.P.H.R)_2 = 0$

47) $N.C.H.R - (N.C.H.R)_1 + (N.C.H.R)_2 = 0$

48) $N.P.HC.R - (N.P.HC.R)_1 + (N.P.HC.R)_2 = 0$

49) $C_1.D + C_1.HDTN + C_1.R + C_1.HDTK + C_1.C + C_1.HDTD = C_1.PGS + C_1.PH$

50) $H_{2.HDTN} + H_{2.HDTK} + H_{2.HC} + H_{2.HDTD} + H_{2.PGI} = H_2.R + H_2.PH$

$$51) H_2.PH = GN_{PH} + C_{1.PH} - CO_2$$

ECUACIONES DE BALANCE EN SERVICIOS

Unidad de Destilación Atmosférica

$$F.O_{D.A} = 0,0416 * DA_T$$

$$Elec_{D.A} = 0,7902 * DA_T$$

$$Vap_{D.A} = 0,00866 * DA_T$$

Unidad de Destilación al Vacío

$$F.O_V = 0,0033 * R.D$$

$$Elec_V = 0,5809 * R.D$$

$$Vap_V = 0,02310 * R.D$$

Unidad de Hidrotratamiento de Naftas

$$F.O_{HDTN} = 0,026 * N.P.D + 0,028 * N.C$$

$$Elec_{HDTN} = 0,68 * N.P.D + 0,706 * N.C$$

$$Vap_{HDTN} = 0,002 * N.P.D + 0,002 * N.C$$

$$A.E_{HDTN} = 0,001 * N.P.D + 0,001 * N.C$$

Reformador

$$F.O_R = 0,282 * ((N.P.H)_1 + (N.C.H)_1 + N.P.HC)$$

$$Elec_R = 4,9 * ((N.P.H)_1 + (N.C.H)_1 + N.P.HC)$$

$$Vap_R = 0,059 * ((N.P.H)_1 + (N.C.H)_1 + N.P.HC)$$

$$A.E_R = 0,092 * N.P.D + 0,001 * N.C$$

Hidrotratamiento de kerosén

$$F.O_{HDTK} = 0,029 * (K.D)_1$$

$$Elec_{HDTK} = 1,62 * (K.D)_1$$

$$Vap_{HDTK} = 0,006 * (K.D)_1$$

$$A.E_{HDTK} = 0,003 * (K.D)_1$$

Hidrotratamiento de Diesel

$$F.O_{HDT D} = 0,031 * ((D.D)_2 + (GOP.C)_1)$$

$$Elec_{HDT D} = 1,767 * ((D.D)_2 + (GOP.C)_1)$$

$$Vap_{HDT D} = 0,007 * ((D.D)_2 + (GOP.C)_1)$$

$$A.E_{HDT D} = 0,003 * ((D.D)_2 + (GOP.C)_1)$$

Hidrocraqueo

$$F.O_{HC} = 0,167 * (GOV + (GOP.C)_1)$$

$$Elec_{HDT D} = 10,66 * (GOV + (GOP.C)_1)$$

$$Vap_{HDT D} = 0,007 * (GOV + (GOP.C)_1)$$

$$A.E_{HDT D} = 0,003 * (GOV + (GOP.C)_1)$$

Coquificación

$$F.O_C = 0,126 * (R.V)_1$$

$$Elec_C = 1,703 * (R.V)_1$$

$$Vap_C = 0,014 * (R.V)_1$$

$$A.E_C = 0,051 * (R.V)_1$$

Planta de Hidrógeno

$$F.O_{P,H} = 6,291 * (C1_{P,H} + G.N_{P,H})$$

$$Elec_{P,H} = 155,397 * (C1_{P,H} + G.N_{P,H})$$

$$Vap_{P,H} = 4,741 * (C1_{P,H} + G.N_{P,H})$$

Planta de Aminas

$$Elec_{T,A} = 61,396 * H_2S$$

$$Vap_{T,A} = 5,278 * H_2S$$

Planta Claus

$$Elec_{CL} = 31,258 * H_2S.TA$$

$$Vap_{CL} = 2,0261 * H_2S.TA$$

Planta de Gases de Cola (TGT)

$$F.O_{TGT} = 40,925 * (G.C_{CL})$$

$$Elec_{HDTD} = 116,928 * (G.C_{CL})$$

$$Vap_{HDTD} = 14,011 * (G.C_{CL})$$

$$A.E_{HDTD} = 0,585 * (G.C_{CL})$$

Planta de Gases Saturados (PGS)

$$Elect_{PGS} = 17,956 * (C_{1.PGS}) + 10,05 * (C_{2.PGS}) + 6,626 * (C_{3.PGS}) + 5,975 * (IC_{4.PGS}) + 6,104 * (NC_{4.PGS})$$

$$A.E_{PGS} = 0 * (C_{1.PGS}) + 0 * (C_{2.PGS}) + 0,004 * (C_{3.PGS}) + 0,004 * (IC_{4.PGS}) + 0,004 * (NC_{4.PGS})$$

Planta de Gases Saturados

$$Elect_{PGI} = 10,06 * (Etileno_{.PGI}) + 6,8 * (Pr\ opileno_{.PGI}) + 6,249 * (Butileno_{PGI})$$

$$A.E_{PGI} = 0 * (Etileno_{.PGI}) + 0,004 * (Pr\ opileno_{.PGI}) + 0,004 * (Butileno_{PGI})$$

Sistema de Combustible

$$FO_{SC} = 6,05 * FO_{PGS} + 6,05 * FO_{PGI}$$

$$FO_{PGS} = C_{1.PGS} + C_{2.PGS}$$

$$FO_{PGI} = H_{2.PGI} + Etileno_{.PGI} + Pr\ opileno_{.PGI} + Butileno_{.PGI}$$

Planta de Servicios

$$FO_{PS} = 1,39 * (Vap.PS)$$

$$Elect.PS = Elect_{DA} + Elect_V + Elect_{HDTN} + Elect_R + Elect_{HDTK} + Elect_{HDTD} + Elect_{HC} + Elect_C + Elect_{PH} \\ + Elect_{T.A} + Elect_{CL} + Elect_{TGT} + Elect_{PGS} + Elect_{PGI}$$

$$A.E.PS = A.E_{HDTN} + A.E_R + A.E_{TGT} + A.E_{PGS} + A.E_{PGI}$$

RESTRICCIONES DE CALIDAD DE PRODUCTOS

Pool de GLP

Máxima Gravedad Específica

$$\frac{0,5077 * V.NC_3 + 0,5844 * V.NC_4.D + 0,5631 * V.IC_4}{V.LPG} \leq 0,650$$

Pool de Gasolina Premium

Mínima Gravedad Específica

$$\frac{0,5631 * (V.IC_4)_1 + ge_{NLD} * (V.N.L.D)_1 + 0,6704 * (V.N.L.HC)_1 + 0,7280 * (V.N.C.H)_3 + 0,7692 * (V.N.P.H)_3 + 0,8217 * (V.NP.H.R)_1 + 0,7751 * (V.N.C.H.R)_1 + 0,7920 * (V.N.P.HC.R)_1}{V.GSLpr * 0,159} \geq 0,7$$

Máximo IRVP

$$\frac{206,10 * (V.IC_4)_1 + IRVP_{NLD} * (V.N.L.D)_1 + 16,90 * (V.N.L.HC)_1 + 16,90 * (V.N.C.H)_3 + 16,90 * (V.N.P.H)_3 + 6,54 * (V.NP.H.R)_1 + 6,46 * (V.N.C.H.R)_1 + 6,21 * (V.N.P.HC.R)_1}{V.GSLpr} \leq 16,9$$

Mínimo IOct

$$\frac{3,225 * (V.IC_4)_1 + IOct_{NLD} * (V.N.L.D)_1 + 3,249 * (V.N.L.HC)_1 + 3,304 * (V.N.C.H)_3 + 3,310 * (V.N.P.H)_3 + 3,223 * (V.NP.H.R)_1 + 3,223 * (V.N.C.H.R)_1 + 3,223 * (V.N.P.HC.R)_1}{V.GSLpr} \geq 3,228$$

Máximo Azufre

$$\frac{0 * (IC_4)_1 + S_{NLD} * (N.L.D)_1 + 0 * (N.L.HC)_1 + 0 * (N.C.H)_3 + 0 * (N.P.H)_3 + 0 * (NP.H.R)_1 + 0 * (N.C.H.R)_1 + 0 * (N.P.HC.R)_1}{GSLpr} \leq 0,0004$$

Pool de Gasolina Popular

Mínima Gravedad Específica

$$\frac{0,5631 * (V.IC_4)_2 + ge_{NLD} * (V.N.L.D)_2 + 0,6704 * (V.N.L.HC)_2 + 0,7280 * (V.N.C.H)_4 + 0,7692 * (V.N.P.H)_4 + 0,8217 * (V.NP.H.R)_2 + 0,7751 * (V.N.C.H.R)_2 + 0,7920 * (V.N.P.HC.R)_2}{V.GSLpop * 0,159} \geq 0,7$$

Máximo IRVP

$$\frac{206,10 * (V.IC_4)_2 + IRVP_{NLD} * (V.N.L.D)_2 + 16,90 * (V.N.L.HC)_2 + 16,90 * (V.N.C.H)_4 + 16,90 * (V.N.P.H)_4 + 6,54 * (V.NP.H.R)_2 + 6,46 * (V.N.C.H.R)_2 + 6,21 * (V.N.P.HC.R)_2}{V.GSLpop} \leq 16,9$$

Mínimo IOct

$$\frac{3,225 * (V.IC_4)_2 + IOct_{NLD} * (V.N.L.D)_2 + 3,249 * (V.N.L.HC)_2 + 3,304 * (V.N.C.H)_4 + 3,310 * (V.N.P.H)_4 + 3,223 * (V.NP.H.R)_2 + 3,223 * (V.N.C.H.R)_2 + 3,223 * (V.N.P.HC.R)_2}{V.GSLpop} \geq 3,232$$

Máximo Azufre

$$\frac{0 * (IC_4)_2 + S_{NLD} * (N.L.D)_2 + 0 * (N.L.HC)_2 + 0 * (N.C.H)_4 + 0 * (N.P.H)_4 + 0 * (NP.H.R)_2 + 0 * (N.C.H.R)_2 + 0 * (N.P.HC.R)_2}{GSLpop} \leq 0,0004$$

Pool de Diesel

Máxima Gravedad Específica

$$\frac{0,78 * V.D.HC + 0,8572 * V.D.D.H + ge_{D,D} * (V.D.D)_3 + 0,8645 * (V.GOL.C.H)}{V.DSL * 0,159} \leq 0,860$$

Mínimo Índice de Cetano

$$\frac{54 * V.D.HC + 63,4 * V.D.D.H + IC_{D,D} * (V.D.D)_3 + 43,1 * (V.GOL.C.H)}{V.DSL} \leq 47$$

Máximo Azufre

$$\frac{0,0011 * D.HC + 0,00001 * D.D.H + IC_{D,D} * (D.D)_3 + 0,00001 * (GOL.C.H)}{DSL} \leq 0,0020$$

Pool de Combustible Residual

Máximo Azufre

$$\frac{S_{DD} * (D.D)_4 + 0,02371 * (GOL.C)_2 + 0,03256 * (GOP.C)_2 + S_{RV} * (RV)_2}{CRS} \leq 0,035$$

Mínimo Índice de Viscosidad

$$\frac{VBI_{DD} * (D.D)_4 + 55,11 * (GOL.C)_2 + 45,01 * (GOP.C)_2 + VBI_{RV} * (RV)_2}{CRS} \geq 17,83$$

Máximo Índice de Viscosidad

$$\frac{VBI_{DD} * (D.D)_4 + 55,11 * (GOL.C)_2 + 45,01 * (GOP.C)_2 + VBI_{RV} * (RV)_2}{CRS} \leq 19,13$$

Pool de Jet

Mínima Gravedad Específica

$$\frac{0,792 * (V.KDH) + ge_{KD} * (KD)_2}{V.Jet * 0,159} \geq 0,775$$

Máxima Gravedad Específica

$$\frac{0,792 * (V.KDH) + ge_{KD} * (KD)_2}{V.Jet * 0,159} \leq 0,840$$

Máximo Azufre

$$\frac{0 * (KDH) + S_{KD} * (KD)_2}{Jet} \leq 0,0030$$

Mínimo Índice de Punto de Humo

$$\frac{0,04 * (V.K.D.H) + I.P.H_{K.D} * (V.K.D)_2}{V.Jet} \geq 0,04$$

Mínimo Índice de Punto de Congelamiento

$$\frac{0,2441 * (V.K.D.H) + I.P.C_{K.D} * (V.K.D)_2}{V.Jet} \geq 0,2441$$

Función Objetivo

$$F.O = Ventas - Costos$$

$$Ventas = LPG * Pr(\$ / BBL) + S * Pr(\$ / BBL) + GSLpr * Pr(\$ / BBL) + GSLpop * Pr(\$ / BBL) + Jet * Pr(\$ / BBL) + DSL * Pr + CRS * Pr(\$ / BBL)$$

$$Costos = Compra de Crudos + Compra de G.N + Compra de F.O + Compra de Catalizadores + Químicos$$

Compra de Crudos (\$):

$$M30 * Pr(\$ / BBL) + M16 * Pr(\$ / BBL) + L22 * Pr(\$ / BBL)$$

Compra de G.N (\$):

$$G.N(\text{Ton}) * \text{Pr}(\$/\text{Ton})$$

Compra de F.O (\$):

$$F.O(\text{MMBTU}) * \text{Pr}(\$/\text{MMBTU})$$

Compra de Catalizadores y Químicos:

$$(N.P.D + N.C) * \text{Pr}(\$/\text{Ton}) + (K.D)_1 * \text{Pr}(\$/\text{Ton}) + (G.O.V + (G.O.P.C)_1) * \text{Pr}(\$/\text{Ton}) + ((N.P.H)_1) + (N.C.H)_1 + (N.P.HC)_1 * \text{Pr}(\$/\text{Ton}) + ((G.O.L.C)_1 + (D.D)_2) * \text{Pr}(\$/\text{Ton})$$

APÉNDICE H. NOMENCLATURA DEL MODELO

A.A.HDTN	Agua ácida proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
A.A.HC	Agua ácida proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
A.A.HC	Agua ácida proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
A.E	Agua de Enfriamiento
Butileno.C	Butileno proveniente de la unidad de Coquificación
C₁.C	Metano proveniente de la unidad de Coquificación
C₁.D	Metano proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
C₁.HC	Metano proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
C₁.HDTD	Metano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
C₁.HDTN	Metano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
C₁.HDTK	Metano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Kerosén
C₁.PH	Metano utilizado en la planta de hidrógeno
C₁.R	Metano proveniente de la unidad de Reformación
C₂.C	Etano proveniente de la unidad de Coquificación
C₂.D	Etano proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
C₂.HC	Etano proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
C₂.HDTD	Etano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
C₂.HDTN	Etano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
C₂.HDTK	Etano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Kerosén
C₂.R	Etano proveniente de la unidad de Reformación
C₃.R	Propano proveniente de la unidad de Reformación
C₃.C	Propano proveniente de la unidad de Coquificación
C₃.D	Propano proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
C₃.GLP	Propano que se alimenta al Pool de Gas Licuado de Petróleo
C₃.HC	Propano proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
C₃.HDTD	Propano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
C₃.HDTN	Propano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
C₃.HDTK	Propano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Kerosén
Coq.C	Coque proveniente de la unidad de Coquificación

CO₂.PH	Dióxido de carbono proveniente de la planta de hidrógeno
CRS	Pool de Combustible Residual
D.D	Diesel proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
(D.D)₂	Diesel proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta a la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
(D.D)₃	Diesel proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta al Pool de Diesel
(D.D)₄	Diesel proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta al Pool de Combustible Residual
(D.D)₂	Diesel proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta a la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
(D.D)₃	Diesel proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta al Pool de Diesel
(D.D)₄	Diesel proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta al Pool de Combustible Residual
D.D.H	Diesel de Destilación Hidrotratado
D.HC	Diesel proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
DSL	Pool de Diesel
Etileno.C	Etileno proveniente de la unidad de Coquificación
Elec.	Electricidad
F.O	Fuel Oil
G.A.C	Gases ácidos provenientes de la unidad de Coquificación
G.A.HC	Gases ácidos proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
G.A.HDTD	Gases ácidos provenientes de la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
G.A.HDTK	Gases ácidos proveniente de las unidad de Hidrotratamiento de Kerosén
GA.HDTN	Gases ácidos proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
G.A_T	Gases ácidos Totales
G.C.CL	Gas de Cola proveniente de la unidad Claus
GLP	Pool de Gas Licuado de Petróleo

GN.PH	Gas natural utilizado en la planta de hidrógeno
GOL.C	Gasóleo liviano proveniente de la unidad de Coquificación
(GOL.C)₁	Gasóleo liviano proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta a la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
(GOL.C)₂	Gasóleo liviano proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta al Pool de Combustible Residual
GOL.C.H	Gasóleo liviano del Coquificador Hidrotratado
GOP.C	Gasóleo pesado proveniente de la unidad de Coquificación
(GOP.C)₁	Gasóleo pesado proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta a la unidad de Hidrocraqueo
(GOP.C)₂	Gasóleo pesado proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta al Pool de Combustible Residual
(GOL.C)₁	Gasóleo liviano proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta a la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
(GOL.C)₂	Gasóleo liviano proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta al Pool de Combustible Residual
GOL.C.H	Gasóleo liviano del Coquificador Hidrotratado
GOP.C	Gasóleo pesado proveniente de la unidad de Coquificación
(GOP.C)₁	Gasóleo pesado proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta a la unidad de Hidrocraqueo
(GOP.C)₂	Gasóleo pesado proveniente de la unidad de Coquificación que se alimenta al Pool de Combustible Residual
GOV	Gasóleo proveniente de la unidad de Destilación al Vacío
G.R.D	Gas de Refinería proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
G.R.R	Gas de Refinería proveniente de la unidad de Reformación
G.R.TA	Gas de Refinería Proveniente de la unidad de Tratamiento con Aminas
GSLpop	Pool de gasolina Popular
GSLpr	Pool de Gasolina Premium
H₂.C	Hidrógeno proveniente de de unidad de Coquificación
H₂.HC	Hidrógeno utilizado en la unidad de Hidrocraqueo

H₂.HDTD	Hidrógeno utilizado en la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
H₂.HDTK	Hidrógeno utilizado en la unidad de Hidrotratamiento de Kerosén
H₂.HDTN	Hidrógeno utilizado en la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
H₂.PH	Hidrógeno proveniente de la planta de hidrógeno
H₂.R	Hidrógeno proveniente de de unidad de Reformación
H₂S.C	Sulfuro de Hidrógeno proveniente de la unidad de Coquificación
H₂S.HC	Sulfuro de Hidrógeno proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
H₂S.HDTD	Sulfuro de Hidrógeno proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
H₂S.HDTK	Sulfuro de Hidrógeno proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Kerosén
H₂S.HDTN	Sulfuro de Hidrógeno proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
H₂S.TA	Sulfuro de Hidrógeno proveniente de la unidad de Tratamiento con Aminas
(I-C₄)₁	Isobutano que se alimenta al Pool de Gasolina Premium
(I-C₄)₂	Isobutano que se alimenta al Pool de Gasolina Popular
I-C₄.C	Isobutano proveniente de la unidad de Coquificación
I-C₄.D	Isobutano proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
I-C₄.HC	Isobutano proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
I-C₄.R	Isobutano proveniente de la unidad de Reformación
I-C₄GLP	Isobutano que se alimenta al pool de GLP
IN.R	Inertes provenientes de la unidad de Reformación
Jet	Pool de Jet
K.D	Kerosén proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
(K.D)₁	Kerosén proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta a la unidad de Hidrocraqueo
(K.D)₂	Kerosén proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta al Pool de Jet
K.D.H	Kerosén de Destilación Hidrotratado
N.C	Nafta proveniente de la unidad de Coquificación
N-C₄.C	N-butano proveniente de la unidad de Coquificación

N-C₄.D	N-butano proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
N-C₄.GLP	N- butano que se alimenta al Pool de Gas Licuado de Petróleo
N.C.H	Nafta del Coquificador Hidrotratada
(N.C.H)₁	Nafta del Coquificador Hidrotratada que alimenta a la unidad de Reformación
(N.C.H)₃	Nafta del Coquificador Hidrotratada que se alimenta al Pool de Gasolina Premium
(N.C.H)₄	Nafta del Coquificador Hidrotratada que se alimenta al Pool de Gasolina Popular
N-C₄.HC	N-butano proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
N-C₄.HDTD	N-butano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Diesel
N-C₄.HDTK	N-butano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Kerosén
N-C₄.HDTN	N- butano proveniente de la unidad de Hidrotratamiento de Nafta
N.C.H.R	Nafta del Coquificador Hidrotratada y Reformada
N-C₄.R	N-butano proveniente de la unidad de Reformación
N.L.D	Nafta liviana proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
(N.L.D)₁	Nafta liviana proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta al Pool de Gasolina Premium
(N.L.D)₂	Nafta liviana proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica que se alimenta al Pool de Gasolina Popular
N.L.HC	Nafta liviana proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
(N.L.HC)₁	Nafta liviana proveniente de la unidad de Hidrocraqueo que se alimenta al Pool de Gasolina Premium
(N.L.HC)₂	Nafta liviana proveniente de la unidad de Hidrocraqueo que se alimenta al Pool de Gasolina Popular
N.P.D	Nafta pesada proveniente de la unidad de Destilación Atmosférica
N.P.H	Nafta pesada Hidrotratada
(N.P.H)₁	Nafta pesada Hidrotratada que se alimenta a la unidad de Reformación
(N.P.H)₃	Nafta pesada Hidrotratada que se alimenta al Pool de Gasolina Premium

(N.P.H)₄	Nafta pesada Hidrotratada que se alimenta al Pool de Gasolina Popular
N.P.HC	Nafta pesada proveniente de la unidad de Hidrocraqueo
N.P.HC.R	Nafta pesada Hidrocraqueada y Reformada
N.P.H.R	Nafta pesada Hidrotratada y Reformada
(N.R)₁	Nafta reformada que se alimenta al Pool de Gasolina Premium
(N.R)₂	Nafta reformada que se alimenta al Pool de Gasolina Popular
Propileno.C	Propileno proveniente de la unidad de Coquificación Residuo atmosférico proveniente de la unidad de Destilación
R.D	Atmosférica
(R.V)₁	Residuo proveniente de la unidad de Destilación al Vacío que se alimenta a la unidad de Coquificación
(R.V)₂	Residuo proveniente de la unidad de Destilación al Vacío que se alimenta al Pool de Combustible Residual
S	Azufre
Vap.	Vapor

P.D. En las ecuaciones del modelo todas las abreviaturas anteriores que posean una V al inicio, indica que el flujo es volumétrico.