

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**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.**

**Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
para optar al Título  
de Ingeniero Químico  
por la Br. Ferreira M., Jacqueline**

**Caracas, Mayo 2003.**

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**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.**

**TUTOR ACADÉMICO: Prof. Aimee Ramos**

**TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Elías Harraka**

**Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
para optar al Título  
de Ingeniero Químico  
por la Br. Ferreira M., Jacqueline**

**Caracas, Mayo 2003.**

**Caracas, Mayo 2003.**

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 Jacqueline Ferreira Marques, titulado:

“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”

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

---

**Prof. Rosalba Sciamanna**  
**Jurado**

---

**Prof. Johnny Vásquez**  
**Jurado**

---

**Prof. Aimee Ramos**  
**Tutor Académico**

---

**Ing. Elías Harraka**  
**Tutor Industrial**

## DEDICATORIA

A ti mi Dios, gracias de todo corazón por escucharme cuando te invoqué y por estar conmigo en cada instante de mi vida.

A mis padres, por darme la vida y apoyarme incondicionalmente en ésta y en todas mis metas, son mi inspiración y mi mayor orgullo. Gracias por darme la fuerza que en todo momento necesité y sobretodo por hallar la manera de hacer que creyera en mí. Sobre las bases de su amor sigo creciendo y luchando día a día porque me hacen sentir que soy capaz de continuar a pesar de los obstáculos. Mami y Papi gracias por existir...LOS AMO PROFUNDAMENTE.

A mis maravillosos hermanos: Laura y Roberto, por cuidarme y escucharme en todo momento, por comprenderme sin condiciones y por estar conmigo a cada instante, ni se imaginan cuanto los quiero.

A una maravillosa persona que además de ser mi primo, es mi amigo y el mejor maestro que una persona pueda tener; Franki. Gracias por todo tu cariño, tu ejemplo, tus consejos y sobretodo por las horas infinitas que me dedicaste, te quiero mucho.

## AGRADECIMIENTOS

Es difícil encontrar las palabras adecuadas para agradecer tanta ayuda de parte de aquellas personas que nos enseñan, cada una de una forma distinta a afrontar la vida con decisión valentía y humildad. Mis sinceros agradecimientos a:

A mi tutora Aimee por tanta paciencia y dedicación, sin duda alguna fuiste una excelente elección.

A mi tutor Elías Harraka, por creer en mí al brindarme la oportunidad de realizar este trabajo.

A mi abuelita, a mis tíos y primos, por estar siempre pendientes de mí.

A la profesora Gladys Rincón, por la ayuda prestada.

A ti Luis Alfredo, por tanta ayuda, paciencia y apoyo, que con tanto cariño me brindaste, te quiero mucho.

A mi incondicional amigo Gerardo: gracias por compartir conmigo los triunfos y fracasos, por enseñarme que la amistad verdadera e incondicional existe. TE QUIERO MUCHO.

A mis amigas Jennifer y Mercedes, por su lealtad y comprensión sin condiciones, por transmitirme tanta alegría, por adaptarse a mi mundo y por darme el privilegio de compartir su amistad. LAS ADORO.

A dos hermosas y maravillosas personas que gracias a esta universidad conocí y que significaron mucho para mi: Tony y Fede.

A una gran persona que siempre estuvo presente, gracias por todo tu apoyo...Félix.

A todas aquellas personas de INTEVEP que de una u otra manera compartieron y colaboraron conmigo: Héctor, Rabi, Sara, Karmele, Dora, Ana Judith, Irene, Marinelly, Jhoel, Bernabé, Jaime, Armando, Roberto, Javier, Norma, Luis y Xiomara, fue excelente trabajar con ustedes!

A todos los que me enseñaron el concepto de amistad en la universidad, son uno de los mejores regalos que la universidad me dio, mis amigos: Humberto, Luis R, Luis V, Meybel, Fidel, Javier, Mickael, Jorge, Eduardo, Carlos Arturo, Jorge (Chile).

A todos aquellos profesores que lograban despertar admiración y ansias por descubrir el maravilloso mundo de la ingeniería y que sin darse cuenta cautivaron mi atención y tal vez nunca se enteraron.

A mi Universidad Central de Venezuela, que fue mi segundo hogar durante todos estos años, gracias por brindarme la excelencia de la enseñanza académica, por permitir que conviviera de cerca con una diversidad de pensamientos y sentimientos que

forman parte de mí y que me llenan de orgullo al decir que pertenezco a la U.C.V.

Jacqueline F.M.

**Ferreira M. Jacqueline.**

**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.**

**Tutor Académico: Prof. Aimee Ramos. Tutor Industrial: Ing. Elías Harraka.  
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.  
Año 2003, 132 p.**

**Palabras Claves:** Hidrotratamiento, PIMS, correlaciones, gasolina y diesel.

**Resumen.** En el presente Trabajo Especial de Grado, se desarrolló un modelo de refinación, al que se le incorpora dos nuevas tecnologías creadas por PDVSA-INTEVEP para el tratamiento de la gasolina y el diesel, con la finalidad de atender las regulaciones de calidad del mercado mundial del combustible, empleando para ello técnicas de programación lineal a través del software de planificación económica llamado PIMS.

La necesidad de incorporar en el modelo de refinación las nuevas tecnologías de tratamiento, obedece a la necesidad de visualizar las economías como consecuencia de las nuevas regulaciones impuestas por la EPA en cuanto a la drástica reducción del contenido de azufre en la gasolina y en el diesel (500ppm a 50ppm). El desarrollo del modelo de refinación permite evaluar diferentes escenarios de procesamiento para una variedad de crudos, maximizar el margen de ganancia en una refinería y predecir los rendimientos y calidades de los productos en función de la calidad del crudo de alimentación.

Para incorporar las nuevas tecnologías de tratamiento ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup> en el modelo de refinación, se emplearon los resultados de un conjunto de pruebas que se han realizado en el complejo de plantas piloto de PDVSA-INTEVEP, además de un estudio que se le hizo a una serie de corrientes en las diferentes refinerías pertenecientes a PDVSA, con la finalidad de recolectar datos representativos de las posibles alimentaciones a dichas unidades de proceso. A partir de esta información se

desarrollaron correlaciones lineales que fueron incorporadas, dentro de las simulaciones correspondientes, a cada una de las tecnologías bajo estudio, con lo cual se logró predecir las calidades y los rendimientos de los productos; en función de las calidades presentes en la alimentación.

Adicionalmente, se realizaron los balances de masa correspondientes a cada unidad, para establecer relaciones dependientes de las características presentes en la alimentación, con el objetivo de estimar las cantidades de gases que se generan en cada unidad, así como la cantidad de servicios requeridos para llevar a cabo la hidrodesulfuración. Con este conjunto de estimaciones lineales se logra reproducir la realidad operacional de cada tecnología.

Una vez implementadas las tecnologías en el modelo de refinación, fue posible evaluar el impacto que ocasiona la inclusión de las nuevas unidades de proceso dentro del esquema de refinación de una refinería típica de conversión profunda, conociendo la alimentación a las unidades y empleando el software PIMS; de lo cual se concluye que la implementación de las tecnologías bajo estudio (ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>) generan un aumento considerable en los volúmenes de 25,3 % en la gasolina y de 2,5 % en el diesel, debido a que bajo este escenario se pueden incorporar, al pool final de mezcla, componentes de baja calidad y bajo costo, sin causar alteración en los niveles de azufre gracias al efecto de dilución, generando con ello altos beneficios económicos a la refinería.

---

**ÍNDICE DE CONTENIDO**

	<b>Pág.</b>
INDICE DE FIGURAS.....	V
INDICE DE TABLAS .....	VII
1. <u>INTRODUCCIÓN</u> .....	1
2. <u>PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</u> .....	3
3. <u>OBJETIVOS</u> .....	5
3.1 GENERAL.....	5
3.2 ESPECÍFICOS.....	5
4. <u>MARCO TEORICO</u> .....	6
4.1 PROCESOS DE REFINACIÓN.....	6
4.2 TIPOS DE REFINERÍAS.....	9
4.2.1 <u>Destilación / Hidrotratamiento (“HYDROSKIMMING”)</u> .....	10
4.2.2 <u>Conversión Simple o Sencilla</u> .....	11
4.2.3 <u>Conversión Profunda</u> .....	12
4.3 ESPECIFICACIONES PARA EL FUTURO MERCADO DE COMBUSTIBLES .....	14
4.4 CALIDAD DE LOS COMBUSTIBLES.....	16
4.4.1 <u>Gasolina</u> .....	17
4.4.2 <u>Diesel</u> .....	17
4.5 PROCESOS DE CONVERSIÓN PARA LA PRODUCCIÓN DE COMBUSTIBLES ...	18
4.5.1 <u>Gasolina</u> .....	19
4.5.1.1 Unidad de Craqueo Catalítico (FCC).....	19
4.5.1.2 Procesos de Conversión Térmica.....	19
4.5.1.2.1 <i>Coquificación Retardada</i> .....	20
4.5.1.2.2 <i>Flexicoquificación</i> .....	20
4.5.2 <u>Diesel</u> .....	20
4.5.2.1 <i>Viscorreducción</i> .....	21
4.6 PROCESOS DE TRATAMIENTO.....	21
4.6.1 <u>Hidrotratamiento</u> .....	21
4.6.2 <u>Reformación catalítica</u> .....	23

4.7 TEORÍA DE MEZCLAS.....	24
4.7.1 <u>Mezclas Lineales</u> .....	24
4.7.2 <u>Mezclas No Lineales</u> .....	25
4.7.3 <u>Propiedades de los Hidrocarburos</u> .....	25
4.7.3.1 Número de Octano u Octanaje.....	26
4.7.3.2 Gravedad Específica (SPG).....	28
4.7.3.3 Contenido de azufre (SUL).....	29
4.7.3.4 Viscosidad (VIS) / Índice de Viscosidad (VBI).....	30
4.7.3.5 Destilación.....	31
4.7.3.6 Volatilidad.....	32
4.7.3.7 Nitrógeno (NIT) / Nitrógeno total (TNT).....	33
4.7.3.8 Presión de Vapor Reid (RVP).....	33
4.7.3.9 Número de Cetano (CBN) / Índice de Cetano (CTI).....	34
4.8 TECNOLOGÍA ISAL®.....	36
4.8.1 <u>Antecedentes</u> .....	36
4.8.2 <u>Descripción del Proceso</u> .....	37
4.8.2.1 ISAL® a Alta Severidad.....	40
4.8.2.2 ISAL® a Baja Severidad.....	41
4.8.3 <u>Aplicaciones del Proceso ISAL®</u> .....	42
4.9 TECNOLOGÍA ULSD®.....	43
4.9.1 <u>Antecedentes</u> .....	43
4.9.2 <u>Esquemas de Procesos empleados con la Tecnología ULSD®</u> .....	45
4.9.2.1 Esquema Híbrido.....	45
4.9.2.2 Esquema Cross-Flow.....	47
4.10 PROCESS INDUSTRY MODEL SYSTEM (PIMS).....	49
4.10.1 <u>Elementos del Sistema</u> .....	50
4.10.2 <u>Modelo de una Refinería Típica de Conversión Profunda</u> .....	52
5. <u>METODOLOGÍA</u> .....	54
5.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	55

5.2 HERRAMIENTAS PARA EL DESARROLLO DE LAS SIMULACIONES DE LOS PROCESOS ISAL <sup>®</sup> Y ULSD <sup>®</sup> .....	55
5.3 DESARROLLO DEL SIMULADOR DEL PROCESO ISAL <sup>®</sup> .....	57
5.4 PROCESO ULSD <sup>®</sup> .....	59
5.5 BALANCE DE MASA Y SERVICIOS EN LOS PROCESOS ISAL <sup>®</sup> Y ULSD <sup>®</sup> ....	60
5.5.1 <u>Balance de Masa y Servicios en la Unidad ISAL<sup>®</sup></u> .....	60
5.5.2 <u>Balance de Masa y Servicios en la Unidad ULSD<sup>®</sup></u> .....	61
5.6 VALIDACIÓN DE LAS CORRELACIONES.....	62
5.7 CONSTRUCCIÓN DE LAS UNIDADES DE PROCESO EN PIMS. ....	62
5.8 COMPILACIÓN DE LA SIMULACIÓN. ....	65
5.9 EVALUACIÓN DE LA SIMULACIÓN INCORPORANDO LAS TECNOLOGÍAS ISAL <sup>®</sup> Y ULSD <sup>®</sup> .....	66
5.9.1. <u>Caso base</u> .....	66
5.9.2. <u>Caso ISAL</u> .....	67
5.9.3. <u>Caso ULSD</u> .....	67
5.9.4 <u>Caso ISAL &amp; ULSD</u> .....	67
6. <u>RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS</u> .....	68
6.1 DESARROLLO DEL SIMULADOR DEL PROCESO ISAL <sup>®</sup> .....	68
6.2 PROCESO ULSD <sup>®</sup> .....	79
6.3 VALIDACIÓN DE LAS CORRELACIONES LINEALES OBTENIDAS PARA LAS TECNOLOGÍAS ISAL <sup>®</sup> Y ULSD <sup>®</sup> .....	85
6.4 BALANCES DE MASA Y SERVICIOS EN LAS TECNOLOGÍAS. ....	88
6.4.1 <u>Balance de masa en ISAL<sup>®</sup> a alta severidad</u> .....	89
6.4.2 <u>Balance de masa en la unidad de ISAL a baja severidad</u> .....	91
6.4.3 <u>Balance de masa en ULSD<sup>®</sup> Post-Tratamiento</u> .....	92
6.5 EVALUACIÓN DE LA SIMULACIÓN APLICANDO LAS TECNOLOGÍAS ISAL <sup>®</sup> Y ULSD <sup>®</sup> .....	94
6.5.1 <u>Caso base</u> .....	94
6.5.2 <u>Caso ISAL</u> .....	96

6.5.3 <u>Caso ULSD</u> .....	101
6.5.4 <u>Caso ISAL &amp; ULSD</u> .....	106
7. <u>CONCLUSIONES</u> .....	107
8. <u>RECOMENDACIONES</u> .....	112
9. <u>BIBLIOGRAFÍA</u> .....	113
10. <u>GLOSARIO</u> .....	116
11. <u>APÉNDICES</u> .....	117
11.1 APÉNDICE A.....	118
11.1.1 <u>Ejemplo de un diagrama de bloque en PIMS</u> .....	118
11.2 APÉNDICE B.....	119
11.2.1 <u>Pruebas realizadas en plantas piloto a las naftas catalíticas con ISAL<sup>®</sup> de baja severidad</u> .....	119
11.2.2 <u>Pruebas realizadas en plantas piloto a las naftas catalíticas con ISAL<sup>®</sup> de alta severidad</u> .....	122
11.3 APÉNDICE C.....	124
11.4 APÉNDICE D.....	125
11.4.1 <u>Requerimientos empleados para el modelaje del proceso ULSD<sup>®</sup></u> .....	125
11.5 APÉNDICE E.....	128
11.5.1 <u>Estudio y selección de las corrientes a mezclar para el proceso ULSD<sup>®</sup></u> .....	128
11.6 APÉNDICE F.....	131
11.6.1 <u>Cantidad estimada de gases formados en las unidades de tratamiento</u> .....	131
11.7 APÉNDICE G.....	133
11.7.1 <u>Simulación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> a alta severidad en PIMS</u> .....	133
11.7.2 <u>Simulación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> a baja severidad en PIMS</u> .....	134
11.7.3 <u>Simulación de la tecnología ULSD<sup>®</sup> Post-Tratamiento en PIMS</u> .....	135

---

**INDICE DE FIGURAS**

<b>Contenido</b>	<b>Pág.</b>
Figura N° 1. Diagrama Global de una Refinería.....	7
Figura N° 2. Esquema Destilación /Hidrotratamiento (“Hydroskimming”).....	10
Figura N° 3. Esquema de conversión sencilla (orientada a gasolinas) .....	12
Figura N° 4. Esquema de conversión profunda. ....	13
Figura N° 5. Tendencia en la reducción del contenido de azufre para la gasolina en Estados Unidos.....	16
Figura N° 6. Diagrama de Flujo de una Unidad de Hidrotratamiento. ....	23
Figura N° 7. Reacciones típicas de remoción de azufre y saturación olefínica. ....	37
Figura N° 8. Esquema simplificado del proceso ISAL®.....	38
Figura N° 9. Comportamiento del octanaje en función de la estructura y tamaño de los hidrocarburos.....	39
Figura N° 10. Flexibilidad del proceso ISAL® .....	41
Figura N° 11. Esquema del proceso Híbrido. ....	46
Figura N° 12. Esquema del proceso Cross-Flow. ....	47
Figura N° 13. Ejemplo de una Refinería Representada en PIMS. ....	51
Figura N° 14. Esquema de Refinería Típica de Conversión Profunda. ....	53
Figura N° 15. Esquema de la metodología. ....	54
Figura N° 16. Vista principal de la pantalla del software PIMS.....	63
Figura N° 17. Pantalla principal de las opciones ramificadas en el software PIMS...	64
Figura N° 18. Comparación entre la cantidad de gasolina obtenida en el caso base contra el caso ISAL.....	98
Figura N° 19. Comparación entre la cantidad de diesel obtenido en el caso base contra el caso ULSD. ....	103
Figura N° 20. Beneficio económico neto obtenido al evaluar cada caso de estudio.	108
Figura N° 21. Diagrama de bloque modelo de una sección del esquema de proceso de la refinería Cardón.....	118

Figura N° 22. Variación de las olefinas y el azufre en ISAL <sup>®</sup> a baja severidad.....	119
Figura N° 23 Variación del octanaje IAD y del contenido de olefinas en ISAL <sup>®</sup> a baja severidad.....	120
Figura N° 24 Variación del octanaje MON y del contenido de olefinas en ISAL <sup>®</sup> a baja severidad.....	120
Figura N° 25. Variación del octanaje RON y del contenido de olefinas en ISAL <sup>®</sup> a baja severidad.....	121
Figura N° 26. Variación del contenido de olefinas en función de la gravedad específica en ISAL <sup>®</sup> a baja severidad.....	121
Figura N° 27. Variación del Rendimiento de la nafta en función del contenido de olefinas en ISAL <sup>®</sup> a baja severidad.....	122
Figura N° 28. Variación del octanaje IAD en función de la variación de las olefinas en ISAL <sup>®</sup> a alta severidad.....	122
Figura N° 29 Variación del octanaje IAD y el rendimiento de la nafta tratada en ISAL <sup>®</sup> a alta severidad.....	123
Figura N° 30. Variación del rendimiento en función del contenido de olefinas en ISAL <sup>®</sup> a alta severidad.....	123
Figura N° 31. Vista de la pantalla que contiene la simulación de la tecnología ISAL <sup>®</sup> a alta severidad en PIMS.....	133
Figura N° 32. Vista de la pantalla que contiene la simulación de la tecnología ISAL <sup>®</sup> a baja severidad en PIMS.....	134
Figura N° 33. Vista de la pantalla que contiene la simulación de la tecnología ULSD <sup>®</sup> Post-Tratamiento en PIMS.....	135

---

**INDICE DE TABLAS**

<b>Contenido</b>	<b>Pág.</b>
Tabla N° 1. Patrón de rendimientos de productos de una refinería tipo Hydroskimming” .....	11
Tabla N° 2. Patrón de rendimientos de productos de una refinería tipo conversión simple o sencilla .....	11
Tabla N° 3. Patrón de rendimientos de una refinería tipo conversión profunda.....	13
Tabla N° 4. Tendencias en el mercado de combustibles en Estados Unidos.....	15
Tabla N° 5. Evolución de las tendencias generales en el mercado de combustibles en la Comunidad Económica Europea. ....	16
Tabla N° 6. Condiciones de operación del método MON y del método RON.....	27
Tabla N° 7. Tipo de mezcla según la propiedad que se va a determinar.....	34
Tabla N° 8. Paquetes de Programación Lineal licenciados por la IPPCN.....	50
Tabla N° 9. Capacidades de las unidades del Modelo de Refinería Típica de Conversión Profunda.....	53
Tabla N° 10. Propiedades de entrada de las naftas catalíticas evaluadas con el simulador de ISAL <sup>®</sup> a baja severidad. ....	68
Tabla N° 11. Propiedades de entrada de las naftas catalíticas evaluadas con la tecnología ISAL <sup>®</sup> a alta severidad. ....	69
Tabla N° 12. Resultados obtenidos al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL <sup>®</sup> a baja severidad. ....	71
Tabla N° 13. Resultados obtenidos al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL <sup>®</sup> a alta severidad. ....	72
Tabla N° 14. Consumo de hidrógeno requerido al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL <sup>®</sup> a alta severidad. ....	73
Tabla N° 15. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de las calidades de la nafta tratada en la unidad de ISAL <sup>®</sup> a baja severidad. ....	76

---

Tabla N° 16. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción del octanaje expresado como RON y MON de la nafta tratada en la unidad de ISAL <sup>®</sup> a baja severidad. ....	76
Tabla N° 17. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción del consumo de hidrógeno, de las calidades y rendimiento de la nafta tratada en ISAL <sup>®</sup> a alta Severidad. ....	77
Tabla N° 18. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción del octanaje expresado como RON y MON en ISAL <sup>®</sup> a alta severidad. ....	77
Tabla N° 19. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ISAL <sup>®</sup> a baja severidad. ....	78
Tabla N° 20. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ISAL <sup>®</sup> a alta severidad. ....	78
Tabla N° 21. Composiciones y propiedades de las mezclas destinadas al Post-tratamiento con ULSD <sup>®</sup> . ....	79
Tabla N° 22. Composiciones y propiedades de las mezclas destinadas al Pre-tratamiento con ULSD <sup>®</sup> . ....	80
Tabla N° 23. Resultados obtenidos de la simulación en Aspen para el Proceso ULSD <sup>®</sup> Post-tratamiento. ....	80
Tabla N° 24. Resultados obtenidos de la simulación en Aspen para la corriente de diesel más nafta tratada con ULSD <sup>®</sup> Pre-tratamiento. ....	81
Tabla N° 25. Resultados obtenidos de la simulación en Aspen para la corriente de VGO tratado con el Proceso ULSD <sup>®</sup> Pre-tratamiento. ....	82
Tabla N° 26. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de las calidades de la mezcla tratada en la unidad de ULSD <sup>®</sup> Post-tratamiento. ....	83
Tabla N° 27. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de las calidades en la corriente de diesel en ULSD <sup>®</sup> Pre-tratamiento. ....	84
Tabla N° 28. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ULSD <sup>®</sup> Post-tratamiento. ....	85

---

Tabla N° 29. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ULSD <sup>®</sup> Pre-tratamiento. ....	85
Tabla N° 30. Comparación entre el rendimiento y las calidades obtenidas de una data experimental versus los estimados por correlación lineal, para la tecnología ISAL <sup>®</sup> . ....	86
Tabla N° 31. Comparación entre el rendimiento y las calidades obtenidas de una data experimental versus los estimados con la correlación lineal, para la tecnología ULSD <sup>®</sup> . ....	87
Tabla N° 32. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL <sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 10 ppm de azufre en el producto. ....	89
Tabla N° 33. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL <sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 25 ppm de azufre en el producto. ....	89
Tabla N° 34. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL <sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 50 ppm de azufre en el producto. ....	90
Tabla N° 35. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL <sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 100 ppm de azufre en el producto. ....	90
Tabla N° 36. Relaciones de masa obtenidas para los gases de salida de la unidad de ISAL <sup>®</sup> a baja severidad. ....	91
Tabla N° 37. Estimados de servicios requeridos con la tecnología ISAL <sup>®</sup> . ....	91
Tabla N° 38. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de la cantidad de gases que se generan en la unidad de ULSD <sup>®</sup> Post-tratamiento. ....	92
Tabla N° 39. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para los gases generados en ULSD <sup>®</sup> Post-tratamiento. ....	93
Tabla N° 40. Estimados de servicios requeridos con la tecnología ULSD <sup>®</sup> . ....	93
Tabla N° 41. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO BASE. ....	95

---

Tabla N° 42. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ISAL.....	96
Tabla N° 43. Propiedades de los componentes y propiedades críticas permitidas en el pool de gasolina.....	100
Tabla N° 44. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ULSD. ...	101
Tabla N° 45. Propiedades de los componentes y propiedades críticas permitidas en el pool de diesel.....	104
Tabla N° 46. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ISAL & ULSD. ....	106
Tabla N° 47. Resumen de los resultados obtenidos al evaluar cada uno de los casos de estudio.....	107
Tabla N° 48. Modelo del simulador construido para el Proceso ISAL®. ....	124
Tabla N° 49. Propiedades de las corrientes que conforman las mezclas 1, 2 y 3 de alimentación a ULSD® Post-Tratamiento. ....	125
Tabla N° 50. Propiedades de las corrientes que conforman las mezclas 4 y 5 de alimentación a ULSD® Post-Tratamiento. ....	126
Tabla N° 51. Propiedades de las corrientes que conforman las mezclas de alimentación a ULSD® Pre-Tratamiento.....	127
Tabla N° 52. Estudio de corrientes a mezclar, para el Proceso ULSD® Post- Tratamiento. ....	128
Tabla N° 53. Estudio de corrientes a mezclar, para el Proceso ULSD® Post- Tratamiento. ....	129
Tabla N° 54. Estudio de corrientes a mezclar, para el Proceso ULSD®.....	130
Tabla N° 55. Porcentaje másico estimado de los gases extraídos en la unidad de ISAL® a baja severidad. ....	131
Tabla N° 56. Porcentaje másico estimado de los gases que se forman en la unidad de ISAL® a alta severidad. ....	131
Tabla N° 57. Porcentaje másico estimado de los gases que se forman en la unidad de ULSD® en Pre y Post -tratamiento.....	132

## LISTA DE ABREVIATURAS Y SIMBOLOS

- API:** American Petroleum Institute, (Instituto Americano del Petróleo).
- ASTM:** American Society for Testing and Materials, (Sociedad Americana de Ensayos de Materiales).
- CBN:** Cetane Blending Number, (Número de Cetano de Mezcla).
- CST:** Centistokes.
- CBI:** Cetane Blending Index, (Índice de Cetano de Mezcla).
- DBM:** Delta Based Modeling, (Vectores de Ajuste).
- EPA:** U.S. Environmental Protection Agency, (Agencia Norteamericana de Protección Ambiental).
- FCC:** Fluidic Catalytic Cracking, (Fluidización de Craqueo Catalítico).
- FPO:** Faja Petrolífera del Orinoco.
- GLP:** Gas Licuado del Petróleo (siglas inglesas *LPG*).
- HDA:** Hidrogenación de Aromáticos.
- HDT:** Hidrotratamiento.
- HDS:** Hidrodesulfuración.
- HVN:** Heavy Virgen Nafta, (Naftas Vírgenes Pesadas).
- IAD:** Índice Antidetonante.
- I.P.P.C.N:** Industria Petrolera Petroquímica y Carbonífera Nacional.
- LP:** Lineal Program, (Programación Lineal).
- LPG:** Liquid Propane Gas, (Gas licuado del petróleo).
- LTS:** Low Temperature Separator, (Separador a Baja Temperatura).
- MNO:** Modelo Nacional de Operación.
- MON:** Motor Octane Number, (Número Octano de Motor).
- MTBE:** Metil Terbutil Eter.
- NIT:** Nitrógeno Total.
- PIMS:** Process Industry Modeling System, (Sistema de Modelaje de Procesos Industriales).
- RHS:** Right hand side, (término independiente).
- RON:** Research Octane Number, (Número Octano de Investigación).

**RVI:** Reid Vapour Index, (Índice de Vapor Reid).

**RVP:** Reid Vapour Pressure, (Presión de Vapor Reid).

**SCFB:** Estándar Cubic Feet Barril, (pies cúbicos estándar por barril de carga).

**SPG:** Gravedad Específica.

**SSF:** Saybolt Furol.

**TAME:** Ter-amil-metil éter.

**TNT:** Nitrógeno Total.

**T90:** Temperatura a la que se recupera el 90% de destilado.

**T95:** Temperatura a la que se recupera el 95% de destilado.

**UOP:** Universal Oil Products, (licenciante de tecnología).

**VBI:** Viscosity Blending Index, (Índice de Mezcla de Viscosidad).

**VBN:** Viscosity Blending Number, (Número de mezcla de viscosidad).

### ***LISTA DE SIMBOLOS.***

$b_i$ : Restricciones.

BBL: Barril petrolero.

$Calidad_{Base}$ : Calidad presente en el vector base.

$Calidad_{Final}$ : Calidad resultante en el vector final.

$C_i$ : Costo o precio de  $X_i$ .

CO: Monóxido de Carbono.

$F.O$ : Función Objetivo.

$IAD_{Entrada}$ : IAD que presenta una corriente a la entrada de un proceso.

$IAD_{Salida}$ : IAD que presenta una corriente a la salida de un proceso.

$X_i$ : Variable no negativa.

$NO_x$ : Óxidos de nitrógeno.

$P_i$ : Propiedad del componente  $i$ .

$P_m$ : Propiedad de la mezcla.

ppm: Partes por millón.

$Re\ nd_{Ajuste}$  : Rendimiento del vector de ajuste.

$Re\ nd_{Base}$  : Rendimiento del vector base.

$SO_x$ : Óxidos de Azufre.

TAG: Codificación de las corrientes en los modelos de PIMS.

$V_i$  : Fracción en volumen del componente i.

Z: Programación matemática.

VIS: Viscosidad.

VOC: Emisiones de compuestos orgánicos volátiles

$W_i$  : Fracción en peso del componente i.

$X_i$  : Fracción molar del componente i.

$x_n$ : Variables o incógnitas.

$\mathfrak{R}$  : Conjunto de Números Reales.

$\Delta IAD$  : Delta del Índice de Antidetonante.

## 1. INTRODUCCIÓN

La calidad del aire esta directamente relacionada con la calidad de los combustibles empleados por el hombre. Es por ello que los entes reguladores del medio ambiente utilizan como estrategia para mantener o mejorar la calidad del aire, fijar las especificaciones de calidad mínima para los combustibles. La disminución de la concentración de azufre presente en los combustibles ha sido reconocida como una de las principales vías para reducir las emisiones de SO<sub>x</sub> que junto a las de NO<sub>x</sub> se combinan con el vapor de agua en la atmósfera, formando una solución ácida que precipita con la lluvia; la cual puede llegar a ser hasta mil veces más ácida que la lluvia natural; originando que grandes áreas llenas de vida se transformen en zonas enfermas, con ríos sin vida y suelos sin fertilidad

Dicha reducción de azufre ha sido determinada por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos de América (EPA), la cual, en su camino para el mejoramiento de la calidad del aire, ha creado ciertos reglamentos y nuevas especificaciones a fin de disminuir las emisiones automotrices. Por ende, se espera que en los próximos años ocurran cambios muy significativos en el negocio de la refinación en cuanto a la calidad y cantidad de los combustibles, dando lugar a importantes inversiones en la industria de la refinación.

PDVSA, como suplidora de productos del mercado de EE.UU., el Caribe, Centro y Sudamérica, tendrá que adaptar su patrón de productos a las nuevas exigencias ambientales y mantener o mejorar los volúmenes de venta de dichos combustibles. INTEVEP, como brazo tecnológico de PDVSA, ha desarrollado nuevas tecnologías de hidrotreatmento como: ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup> diseñadas para la reducción de azufre en las naftas y en el diesel, su implementación temprana dará oportunidades comerciales en un mercado altamente competitivo. Es por ello, que surge la necesidad de desarrollar un modelo de refinación para evaluar el impacto que ocasionaría en una refinería típica de conversión profunda la inclusión de estas nuevas tecnologías de tratamiento.

Bajo las premisas anteriores se desarrolló un modelo de refinación empleando técnicas de programación lineal a través de un software comercial llamado PIMS, el cual permite evaluar los impactos que se generan en cantidades de insumos que se deben comprar, cantidades de productos fabricados y ganancias obtenidas en una refinería cuando se requieren establecer cambios como la incorporación de las dos nuevas tecnologías ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup> bajo el escenario de las nuevas especificaciones.

Para llevar a cabo el presente trabajo se requirió entrenamiento con el paquete comercial que se empleó, posteriormente se revisaron y completaron las simulaciones realizadas con las tecnologías de refinación convencionales, luego se realizó la simulación de las nuevas tecnologías, para lo cual se desarrollaron correlaciones lineales que predicen las calidades y el rendimiento de los productos a partir de la calidad de la alimentación, y finalmente se evaluaron diferentes escenarios de estudio empleando las nuevas especificaciones, con la finalidad de observar el impacto que genera la inclusión de las nuevas tecnologías en una refinería típica de conversión profunda.

## **2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

La gasolina y el diesel son los hidrocarburos líquidos combustibles más utilizados y comercializados mundialmente, debido a sus notables ventajas como por ejemplo mayor rendimiento calorífico y posibilidad de utilización en los métodos de combustión interna; sin embargo, estos combustibles debido a su contenido de azufre y nitrógeno ocasionan contaminación atmosférica a gran escala, contribuyendo a la formación de las lluvias ácidas, las cuales se originan a partir de los óxidos formados durante la combustión del azufre y el nitrógeno que se emiten a la atmósfera, en forma gaseosa, y se combinan con la humedad atmosférica, lo que produce lluvias con un pH muy bajo. La precipitación de estas lluvias ácidas ha erosionado estructuras, dañado los bosques y las cosechas, además acidifica el agua de los lagos dejando sin vida muchos de estos ecosistemas acuáticos.

De acuerdo a este escenario, los mercados globales han impuesto e imponen mayores exigencias, para preservar el medio ambiente, aplicando fuertes normas de control de contaminación ambiental; tal es el caso de la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos de América (EPA), la cual legisló una reducción drástica del contenido de azufre en los Estados Unidos (30-50 ppm en gasolina y diesel), lo que unido al resto de las regulaciones aplicables para el 2004 darán lugar a grandes inversiones por parte de las compañías refinadoras, para reducir la producción de oxigenados, azufre, olefinas y aromáticos; a fin de cumplir con las especificaciones requeridas.

Lo anterior, sumado al desarrollo tecnológico a nivel mundial y especialmente a los agresivos proyectos del gobierno norteamericano tendentes a colocar nuevos vehículos en el mercado durante el 2004, originó que Venezuela cambiara su patrón de productos, para adecuar sus exportaciones a los requerimientos de calidad del mercado, e iniciar mejoras en los productos que se venden en el mercado interno. Todo esto, determinó la necesidad de incrementar la capacidad de conversión de residuos y de hidrogenación. Además, se estableció que había necesidad de

incorporar tecnología propia en conversión de residuales, hidrogenación de gasolinas y diesel, mejores catalizadores para aumentar el número de cetano en diesel y mejoras en la formulación de los combustibles. Con este objetivo en mente PDVSA-INTEVEP inició un agresivo programa de desarrollo de nuevas tecnologías de tratamiento como lo son: ISAL<sup>®</sup> (tratamiento de naftas catalíticas); y ULSD<sup>®</sup> (hidrodesulfuración profunda de diesel), con el fin de garantizar y satisfacer las especificaciones de azufre en los combustibles.

Uno de los objetivos principales de la industria petrolera es vender estas nuevas tecnologías de tratamiento e instalarlas dentro de sus refinerías, por lo que se requiere del desarrollo de un modelo de refinación que, a través de técnicas de programación lineal, permita predecir el máximo margen de ganancia de la refinería y los rendimientos de los productos en función de la calidad del crudo de alimentación, cuando se incorporen estas nuevas unidades de proceso para atender las regulaciones de calidad del mercado mundial de combustible.

Para la realización de esta actividad, se empleó el software PIMS que permite desarrollar las simulaciones correspondientes a las tecnologías antes mencionadas dentro de un modelo global, que puede ser ajustado de acuerdo a los requerimientos de una refinería en particular.

### **3. OBJETIVOS.**

Para el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado, se cumplieron los siguientes objetivos:

#### **3.1 GENERAL.**

Desarrollar un modelo de refinación, incorporando nuevas tecnologías venezolanas para satisfacer las regulaciones del mercado mundial de combustible, empleando técnicas de programación lineal.

#### **3.2 ESPECÍFICOS.**

- Completar y revisar las simulaciones realizadas con las tecnologías de refinación convencionales.
- Entrenamiento en el software PIMS.
- Desarrollar la simulación de las nuevas tecnologías venezolanas, para predecir el rendimiento de los productos a partir de la calidad de la alimentación.
- Validar el modelo de simulación empleando resultados de plantas piloto.
- Evaluar el impacto que genera el incluir las nuevas tecnologías en el modelo de refinación, aplicando las nuevas restricciones.

#### **4. MARCO TEORICO.**

Para el mejor entendimiento de este trabajo Especial de Grado, se requiere destacar algunos conceptos del marco teórico como:

##### **4.1 PROCESOS DE REFINACIÓN.**

La refinación es el área de la industria petrolera encargada de la transformación del crudo en productos de mayor valor comercial mediante procesos de transformación físicos y/o químicos.

El propósito de esta sección es presentar los procesos de refinación, en el mismo orden en el cual el crudo fluye a través de la refinería, para mostrar los fines y las interrelaciones de las unidades.

En la Figura N° 1 se muestra la secuencia típica de los procesos en una refinería moderna, con indicación de los principales flujos entre las operaciones.

El petróleo llega a las refinerías en su estado natural, posteriormente se calienta en un horno y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separa en una mezcla de gases ácidos, propano, butano, nafta liviana y pesada, kerosén, gasóleo pesado y residual largo. El residual largo se envía a la torre de vacío y se separa en una corriente intermedia de gasóleo de vacío y una cola de crudo reducido, llamada residuo corto.

En muchas refinerías de conversión profunda, las colas de crudo reducido procedentes de la columna de vacío se craquean térmicamente en la unidad de coquificación retardada para producir gas húmedo, naftas de coquificación, gasóleos y coque.

Los gasóleos procedentes de las unidades de destilación atmosférica y vacío, así como el gasóleo procedente del coquificador se utilizan como alimentaciones a las



para mejorar su número de octano. Los productos del reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para la venta.

Las corrientes de gas húmedo de las unidades de destilación, del coquificador y de las unidades de craqueo, se recuperan y se someten a un tratamiento con aminas, para eliminar el azufre, obteniendo una corriente de gas de refinería. Los hidrocarburos insaturados, y el isobutano se procesan en la unidad de alquilación.

La unidad de alquilación utiliza ácido sulfúrico o fluorhídrico como catalizador de la reacción de las olefinas con isobutano, para formar parafinas que hierven en el intervalo de la nafta. El producto, denominado alquilato, con un alto octanaje, se mezcla con las naftas para obtener gasolinas

En la unidad de isomerización se mejora el octanaje de las naftas vírgenes ( $C_5$  -180 °F) que se extraen de la torre de destilación atmosférica, convirtiendo las parafinas normales en sus isómeros.

En la unidad de craqueo catalítico se obtiene una corriente rica en propilenos, butilenos y amilenos ( $C_3^=$ ,  $C_4^=$  y  $C_5^=$  respectivamente); donde los  $C_3^=$  son enviados a la unidad de alquilación para formar alquilato. Los  $C_4^=$  y  $C_5^=$  son enviados a la unidad de éteres mezclados que reaccionan con una corriente de metanol para formar oxigenados (MTBE/TAME). En esta última unidad solo reaccionan los isobutilenos y los isoamilenos; el resto de las olefinas no reactivas son enviadas a la unidad de alquilación.

Las corrientes procedentes de las unidades de craqueo catalítico y de coquificación, son enviadas a la unidad de hidrotratamiento (HDT) antes de ser enviadas al pool final de mezcla. En esta unidad se tratan estas corrientes que poseen un alto contenido de azufre con hidrógeno, con la finalidad de cumplir con las especificaciones exigidas de combustible.

En algunas refinerías, el gasóleo pesado de vacío y el residuo largo procedente del crudo de base nafténica o parafínica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes. Después de eliminados los asfaltenos en el desafaltador con propano, las colas de crudo reducido se procesan con los gasóleos pesados de vacío en una operación por etapas para producir materias primas para aceites lubricantes.

Los gasóleos pesados de vacío y los aceites desafaltados obtenidos, se tratan en primer lugar mediante extracción con solventes, para eliminar los compuestos aromáticos pesados, siendo después desparafinados para mejorar su punto de fluidez. Posteriormente se tratan con arcillas especiales para mejorar su color y estabilidad, antes de ser mezclados para la formación de aceites lubricantes.

#### **4.2 TIPOS DE 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 desarrollándose los nuevos procesos de conversión, las refinerías fueron evolucionando hacia una mayor complejidad e interrelación de los diferentes procesos.

Hoy por hoy, una refinería tendrá mayor o menor complejidad, de acuerdo al arreglo de unidades de procesos que tenga instaladas.

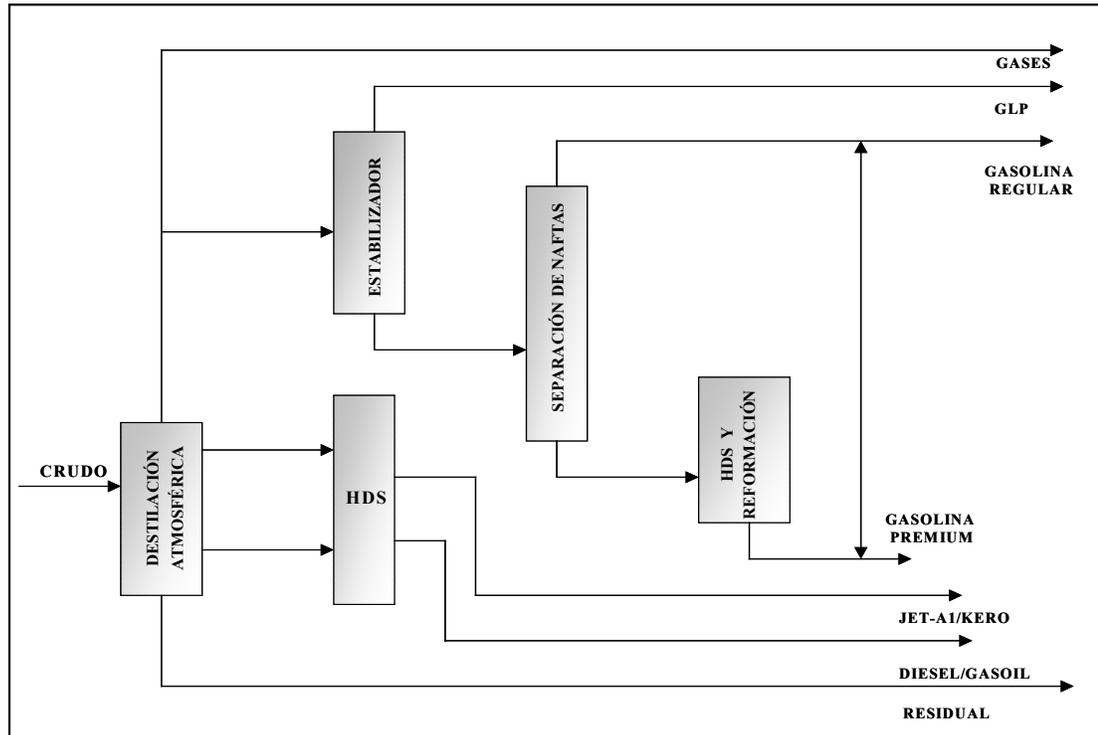
Así, aunque cada refinería de petróleo tiene su propio conjunto de instalaciones, en líneas generales puede hablarse de tres tipos de refinerías en cuanto a complejidad:

- Destilación / Hidrotratamiento (“Hydroskimming”).
- Conversión Simple o Sencilla.
- Conversión Profunda.

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

#### 4.2.1 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. El esquema típico sería como el mostrado en la Figura N° 2.



**Figura N° 2. Esquema Destilación /Hidrotratamiento (“Hydroskimming”) (1).**

Por su parte, el patrón de rendimientos de productos de una refinería tipo “Hydroskimming” dependerá directamente de la calidad del crudo procesado. En la

Tabla N° 1 se presenta en líneas generales, los rendimientos en gasolinas, destilados y residuos para este esquema de refinación.

**Tabla N° 1. Patrón de rendimientos de productos de una refinería tipo Hydroskimming”<sup>(1)</sup>.**

<b>Productos</b>	<b>% Vol.</b>
Gasolinas	15-30
Destilados	25-35
Residuales / Asfaltos	35(*)-60

(\*) Para crudos extralivianos.

#### **4.2.2 Conversión Simple o Sencilla.**

Son aquellas refinerías que 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. El esquema típico sería como el mostrado en la Figura N°3. En la Tabla N° 2 se presenta en líneas generales, los rendimientos en gasolinas, destilados y residuos para este esquema de refinación.

**Tabla N° 2. Patrón de rendimientos de productos de una refinería tipo conversión simple o sencilla<sup>(1)</sup>.**

<b>Productos</b>	<b>% Vol.</b>
Gasolinas	45-50
Destilados	25-35
Residuales / Asfaltos	25-35

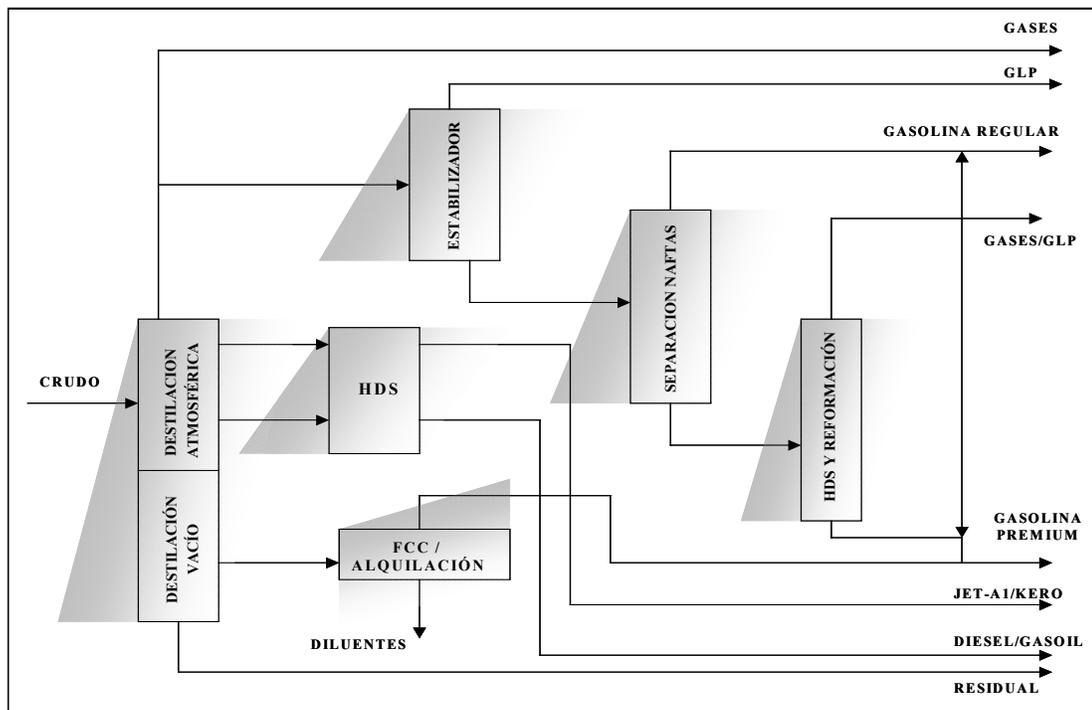


Figura N° 3. Esquema de conversión sencilla (orientada a gasolinas) <sup>(1)</sup>.

#### 4.2.3 Conversión Profunda.

Son aquellas refinerías que además de la conversión de destilados pesados, tienen procesos para convertir el residuo corto o de vacío en productos más livianos, bien sea gasolinas o destilados.

Hay, en general, dos tecnologías existentes para tal fin. Una es la llamada de “rechazo de carbón” y la otra es la de Hidroconversión; en la primera de ellas se usa un proceso de craqueo térmico del residual, para generar los productos deseados con formación adicional de coque. Entre estos procesos están la Coquificación Retardada y la Flexicoquificación. Con la segunda tecnología la desintegración del residuo ocurre simultáneamente con la adición cuantiosa de hidrógeno, gracias a la cual no se genera coque. Este es un proceso que genera ganancias volumétricas significativas pero que es muy costoso desde el punto de vista de inversión y de operación

(generación de hidrógeno y consumo de catalizador, entre otros). Entre estos procesos están el LC Fining (Lummus Crest) y H-Oil (Texaco).

El esquema típico de una refinería de conversión profunda se muestra en la Figura N°.4. Por otra parte, el rango de rendimientos esperados de una refinería de este tipo depende de la combinación de unidades de conversión sencilla y conversión de residuales que se tenga, una buena aproximación se presenta en la Tabla N° 3.

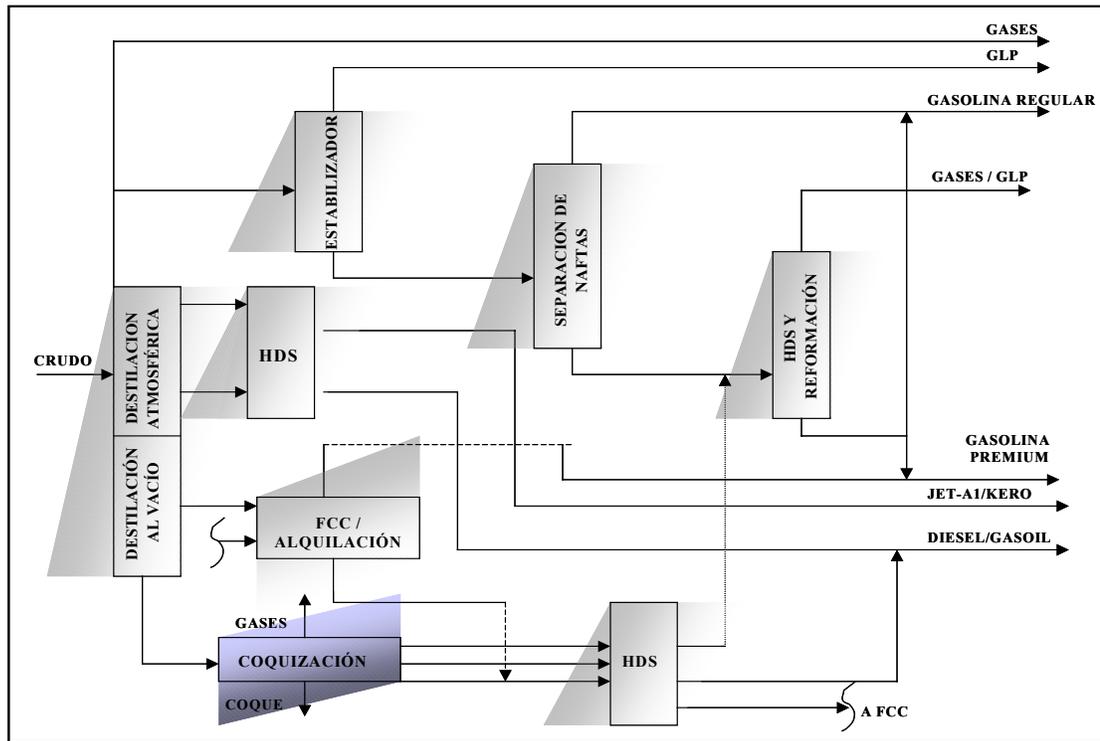


Figura N° 4. Esquema de conversión profunda <sup>(1)</sup>.

Tabla N° 3. Patrón de rendimientos de una refinería tipo conversión profunda <sup>(1)</sup>.

Productos	% Vol.
Gasolinas	45-65
Destilados	35-60
Residuales / Asfaltos	0-10

Hay que destacar, que de todos los tipos de refinerías observados anteriormente, la refinería tipo Conversión Profunda es la que permite obtener mayor rendimiento en livianos, que son los productos de mayor valor agregado en el mercado <sup>(1,2)</sup>.

#### **4.3 ESPECIFICACIONES PARA EL FUTURO MERCADO DE COMBUSTIBLES**

En la actualidad 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 también por cambios a corto plazo en las especificaciones de sus productos, las cuales repercuten severamente en los beneficios monetarios del negocio de la refinación de petróleo.

Los combustibles se han convertido en parte importante en el problema de la polución ambiental asociado a las emisiones de NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub>. Por tal motivo diferentes legislaciones en el mundo se encuentran en el proceso de definición y fijación de especificaciones para las diferentes propiedades de los combustibles. La aplicación en el tiempo de estas medidas de control ambiental depende de la jurisdicción territorial, la cual determinará los períodos de tiempo en que serán ejecutadas dichas medidas.

Bajo las premisas anteriores, el mercado de combustibles en general presenta la siguiente tendencia:

- Reducción pronunciada y estricta del azufre.
- Reducción y eliminación de benceno y otros aromáticos.
- Control de la destilación y volatilidad.
- Reducción de olefinas.
- Mayor demanda de octano barril.

- Control del número de cetano, relacionado con las características de ignición del diesel.

En la Tabla N° 4 se describen las tendencias en el mercado de combustibles en Estado Unidos<sup>(3)</sup>.

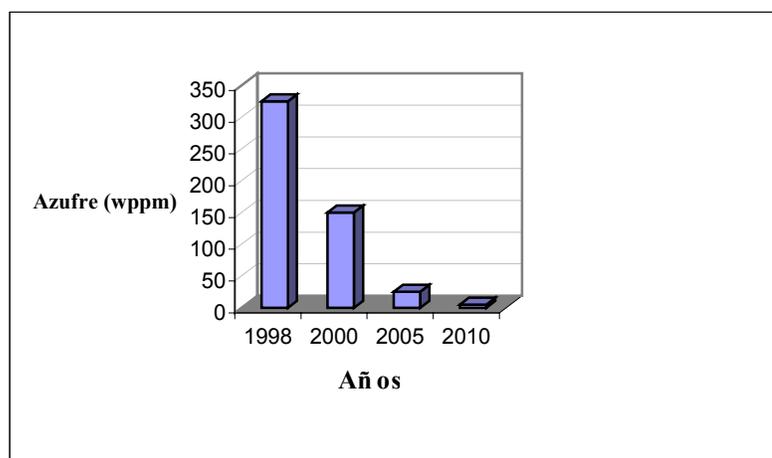
**Tabla N° 4. Tendencias en el mercado de combustibles en Estados Unidos.**

Propiedades	Año 2000		Año 2005	
	Gasolina	Diesel	Gasolina	Diesel
<b>Azufre (ppm)</b>	120-200	350	15-50	50
<b>Olefinas (%Vol.)</b>	6-10	-	4-10	-
<b>Benceno(%p)</b>	<1	-	<1	-
<b>Aromáticos (%Vol.)</b>	25-30	-	25-30	-

En la Figura N° 5, se muestra la tendencia que presentará el nivel de azufre presente en la gasolina en Estados Unidos desde el año 1998 hasta el 2010, como puede observarse dicho nivel se espera que disminuya aceleradamente para cada año reportado.<sup>(4,5)</sup>

En Alemania las especificaciones del mercado indican que para los años 2003 y 2005 la gasolina deberá poseer un contenido máximo de 10 ppm de azufre, mientras que para el diesel se establece una restricción de azufre de 10 ppm a partir del año 2005.

La excepción en Europa lo constituye el mercado Finlandés, el cual en la actualidad expende la gasolina con 100 ppm de azufre. Este país y el Reino Unido ofrecen a los refinadores incentivos económicos en materia de imposición fiscal por vender diesel con un contenido de azufre menor a 50 ppm.



**Figura N° 5. Tendencia en la reducción del contenido de azufre para la gasolina en Estados Unidos.**

En la Tabla N° 5 se presentan las tendencias generales en el mercado de gasolinas en la Comunidad Económica Europea. <sup>(3)</sup>

**Tabla N° 5. Evolución de las tendencias generales en el mercado de combustibles en la Comunidad Económica Europea.**

Propiedades	Año 2000		Año 2005	
	Gasolina	Diesel	Gasolina	Diesel
<b>Azufre, (ppm)</b>	150	350	50	50
<b>Olefinas, (%Vol.)</b>	18	-	4-18	-
<b>Benceno (%p)</b>	1	-	1	-
<b>Aromáticos, (%Vol.)</b>	42	11	30-35	-
<b>Número de Cetano, (Adim.)</b>	-	51	-	-

#### 4.4 CALIDAD DE LOS COMBUSTIBLES.

La calidad de los combustibles en estudio, es una variable de suma importancia que debe ser considerada debido a su influencia directa con la calidad del

aire. Por tal motivo, los entes reguladores del medio ambiente utilizan como estrategia para mantener o mejorar la calidad del aire, fijar las especificaciones de calidad mínima para los combustibles. Los estándares sobre la calidad del aire se refieren a las concentraciones máximas de óxidos de azufre ( $\text{SO}_x$ ), óxidos de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ ), monóxidos de carbono (CO), emisiones de compuestos orgánicos volátiles (VOC) y presencia de benceno y otros aromáticos <sup>(6)</sup>.

#### **4.4.1 Gasolina.**

Las especificaciones críticas en la formulación de las gasolinas son: el octanaje, la curva de destilación, volatilidad y contenido de azufre; es por ello que se dedicará especial atención a dichas especificaciones, como se discutirá posteriormente en la sección 4.7.3 <sup>(7)</sup>.

#### **4.4.2 Diesel.**

Las especificaciones críticas en la formulación del diesel son: volatilidad, calidad de ignición, contenido de azufre y viscosidad. Estas especificaciones de calidad se estudian con más detalle en la sección 4.7.3.

Entre las especificaciones más relevantes de los combustibles, se puede mencionar el particular interés y preocupación por los contenidos de azufre presentes en ellos, debido a que la disminución de dicho componente ha sido reconocida como una de las principales vías para reducir las emisiones de  $\text{SO}_x$  que junto a las de  $\text{NO}_x$  se combinan con el vapor de agua en la atmósfera formando una solución ácida que precipita con la lluvia. Asimismo, el azufre constituye un veneno para los convertidores catalíticos a bordo de los vehículos, los cuales tienen como función completar la oxidación de los compuestos carbonados reduciendo así las emisiones contaminantes.

Por otro lado es importante destacar que las olefinas tienen un uso bastante limitado en el pool de gasolinas, debido a que a pesar de que estas aportan un alto

octanaje, ocasionan una gran inestabilidad por su alta reactividad y su tendencia a la formación de polímeros <sup>(2,8)</sup>.

#### **4.5 PROCESOS DE CONVERSIÓN PARA LA PRODUCCIÓN DE COMBUSTIBLES**

Los objetivos principales de la refinación de petróleo son manufacturar productos que cumplan con los requerimientos de calidad exigidos por los diferentes sectores consumidores y dotar de flexibilidad en la comercialización de hidrocarburos a los países productores de petróleo.

Cada refinería posee su propio y único sistema de procesamiento, el cual está determinado por las unidades de proceso disponibles, dieta de crudo, costos de operación y demanda de producto. El modelo óptimo de flujo para una refinería viene dictaminado por consideraciones económicas, y no hay dos refinerías idénticas en sus operaciones. La calidad de los productos se define sobre la base de sus especificaciones y estas a futuro son cada vez más restrictivas y con mayor número de propiedades especificadas, que requieren metodologías adecuadas de predicción de cada una de ellas a fin de determinar capacidades reales de producción de combustibles de una determinada calidad <sup>(2)</sup>.

Por lo expuesto en los párrafos anteriores, los procesos de conversión sufren modificaciones considerables e importantes con la finalidad de ajustarse a las nuevas y exigentes especificaciones de calidad impuestas en los mercados de combustibles como consecuencia de las nuevas regulaciones ambientales. A continuación, se presentan los procesos de conversión involucrados en una refinería para la obtención de gasolina y diesel, que podrían ser afectados al involucrar las nuevas tecnologías en estudio.

### **4.5.1 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 <sup>(8)</sup>.

A continuación se describen dos procesos de conversión que se realizan en una refinería para la obtención de gasolina.

#### **4.5.1.1 Unidad de Craqueo Catalítico (FCC).**

La unidad de craqueo catalítico es conocida como FCC (*Fluidic Catalytic Cracking*), por sus siglas en inglés.

El objetivo primordial de este proceso es convertir las fracciones pesadas de hidrocarburos (gasóleos de vacío en un rango de ebullición entre 350–550 °C) en productos más livianos de mayor valor comercial tales como: olefinas, isobutano para el proceso de alquilación, nafta de alto octanaje, destilados medios, tales como, diesel, jet fuel, entre otros <sup>(9)</sup>.

Sin embargo, es importante señalar que en esta unidad, del 100% de gasóleo de vacío que se alimenta, entre un 50 y 60 % es convertido en naftas para la producción de gasolina.

#### **4.5.1.2 Procesos de Conversión Térmica.**

Son aquellos en los que se transforman los cortes menos valiosos del crudo, es decir, los más pesados, provenientes de la destilación del crudo. Entre estos procesos se encuentra la coquificación retardada y la flexicoquificación. Las naftas

provenientes de estas unidades se caracterizan por tener mayor cantidad de contaminantes que las naftas provenientes de la unidad de craqueo catalítico (alto contenido de azufre, olefinas y dienos) <sup>(2)</sup>.

#### **4.5.1.2.1 Coquificación Retardada.**

La coquificación retardada es un proceso térmico en el cual un hidrocarburo pesado se calienta en un horno y luego se envía a una zona de reacción (tambores de coque); en donde bajo condiciones apropiadas de presión y temperatura, se desintegra (craquea) térmicamente para obtener gases, naftas, gasóleos y coque.

La coquificación retardada es esencialmente una reacción química en dos etapas: craqueo térmico y polimerización. Estas dos reacciones tienen en común que ambas requieren altas temperaturas generalmente por encima de 750 °F, pero se diferencian en que la reacción de craqueo térmico es favorecida a bajas presiones (10-70 psig) y cortos tiempos de residencia (tiempo en que la reacción toma lugar).

#### **4.5.1.2.2 Flexicoquificación.**

El proceso de flexicoquificación está basado en la desintegración térmica severa (coquificación) que convierte la fracción más pesada del crudo (fondo de vacío) en productos de mayor valor comercial (gases, naftas, gasóleos y coque). A diferencia de otros procesos de coquificación la flexicoquificación gasifica entre 88-92% peso del coque producido durante el craqueo térmico obteniéndose el gas de bajo poder calorífico (flexigas) <sup>(10)</sup>.

#### **4.5.2 Diesel.**

Es un producto que se obtiene por la mezcla de corrientes provenientes de procesos de destilación del crudo y que eventualmente puede incorporarse corrientes livianas de craqueo, para ser utilizado en motores de encendido por compresión. Estas corrientes livianas de craqueo tienen su origen en los procesos de

FCC, coquificación (explicadas en las secciones 4.5.1.2.1 y 4.5.1.2.2) y Viscorreducción.

#### **4.5.2.1 Viscorreducción.**

Es un proceso de desintegración térmica leve de gran utilidad. Actualmente existen dos versiones: el proceso convencional de desintegración en el serpentín del horno y el más reciente, que utiliza tambores de residencia. Este proceso tiene el costo de capital más bajo de la coquificación retardada y se obtienen productos como: gas, nafta, gasóleo y fondo pesado asfáltico <sup>(1)</sup>.

### **4.6 PROCESOS DE TRATAMIENTO.**

A continuación se describen dos procesos de tratamiento que se realizan en las refinerías para la obtención de combustibles de mejor calidad.

#### **4.6.1 Hidrotratamiento.**

El término hidrotratamiento describe un amplio grupo de procesos que tienen en común el consumo de hidrógeno. El hidrotratamiento puede definirse como el contacto de una alimentación de hidrocarburos con hidrógeno en presencia de un catalizador adecuado y bajo condiciones apropiadas de operación para lograr una disminución en el peso molecular de los hidrocarburos, preparar cargas a otros procesos de conversión y/o mejorar la calidad de productos terminados.

Específicamente, para el mejoramiento de crudos pesados y/o residuales se utilizan procesos de hidrocraqueo, los cuales propician la conversión de estos materiales de bajo valor comercial en productos de mayor aplicabilidad y demanda.

El hidrotratamiento es un proceso que contribuye a dar flexibilidad a la refinería, pues facilita la adaptación a cambios en la dieta del crudo y en los productos que se obtienen.

El hidrotratamiento de fracciones de petróleo es uno de los procesos más efectivos de la industria petrolera para mejorar la calidad de los productos del petróleo así como para cambiar la distribución de estos. La necesidad de explotar el valor potencial de muchas fracciones que se trataban previamente, el advenimiento de restricciones ambientales cada vez más severas y las exigencias en cuanto a contenido de azufre de los nuevos catalizadores de reformación catalítica ha llevado en años recientes a nuevos desarrollos tanto en los procesos como en los catalizadores de hidrotratamiento <sup>(11)</sup>.

En la Figura N° 6, se muestra el diagrama de flujo de una unidad de hidrotratamiento convencional <sup>(12)</sup>.

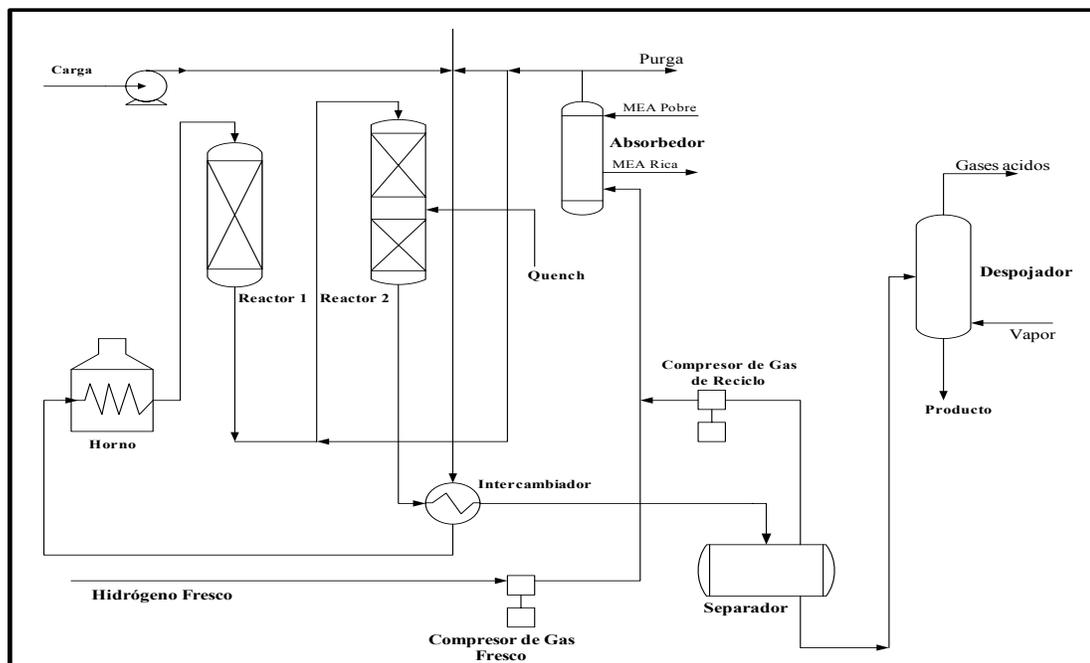


Figura N° 6. Diagrama de Flujo de una Unidad de Hidrotratamiento.

4.6.2 Reformación catalítica.

En este proceso, el cambio en el punto de ebullición de las materias que atraviesan la unidad es relativamente pequeño, ya que las moléculas hidrocarbonadas no se craquean, sino que su estructura se reordena para formar aromáticos de mayor octanaje, lo que se traduce en un aumento del octanaje a expensas del rendimiento.

#### 4.7 TEORÍA DE MEZCLAS.

En las refinerías se producen compuestos básicos o intermedios, que por sí solos no son comerciales. A través de la mezcla de compuestos básicos, se puede producir toda una gama de productos comerciales de características específicas. El proceso de mezclado es relativamente simple y se puede realizar de diferentes formas, por ejemplo, mediante mezcla de los componentes de un tanque de almacenamiento con agitación, o por mezcla en línea de los básicos en forma continua para asegurar que los productos mezclados cumplan las especificaciones deseadas. En este caso, la instalación de analizadores en línea provee el control de aditivos a la mezcla. El objeto de la teoría de mezclado es distribuir los componentes básicos disponibles de modo que se satisfaga la demanda de productos terminados con sus especificaciones, al menor costo posible y se produzca así un paquete de productos que maximice el beneficio global <sup>(1)</sup>.

##### 4.7.1 Mezclas Lineales.

Una propiedad es aditiva, es decir, mezcla linealmente, cuando la calidad del producto final es un promedio ponderado de la calidad de cada uno de sus componentes. En otras palabras, alguna de las siguientes ecuaciones debe ser satisfecha:

$$P_m = \sum W_i \cdot P_i \quad (1)$$

$$P_m = \sum V_i \cdot P_i \quad (2)$$

$$P_m = \sum X_i \cdot P_i \quad (3)$$

Donde:

$P_m$  : Propiedad de la mezcla.

$P_i$  : Propiedad del componente i.

$W_i$  : Fracción en peso del componente i.

$V_i$  : Fracción en volumen del componente i.

$X_i$  : Fracción molar del componente i.

Algunas propiedades son aditivas en volumen, peso o en base molar, como por ejemplo, la gravedad específica, el contenido de azufre o la presión de vapor, respectivamente. Por otra parte, propiedades como la viscosidad no mezclan linealmente en ninguna base <sup>(13)</sup>.

#### **4.7.2 Mezclas No Lineales.**

Numerosas propiedades se caracterizan porque al tratar de estimarlas usando mezclas lineales, se generan diferencias significativas entre la propiedad estimada y la real.

Uno de los métodos más convenientes para estimar propiedades que no pueden mezclarse linealmente, es emplear en lugar del valor de la propiedad real que debe mezclarse, una propiedad similar que tenga la característica de mezclarse linealmente. Estas propiedades auxiliares se llaman factores de mezclado o índices de mezclado, entre los cuales se pueden citar: índices de mezcla para determinar la viscosidad, el punto de inflamación y el punto de fluidez de una mezcla.

#### **4.7.3 Propiedades de los Hidrocarburos.**

Se detallan a continuación las definiciones y descripciones completas de las propiedades más relevantes de los hidrocarburos:

#### **4.7.3.1 Número de Octano u Octanaje.**

El número de octano de un combustible es una prueba de calidad de las gasolinas; dicha prueba indica la relativa tendencia a producir detonación bajo las condiciones específicas en un motor prototipo.

Para realizar esta prueba de calidad, se emplean dos combustibles de referencia: el isooctano y el normal heptano. Al isooctano puro se le asigna un octanaje de 100, porque no produce detonación en la mayoría de los motores; mientras que el normal heptano de igual pureza se le asigna un octanaje igual a cero, ya que, produce detonación en casi todos los motores.

El resultado de la prueba se determina, comprobando el comportamiento del combustible que se analiza con el de los combustibles de referencia, cuyos comportamientos han sido fijados de antemano. La gasolina con calidad antidetonante inferior al requerimiento del vehículo provoca pistoneo en el motor, lo que afecta negativamente ya que ocasiona la pérdida de potencia y posibles daños mecánicos.

El número de octano es una prueba directa del comportamiento cualitativo de un combustible de motor. Esta propiedad ha contribuido al mejoramiento del diseño de motores y a la producción de combustibles, haciendo posible la creación de automóviles económicos y de alto rendimiento.

El octanaje se expresa en unidades RON, MON, IAD, siglas inglesas cuyos valores indican la calidad antidetonante del producto con relación a combustibles de referencia.

Al determinar la calidad antidetonante de la gasolina se quieren estudiar factores como el pistoneo, la pérdida de potencia y los posibles daños en el motor.

El método RON, se realiza en un motor de combustión interna que simula trabajar a las condiciones normales a las que se utiliza un automóvil. En la Tabla N° 6 se presentan las condiciones a las cuales se realiza esta prueba.

El método Motor, conocido como MON se refiere a un motor de combustión interna trabajando a condiciones severas de operación. En la Tabla N° 6 se puede observar las condiciones a las cuales se realiza la determinación de este octanaje.

**Tabla N° 6. Condiciones de operación del método MON y del método RON.**

Método Motor (MON)	Método Research (RON)
<ul style="list-style-type: none"> <li>• 900 RPM.</li> <li>• Avance automático de encendido.</li> <li>• Tubo múltiple de entrada a la temperatura de 148,9 °C.</li> <li>• Admisión de aire a temperatura ambiente.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 600 RPM.</li> <li>• Punto de encendido fijo.</li> <li>• Tubo múltiple de entrada a temperatura ambiente.</li> <li>• Admisión de aire a temperatura de 51,7 °C.</li> </ul>

El índice antidetonante (IAD) es el promedio aritmético entre el octanaje RON y MON.

$$IAD = \frac{(MON + RON)}{2} \quad (4)$$

El Delta de octanaje  $\Delta IAD$ , es un parámetro muy empleado cuando se desea evaluar un proceso, ya que, a través del mismo, se puede observar con detalle como varía el octanaje de una corriente.

$$\Delta IAD = IAD_{Entrada} - IAD_{Salida} \quad (5)$$

Donde:

$\Delta IAD$  : Delta de octanaje

$IAD_{Entrada}$  : IAD que presenta una corriente a la entrada de un proceso.

$IAD_{Salida}$  : IAD que presenta una corriente a la salida de un proceso.

El número de octano es una propiedad muy importante de las gasolinas y representa la calidad de la misma como combustible, es por ello, que su evaluación es un aspecto esencial en el análisis y operación de los procesos de refinación, ya que representa primordialmente la eficiencia del mismo <sup>(1)</sup>.

#### **4.7.3.2 Gravedad Específica (SPG).**

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

$$API = \frac{141,5}{SPG(a60/60^{\circ}F)} - 131,5 \quad (6)$$

Los productos del petróleo se venden en base al volumen corregido a 15,6 °C (60°F). Estas correcciones de volumen se hacen empleando tablas que han sido elaboradas en función directa de la gravedad del producto, sea cual fuere su origen o su carácter. Por lo tanto, siempre que sea necesario hacer una corrección en el volumen por efecto de un cambio de temperatura, tiene antes que conocerse la gravedad.

Para los efectos del control de calidad de los derivados de petróleo en una refinería, se utilizan las siguientes correlaciones:

- A medida que aumenta la gravedad específica, el punto de ebullición se hace más alto y/o el producto se hace menos parafínico.
- En las gasolinas que tienen igual rango de ebullición, una gravedad API baja, con frecuencia es relacionada con un mayor número de octano. El número de octano indica las propiedades antidetonantes de una gasolina.
- En el kerosén, una gravedad API alta indica que el producto quemará mejor, es decir, con menos humo.
- En los combustibles Diesel, una gravedad API alta indica que el producto posee buenas características de ignición.
- En las fracciones de petróleo que van a ser sometidas a procesos de desintegración, una gravedad API alta es indicio de una más fácil y eficiente operación para producir grandes cantidades de gasolina.
- Mientras más alta sea la gravedad API de un aceite combustible, más alto será su poder calorífico.

#### **4.7.3.3 Contenido de azufre (SUL).**

El control del azufre es importante debido a que el azufre puede causar corrosión a las partes metálicas de un motor diesel y contaminación ambiental, además tiene un efecto indeseable sobre la estabilidad del color en los productos de petróleo.

La presencia de los compuestos de azufre reduce también la susceptibilidad del aumento del octanaje suministrado por la adición de plomo a las gasolinas, de tal

forma que sólo eliminando completamente los compuestos activos de azufre, puede aumentarse materialmente el número de octanos obtenidos por adición de una cierta cantidad de tetraetilo de plomo.

Existen mucho métodos para determinar el contenido de azufre en los productos de petróleo y entre ellos se encuentra el Método de la Lámpara (A.S.T.M. D-1266) y El Método de Temperatura Alta (COVENIN 1133-82/A.S.T.M. D-1552).

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.

#### **4.7.3.4 Viscosidad (VIS) / Índice de Viscosidad (VBI).**

La viscosidad es la propiedad que mide la fricción interna o la resistencia de un líquido a fluir. Se mide generalmente 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). Las conversiones entre estas medidas de viscosidad están estandarizadas por la ASTM en el método D-2161.

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 no se mezcla linealmente. El valor de mezcla de un componente es función de un número de factores, entre los cuales están: Tipo de hidrocarburo predominante, características de la destilación de un componente, los otros componentes y la viscosidad final de la mezcla. Debido a la complejidad de

desarrollar un sistema que tome en cuenta todos estos factores, se han desarrollado diferentes métodos de mezcla, para poder realizar la operación linealmente.

En la industria petrolera nacional se utiliza, como método normalizado, el índice de mezcla VBI (*viscosity blending index*), el cual mezcla linealmente en peso.

Los resultados obtenidos con el uso del VBI son una aproximación de la viscosidad de una mezcla, si se necesita alta precisión es conveniente confirmar los cálculos con mezclas en el laboratorio. Existe también, el número de mezcla de viscosidad VBN que se maneja igual, pero no tiene los mismos valores que el VBI y mezcla linealmente en volumen.

El índice VBI se determina con las siguientes ecuaciones <sup>(1)</sup>:

$$VBI = 41,10743 - 49,08258 \cdot \log \log(CST + 0,8) \quad (7)$$

$$VBI = 35,3766 - 41,36497 \cdot \log \log(SSF + 0,8) \quad (8)$$

Donde:

CST: Viscosidad a 122 °F, centistokes.

SSF: Viscosidad cinemática a 122 °F, saybolt furol.

El valor de esta propiedad aumenta hacia las fracciones más pesadas del crudo y aplica generalmente desde la nafta pesada hasta el residuo.

#### **4.7.3.5 Destilación.**

Los métodos de destilación de mayor uso en la definición de las características de volatilidad de las fracciones de petróleo, son: el ASTM D-86 y el 15/5 (punto de ebullición real). El término 15/5 se refiere a un equipo de laboratorio normalizado, con el cual se lleva a cabo una destilación por carga. El fraccionador posee 15 platos teóricos bajo condiciones de reflujo total y una relación de flujo de 5 a 1, a presión atmosférica. Por economía y simplicidad, las destilaciones ASTM D-86 se utilizan en

forma rutinaria en el control de calidad de los productos y en el control de operaciones. La destilación 15/5 se requiere en la planificación de refinación, en el diseño de torres fraccionadoras y en la evaluación de otros procesos.

#### **4.7.3.6 Volatilidad.**

La volatilidad es un indicativo, si un combustible se evapora con mayor o menor facilidad, en condiciones ambientales. Esta se determina en función de la temperatura de ebullición (destilación) y la presión de vapor a 122 °F. La volatilidad guarda estrecha relación con la facilidad de encendido.

La volatilidad de un combustible y en especial, la de las gasolinas para motores de combustión interna, es una de las características más importantes de este tipo de productos. Las gasolinas son usadas en una gran variedad de máquinas con grandes variaciones de sus condiciones de operación, y bajo amplio rango de temperaturas atmosféricas. Estas variaciones imponen muchas limitaciones en la volatilidad de la gasolina, si lo que se desea es un rendimiento satisfactorio. Las gasolinas que se vaporizan muy rápido en bombas, líneas de combustibles y carburadores causarían un flujo reducido a la máquina, lo que contribuye a una operación difícil o a que el motor se detenga (bloqueo por vapor). Por el contrario, aquellas gasolinas que no se vaporizan suficientemente rápido, pueden causar un arranque problemático y un calentamiento y aceleración pobres, como también una distribución desigual del combustible en los cilindros individuales, la cual puede causar golpeteo o detonación.

La tendencia a vaporizar esta caracterizada por la determinación de una serie de temperaturas en las cuales varios porcentajes de las gasolinas se evaporan, y se utilizan principalmente las temperaturas en las cuales ocurre el 10, 50 y 90% de evaporación. La predicción de la volatilidad de una mezcla es por lo tanto un aspecto importante en el proceso de producción de gasolinas.

Cuando el rango de ebullición de los componentes de una mezcla es amplio (90%-10% mayor que a 150 °F) es posible predecir su volatilidad mediante un promedio volumétrico de los valores de cada componente. Sin embargo, los componentes de un rango de ebullición menor, no mezclan linealmente en volumen a su destilación ASTM.

Un método para compensar este fenómeno es el de convertir los datos de ASTM a 15/5, mezclar los valores 15/5 y luego convertir los resultados a ASTM. No obstante, este método es lento y engorroso. Actualmente, la industria utiliza números de mezcla de temperatura y de porcentaje de destilado desarrollados por un sistema de la Ethyl Corp. Por otra parte, con el promedio volumétrico de estos números de mezcla, si se tiene un determinado porcentaje evaporado, o viceversa.

#### **4.7.3.7 Nitrógeno (NIT) / Nitrógeno total (TNT).**

Un contenido alto en nitrógeno es indeseable ya que los compuestos orgánicos nitrogenados causan serio envenenamiento en los catalizadores utilizados en los procesos. Los crudos que contienen nitrógeno en cantidades superiores al 0,25 % en peso requieren procesamiento especial para eliminar el nitrógeno.

Por esta razón la presencia de nitrógeno se considera un contaminante de los productos provenientes del petróleo, resultando conveniente para su estudio estos dos ensayos, nitrógeno total (TNT) o nitrógeno básico (NIT). Estos ensayos se determinan a los cortes de kerosén, gasóleos de vacío y residuo; concentrándose el nitrógeno principalmente en el último corte y presentando una mezcla lineal en peso.

#### **4.7.3.8 Presión de Vapor Reid (RVP).**

Este ensayo refleja la presión de vapor de un producto determinado en un volumen de aire cuatro veces superior al volumen del líquido a 100 °F. La presión de vapor Reid, es una indicación de la tendencia a la vaporización de una gasolina de

motor, así como de los peligros de explosión, evaporización y transporte (ASTM D-323).

El método también es utilizado para determinar la presión de vapor de los productos del petróleo volátiles y no viscosos. Esta propiedad mezcla en volumen obteniendo buenas aproximaciones, con el uso del Índice de Mezcla (RVI).

La presión de vapor Reid, disminuye hacia las fracciones más pesadas del crudo y aplica a los componentes más livianos, como las naftas <sup>(1)</sup>.

#### **4.7.3.9 Número de Cetano (CBN) / Índice de Cetano (CTI).**

El número de cetano es el porcentaje de cetano puro, en una mezcla de cetano y alfa-metil naftaleno, 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.

El índice de cetano, no es un índice de mezcla. 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 A.S.T.M. D-976, utilizando una gráfica que presenta ciertas restricciones. 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.

Esta propiedad mezcla lineal en volumen, y no presenta una tendencia definida <sup>(1,13)</sup>.

En la Tabla N° 7, se muestra un resumen de las calidades típicas de crudos, insumos y productos de una refinería, así como el tipo de mezcla que debe aplicarse para cada una de ellas.

Tabla N° 7. Tipo de mezcla según la propiedad que se va a determinar <sup>(1)</sup>.

Propiedad Característica	Tipo de Mezcla
Densidad	Linealmente en volumen.
Gravedad Específica	Linealmente en volumen.
Gravedad API	Convertir a gravedad específica y mezclar linealmente en volumen.
Destilación ASTM	<p>En rangos de ebullición amplios es posible predecirla aceptablemente mediante un promedio volumétrico.</p> <p>En rangos de ebullición estrechos (90%-10% menor que 150 °F) o bajo punto de ebullición (90% menor que 210°F) se debe utilizar uno de los siguientes métodos:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Usar números de mezcla.</li> <li>• Convertir los datos a 15/5 y mezclar en volumen.</li> <li>• Usar sistema desarrollado por Ethyl.</li> </ul>
Contenido de Azufre	Linealmente en peso.
Viscosidad	Calcular el índice de mezcla y luego mezclar linealmente. En los sistemas de VBI se mezcla en base a peso, mientras en el sistema VBN en base a volumen.
Número de Cetano	Puede mezclarse linealmente en volumen.
Índice de Cetano	Se calcula en función del API y Punto Medio de ebullición.
Contenido de aromáticos.	Linealmente en volumen.
Presión de Vapor Reid	Mezclar linealmente en fracciones molares. Sin embargo, es una buena aproximación la mezcla lineal en volumen.

## 4.8 TECNOLOGÍA ISAL®.

A continuación se explica detalladamente la tecnología ISAL® empleada para el tratamiento de las naftas catalíticas.

### 4.8.1 Antecedentes.

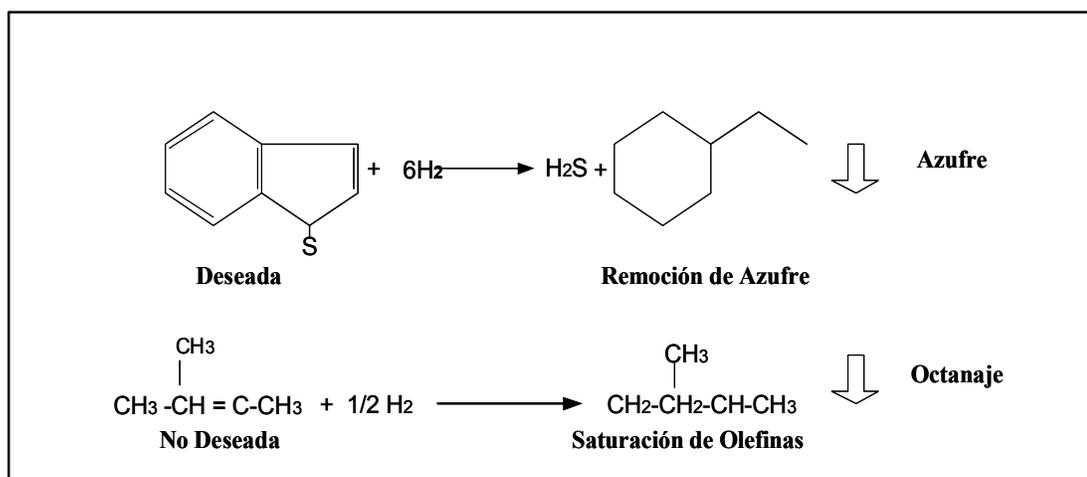
La legislación ambiental y las políticas de conservación de energía de los países desarrollados han establecido una normativa severa a fin de reducir drásticamente las emisiones contaminantes y el consumo de combustible. En tal sentido el escenario que se presenta en cuanto a calidad de gasolinas en los próximos años, plantea que se necesitarán nuevas tecnologías que aporten nuevos componentes de mayor calidad al “pool” de gasolinas <sup>(4)</sup>.

Por tal motivo, desde 1991 con miras a satisfacer las especificaciones cada vez más exigentes en cuanto a calidad de producto, especialmente de azufre establecidas en el programa de gasolinas reformuladas que se inició en el año 1995, PDVSA-INTEVEP comenzó la investigación básica para el desarrollo de un nuevo catalizador que permitiera la hidroconversión e hidroisomerización de naftas provenientes de procesos de conversión. Las naftas provenientes de FCC representan cerca del 40% del pool de gasolina en escenarios típicos, sin embargo el reto presentado por estas naftas consiste en que dado su alto contenido de olefinas no pueden ser sometidas al proceso de hidrot ratamiento convencional para remover el azufre por la pérdida de octanaje asociada a la reacción de saturación de dichos compuestos olefínicos, esta pérdida de octanaje depende tanto del contenido como del tipo de olefinas presentes en la carga y puede alcanzar mas de 10 puntos en IAD.

El proceso ISAL® es una tecnología desarrollada por PDVSA-INTEVEP y UOP que ofrece una excelente oportunidad a los refinadores de mejorar la nafta de FCC de baja calidad a fin de incorporarla a su “pool” de gasolinas. La tecnología está basada en los esquemas típicos de flujo de hidrot ratamiento que proporcionan una fácil operación y confiabilidad al proceso. Tanto UOP como PDVSA-INTEVEP

proveen toda la información necesaria relacionada con requerimientos específicos de procesamiento, en vista de que el grado en el que se puede mejorar la nafta disponible depende de su origen. Basado en su amplia experiencia en tecnologías de hidroprocesamiento, UOP-PDVSA-INTEVEP está en capacidad de ofrecer ISAL<sup>®</sup> como una solución para mejorar la calidad de la gasolina de FCC<sup>(14, 15)</sup>.

El proceso ISAL<sup>®</sup>, utiliza un sistema catalítico de lecho fijo para la producción de gasolinas de alta calidad con alto octanaje, bajo contenido de azufre y olefinas. Este proceso es una efectiva solución económica para refinerías con demandas de gasolinas reformuladas de bajo azufre y alto octanaje con una baja inversión de capital. La principal ventaja del proceso ISAL<sup>®</sup> es que opera en un amplio rango de desulfuración de naftas (Ver Figura N° 7), con sustanciales beneficios en las especificaciones de los productos<sup>(4)</sup>.

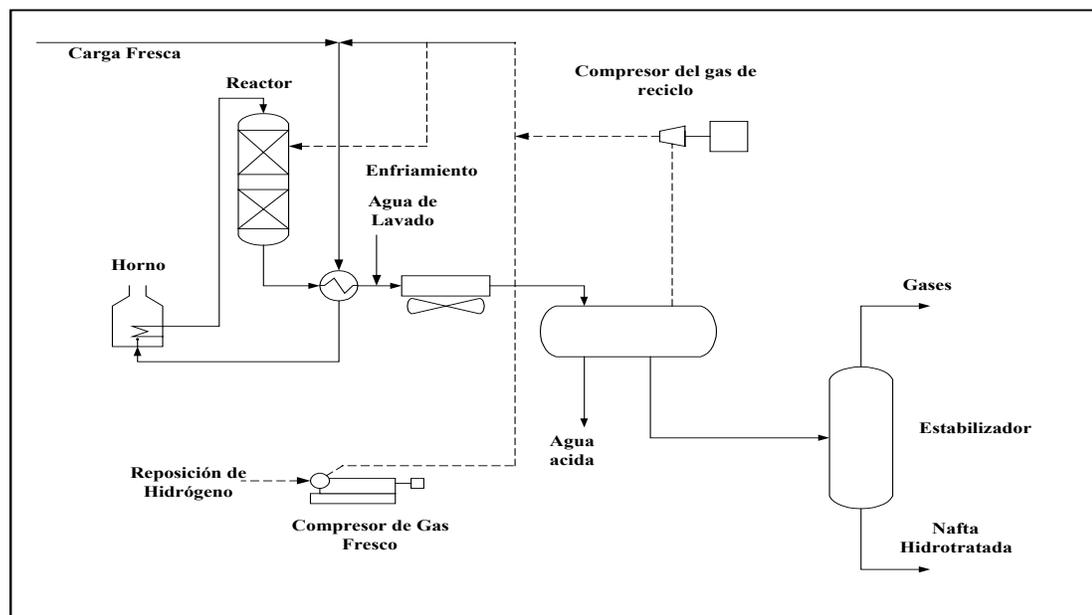


**Figura N° 7. Reacciones típicas de remoción de azufre y saturación olefínica.**

#### **4.8.2 Descripción del Proceso.**

Un diagrama de flujo simplificado del proceso ISAL<sup>®</sup> se muestra en la Figura N°8. La alimentación que puede ser una nafta virgen, una catalítica o una de coquificación, se mezcla con hidrógeno y se calienta y comprime para ser procesada

en un reactor catalítico. Los productos son enfriados y luego despojados para ajustar sus propiedades (RVP y rango de destilación). Dadas las similitudes con un proceso tradicional de hidrotratamiento de nafta, este proceso puede ser implementado en unidades convencionales existentes. Sin embargo, las modificaciones requeridas dependen del tipo de alimentación a procesar. Una unidad nueva puede ser diseñada con alto grado de flexibilidad a cargas y tipos de productos a lograr <sup>(16)</sup>.



**Figura N° 8. Esquema simplificado del proceso ISAL®.**

Las ventajas de este proceso son las siguientes:

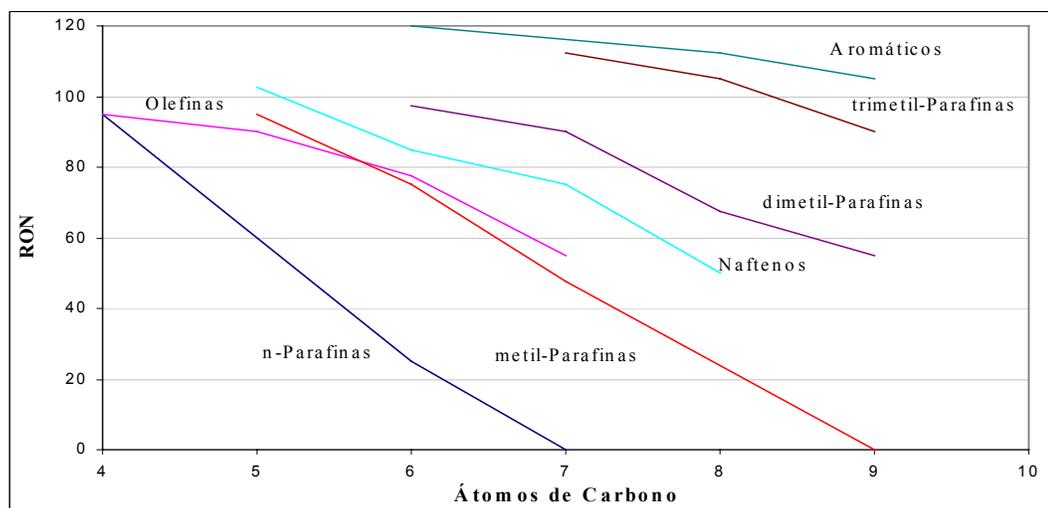
- Reduce el contenido de azufre hasta niveles inferiores a 5 ppm.
- Reduce significativamente el contenido de olefinas.
- Mantiene constante el contenido de aromáticos.
- Presenta pequeñas reducciones de octanaje.
- Altos rendimientos de productos líquidos.

En líneas generales, esta tecnología es amigable por presentar el esquema típico de hidrotratamiento, su instalación se ajusta a las unidades y condiciones de

operación existentes. En definitiva representa una alternativa competitiva en el área de reformulación de naftas<sup>(17)</sup>.

La clave del proceso ISAL<sup>®</sup> está en el catalizador que permite lograr la remoción de azufre necesaria y el reordenamiento molecular apropiado para evitar la pérdida de octanaje por la hidrogenación de olefinas<sup>(16)</sup>. El craqueo se efectúa sobre los catalizadores ácidos, mientras que el hidro craqueo se lleva a cabo sobre zeolitas que han sido impregnadas o intercambiadas con especies que presentan actividad hidro/deshidrogenante.

ISAL<sup>®</sup> incrementa el octanaje convirtiendo selectivamente los componentes que tienen bajo octanaje en alto octanaje, esto se logra mediante reacciones de producción de isoparafinas, sin embargo no se descarta ganancias adicionales por otro tipo de reacciones como la isomerización. La Figura N° 9 muestra el octanaje RON en función de la estructura y el número de átomos de carbono de diversos compuestos que generalmente están presentes en las gasolinas. Mediante la utilización de esta figura se puede entender como disminuyendo el peso molecular de una determinada familia de hidrocarburos se está incrementando el octanaje RON.



**Figura N° 9. Comportamiento del octanaje en función de la estructura y tamaño de los hidrocarburos<sup>(18)</sup>.**

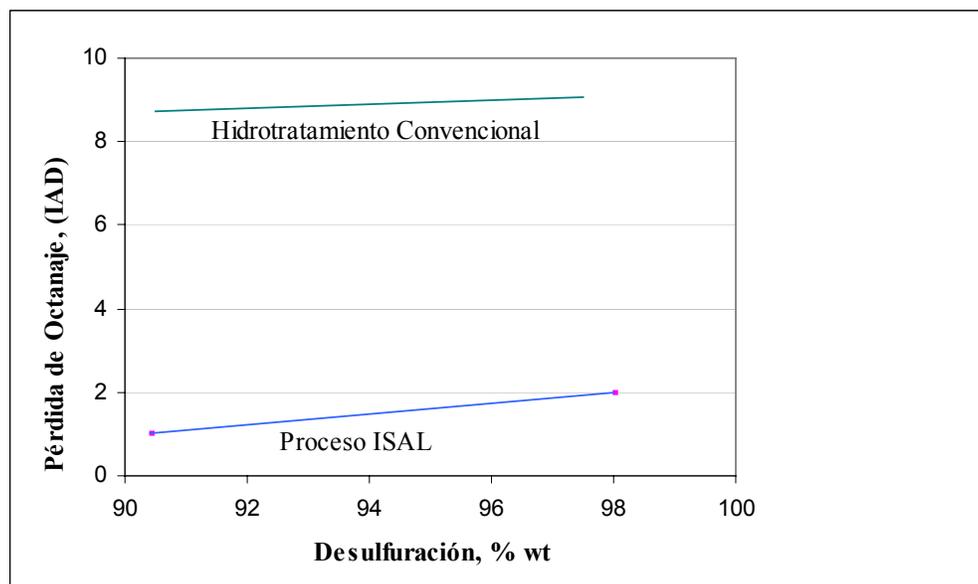
#### 4.8.2.1 ISAL<sup>®</sup> a Alta Severidad.

Comparando la remoción de azufre versus la pérdida de octanaje en el hidrotreamiento convencional con el proceso ISAL<sup>®</sup> a alta severidad como el que se muestra en la Figura N° 10, se puede observar que una unidad del proceso ISAL<sup>®</sup> podría ser operada dentro de un amplio rango de combinaciones de octanaje y desulfuración en el producto. Estas combinaciones representan diferentes severidades de temperatura (310 –460°C) y presión (300-700 psig) que pueden ser alcanzadas con simples ajustes en las condiciones de operación. Esta flexibilidad permite al refinador ajustar la operación del proceso ISAL<sup>®</sup> logrando con ello satisfacer las necesidades específicas del refinador.

En la Figura N° 10 también se observa que el delta de octanaje entre la entrada y la salida de este modo de operación, para una nafta de cierto porcentaje de olefinas fue limitada a un valor máximo de dos puntos, ya que, con valores superiores a este, los incentivos económicos para el empleo de esta tecnología, son menores.

Cuando se incrementa la severidad del proceso, también se incrementa la conversión a hidrocarburos livianos. Un refinador puede aprovechar estas pequeñas relaciones de rendimiento/octanaje para establecer la severidad óptima del proceso.

La operación a alta severidad proporcionaría al refinador una flexibilidad de operación adicional, ya que, no hay pérdida de octanaje mientras se está desulfurizando la nafta proveniente del FCC. De hecho, el modo de operación a alta severidad podría satisfacer las necesidades del refinador cumpliendo con las nuevas especificaciones de azufre en la gasolina con mínima pérdida de octanaje.



**Figura N° 10. Flexibilidad del proceso ISAL® (18).**

Finalmente, cuando el octanaje de varios de los productos son comparados, la pérdida de rendimiento líquido observada para el modo de operación de alta severidad proporciona al refinador flexibilidad para recuperar octanaje con respecto al modo de operación a baja severidad y, más significativamente una ventaja de hasta 8,9 IAD sobre el hidrotratamiento convencional de nafta.

#### **4.8.2.2 ISAL® a Baja Severidad.**

La operación del proceso ISAL® a baja severidad implica el procesamiento de la nafta mediana del FCC a unas condiciones de operación de temperatura entre 230 y 400 °C y a una presión entre 100 y 350 psig, estas condiciones son requeridas para obtener un producto con menos de 25 ppm de azufre. Aunque ocurre una pequeña pérdida de octanaje durante el proceso, esta es menor a la observada en las operaciones de hidrotratamiento convencional de las naftas. La menor pérdida de octanaje es debida a la capacidad del sistema catalítico del proceso ISAL® para preservar olefinas. La poca pérdida de octanaje es causada por la saturación de olefinas de menor peso molecular, mientras que se promueven otras reacciones como:

la remoción de azufre y otros contaminantes, tal es el caso del nitrógeno. El rendimiento de producto líquido podría incrementarse empleando el proceso ISAL<sup>®</sup> a baja severidad.

La deficiencia de octanaje debida al hidrotratamiento de la nafta proveniente del FCC, fuerza al refinador a mezclar cantidades adicionales de MTBE dentro del pool de gasolina. El producto de alto octanaje proveniente del proceso ISAL<sup>®</sup> a baja severidad, elimina esta restricción, permitiendo al refinador cambiar entre ambos ajustes la severidad del reformado o agregando una pequeña cantidad de MTBE.

Al comparar el octanaje que presenta la nafta tratada con el proceso ISAL<sup>®</sup> a baja severidad con el que se presentaría en las operaciones de hidrotratamiento convencional, se puede observar que aunque estos dos procesos producen unos rendimientos de líquido similares, el octanaje del producto ISAL<sup>®</sup> podría ser hasta 7,4 veces mayor al IAD de la nafta hidrotratada con el sistema convencional y sólo en promedio 1,5 veces menor al IAD de la nafta pesada original, dependiendo del contenido de olefinas. Como resultado de este modo de operación se podría reducir la deficiencia de octanaje en el pool de gasolina de la refinería a 0,4 IAD (1-5) con respecto a la carencia de octanaje generada con hidrotratamiento convencional <sup>(18)</sup>.

#### **4.8.3 Aplicaciones del Proceso ISAL<sup>®</sup>.**

El proceso ISAL<sup>®</sup> se puede aplicar en el procesamiento de naftas provenientes de las unidades de coquificación retardada, las cuales, se caracterizan por tener un alto contenido de azufre, por lo tanto si se diluye la nafta proveniente del proceso de coquificación con nafta de la unidad de FCC, es posible tratar naftas vírgenes pesadas (HVN) <sup>(19)</sup>.

A finales del año 1994, se completó el desarrollo de la primera versión del catalizador ISAL<sup>®</sup> constituido por un soporte zeolítico diseñado para darle selectividad de formas, acidez moderada y sin metales nobles en superficie. Este

catalizador permite la recuperación del octanaje perdido por saturación de las olefinas mediante reacciones de isomerización, hidro craqueo y recombinación de moléculas de bajo peso molecular, sin embargo, las reacciones de hidro craqueo imponen un equilibrio entre octanaje recuperado y rendimiento líquido.

Para iniciar la comercialización efectiva del proceso, se firmó un acuerdo para licenciar el proceso a nivel mundial con la compañía UOP, y para el año 1999 se obtuvo una segunda versión del catalizador aun más resistente a los contaminantes, el cual permite simplificar el esquema de proceso, además de alcanzar los niveles de azufre de 15-50 ppm exigidos para las gasolinas a partir del 2005 en Norteamérica, Europa y algunos países de Asia. Desde 1999 hasta el presente, PDVSA-INTEVEP y su socio tecnológico UOP han trabajado en la comercialización del proceso logrando su colocación comercial en nueve refinerías a nivel mundial, de las cuales dos están en operación. En el año 2001 PDVSA-INTEVEP y UOP continuaron en la búsqueda de alternativas de procesos y catalizadores para lograr aun mayores beneficios al refinador, en este sentido se han introducido etapas de procesamiento adicionales que aunque requieren un poco más de inversión, cuando se compara con el esquema original, generan ganancias sustanciales por ahorros en costos operativos <sup>(18)</sup>.

#### **4.9 TECNOLOGÍA ULSD®.**

A continuación se explica detalladamente la tecnología ULSD® empleada para el tratamiento de combustibles diesel.

##### **4.9.1 Antecedentes.**

PDVSA-INTEVEP, con el fin de mantener o ampliar su participación en el mercado de combustibles diesel a nivel internacional, ha determinado una configuración de proceso para hidrodesulfuración profunda de diesel que maximice la producción y minimice el azufre en la salida a niveles iguales o por debajo de las

normativas previstas para los próximos años, manteniendo características de calidad adicionales en los productos de los procesos.

El proceso ULSD<sup>®</sup> es un proceso convencional de hidrotratamiento (HDT) dentro del cual el reciclo de la corriente gaseosa ha sido mejorado y optimizado, es decir, se le remueve el sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) y otros gases que son perjudiciales para el sistema de reacción. Esta característica permite establecer un esquema con una cantidad mínima de sulfuro de hidrógeno en los reactores, lo que conlleva a un proceso de hidrodesulfuración (HDS) más profundo.

En los procesos de hidrotratamiento, las reacciones de hidrodesulfuración (HDS) generan H<sub>2</sub>S como producto. Cuando los niveles de conversión en las reacciones de HDS no son muy altos, la presencia de H<sub>2</sub>S en el ambiente donde se da la reacción no representa ningún inconveniente importante para este propósito. Sin embargo, cuando se quiere llegar a niveles de HDS elevados, como en el caso de ULSD<sup>®</sup>, el H<sub>2</sub>S se convierte en un inhibidor importante de la reacción por lo que su presencia no es conveniente.

En este sentido, la tecnología PDVSA- ULSD<sup>®</sup> ha sido conceptualizada con la idea de lograr altos niveles de HDS mediante la definición de un esquema de proceso que permite reducir la presencia de H<sub>2</sub>S en el ambiente de las reacciones.

La tecnología PDVSA- ULSD<sup>®</sup> surge como una solución tecnológicamente viable y comercialmente atractiva a través de la cual será posible la construcción de nuevas plantas de hidrotratamiento capaces de cumplir con este requerimiento de contenido máximo de azufre en el Diesel o la adecuación de plantas de hidrotratamiento existentes con este mismo fin <sup>(20)</sup>.

Esta tecnología de acuerdo al tipo de alimentación tratada se clasifica en:

ULSD<sup>®</sup> Pre-Tratamiento, el cual se caracteriza por tratar mezclas compuestas básicamente por corrientes provenientes de las torres atmosféricas y de vacío y por corrientes craqueadas cuyo origen puede ser: alguna recirculación de FCC, viscorreducción y coquificación retardada. Está ubicada antes de la unidad de FCC.

ULSD<sup>®</sup> Post-Tratamiento, se caracteriza por tratar mezclas compuestas básicamente por corrientes provenientes de las torres atmosféricas y por corrientes craqueadas cuyo origen puede ser: alguna recirculación de FCC, viscorreducción y coquificación retardada. Se ubica después de la unidad de FCC.

Cabe destacar que la diferencia entre ambos tipos de tratamientos empleados con ULSD<sup>®</sup> (Ver Figuras N° 11 y 12), radica en la ubicación del proceso y en la corriente de alimentación proveniente de la columna de destilación al vacío. Para el modo ULSD<sup>®</sup> Pre-tratamiento, el producto 1 está constituido por una mezcla de diesel más nafta la cual se envía directamente al pool de diesel y el producto 2 es un VGO tratado que se recircula como alimentación a la unidad de FCC; para el caso de ULSD<sup>®</sup> Post-tratamiento el producto 1 es una nafta que se envía al pool de nafta o dependiendo de sus características se incorpora a los respectivos pools de gasolina y el producto 2 es un diesel que es enviado a su respectivo pool para ser comercializado.

#### **4.9.2 Esquemas de Procesos empleados con la Tecnología ULSD<sup>®</sup>.**

La tecnología ULSD<sup>®</sup> puede operar bajo dos tipos de esquema de procesos; a continuación se explica brevemente en que consiste cada uno de ellos.

##### **4.9.2.1 Esquema Híbrido.**

En este esquema de operación, una fracción volumétrica mayoritaria (>50 %Vol.) del hidrógeno total es alimentada al primer reactor (R-42-A), mientras que la fracción de hidrógeno remanente es alimentada al tercer reactor R-42-C (Ver Figura N° 11). Para este esquema de operación, el producto que sale del primer reactor pasa

a través del primer separador S-51-A en donde el gas es separado del líquido; el gas se purga controlando la presión con una válvula de *back-pressure* y el líquido separado es alimentado al segundo reactor R-42-B, donde se mezcla con los gases de reacción provenientes del tercer separador S-51-C. Por otra parte, el producto a la salida del segundo reactor pasa a través del segundo separador (S-51-B) en donde el gas se purga controlando la presión con una segunda válvula de *back-pressure* y el líquido separado es bombeado hacia el tercer reactor R-42-C, en donde se mezcla con una fracción volumétrica (< 50 %Vol.) del flujo de hidrógeno fresco total alimentado a la planta. Por último, el producto obtenido del tercer reactor pasa por un tercer separador (S-51-C), en donde el gas separado se envía al segundo reactor y el producto final hidrotreatado se alimenta a la columna (C-51-A), obteniéndose dos productos principales, una corriente de diesel más nafta que es enviada directamente al pool de mezcla final de diesel y otra corriente que dependiendo del tipo de alimentación tratada en el proceso se recircula como alimentación al proceso FCC.

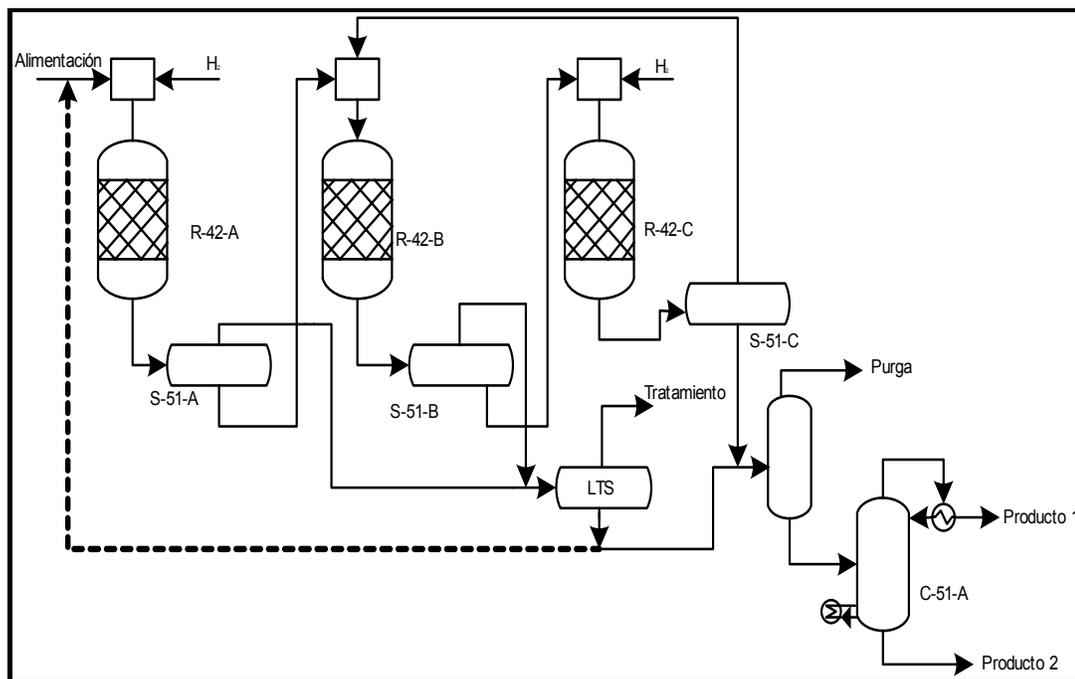


Figura N° 11. Esquema del proceso Híbrido.

#### 4.9.2.2 Esquema Cross-Flow.

En este modo de operación, el sesenta por ciento (60 %Vol.) del hidrógeno total es alimentado al primer reactor (R-42-A), mientras que el cuarenta por ciento (40 %Vol.) restante es alimentado entre el segundo (R-42-B) y el tercer reactor (R-42-C) (Ver Figura N° 12). En este esquema de operación, el producto obtenido en cada uno de los reactores es enviado a los separadores correspondientes y el gas que se obtiene en cada separador es enviado a purga controlando la presión con válvulas de *back-pressure*. El líquido obtenido en el primer separador (S-51-A) es enviado al segundo reactor (R-42-B) y el producto final hidrotratado se recupera en el segundo separador (S-51-B), para posteriormente ser alimentado a la columna (C-51-A), obteniéndose dos productos principales, una corriente de diesel más nafta que es enviada directamente al pool de mezcla final de diesel y otra corriente que dependiendo del tipo de alimentación tratada en el proceso se recircula como alimentación a la unidad de FCC.

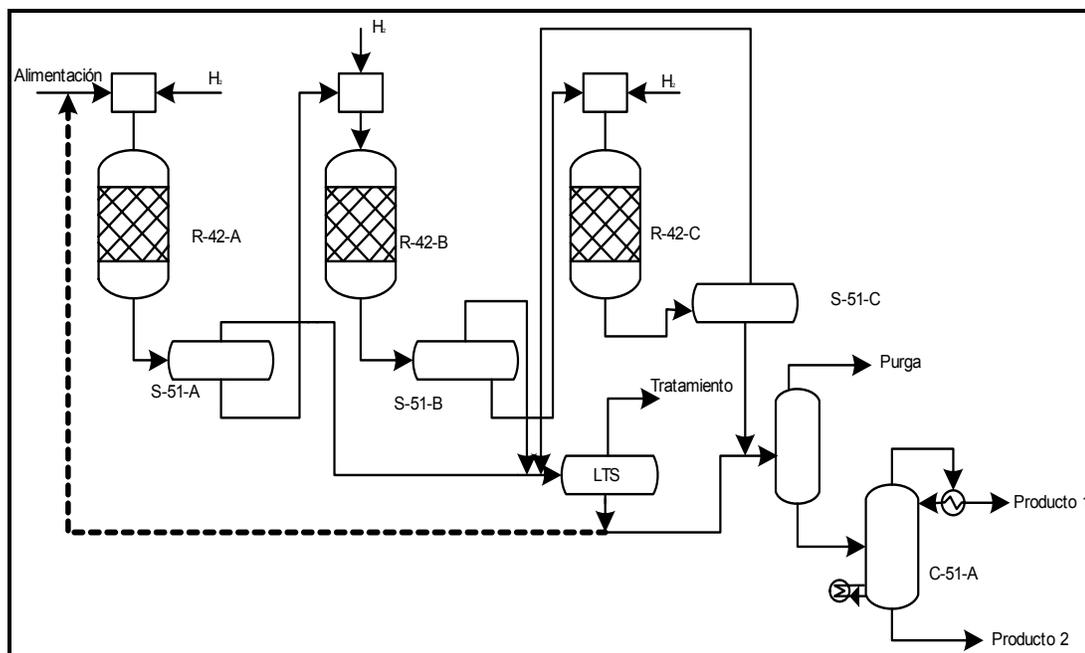


Figura N° 12. Esquema del proceso Cross-Flow.

De los dos esquemas presentados anteriormente, se recomienda la aplicación del esquema cross-flow para aquellos casos en los cuales se dispone de una unidad de hidrotratamiento en la cual:

- a) No existe suficiente espacio libre disponible dentro de la refinería.
- b) El presupuesto de la refinería no contempla la construcción de una unidad de hidrotratamiento nueva.
- c) La operación de la unidad de hidrotratamiento existente es realizada a baja severidad (presión parcial de hidrógeno menor a 700 psig).

A tal efecto, se adecua el esquema de proceso a la incorporación de un nuevo reactor y un nuevo, separador gobernado a las condiciones de operación del reactor existente. En pocas palabras, el esquema cross-flow es la opción de proceso empleada cuando se requiere un revamp de la unidad existente.

Por otro lado, el esquema híbrido por sus características se adecua más a una opción grass-roots, es decir, requiere para su implantación de la construcción de una nueva unidad que opere a alta presión de hidrógeno permitiendo el procesamiento de cargas con un alto contenido de componentes craqueados (40-60% vol.)<sup>(21)</sup>.

Esta tecnología ha sido probada a nivel de planta piloto con cargas constituidas por mezclas de 30% diesel virgen y 70 % de material craqueado, para un azufre del orden de 13000 ppm se ha alcanzado un nivel de azufre en el producto en el orden de 9 ppm y un mejoramiento en el índice de cetano de alrededor de seis puntos. Como ventajas del proceso destacan la integración con unidades existentes, utilización de la capacidad instalada de tratamiento de gases, bajo requerimiento adicional de hidrógeno y flexibilidad de incorporar cualquier catalizador comercial para la hidrogenación de aromáticos (HDA)<sup>(22)</sup>.

#### **4.10 PROCESS INDUSTRY MODEL SYSTEM (PIMS).**

Existen variados sistemas de programación lineal. La industria petrolera nacional utiliza como programa de optimización el sistema PIMS (Process Industry Model System) <sup>(1)</sup>.

El Sistema PIMS es la plataforma estándar de la IPPCN 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.

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.

Este paquete tiene una extensa base de datos sobre crudos venezolanos y extranjeros, así como de procesos de refinación, calidades típicas, y componentes y especificaciones típicas de productos. 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.

Esta compañía ofrece una serie de paquetes de software que cubren una gran variedad de aplicaciones en el área de programación matemática para la Industria Petrolera. En la Tabla N° 8 se especifican otros paquetes de programación licenciado por PDVSA y sus filiales <sup>(27)</sup>:

#### **4.10.1 Elementos del Sistema.**

La fuente principal del sistema PIMS es a través de hojas de cálculo de Excel o Lotus 1-2-3. Estas hojas de cálculo llamadas en el sistema PIMS tablas, permiten al usuario describir la economía y tecnología de procesos de la planta considerada. En la Figura N° 13 se muestra un ejemplo de una refinería representada en PIMS.

Dentro de los subdirectorios de los modelos deben estar incluidos todas las hojas de cálculo que se requieren para representar una refinería. Diferentes modelos pueden existir en el mismo computador y su número es únicamente limitado por el tamaño del disco duro del computador.

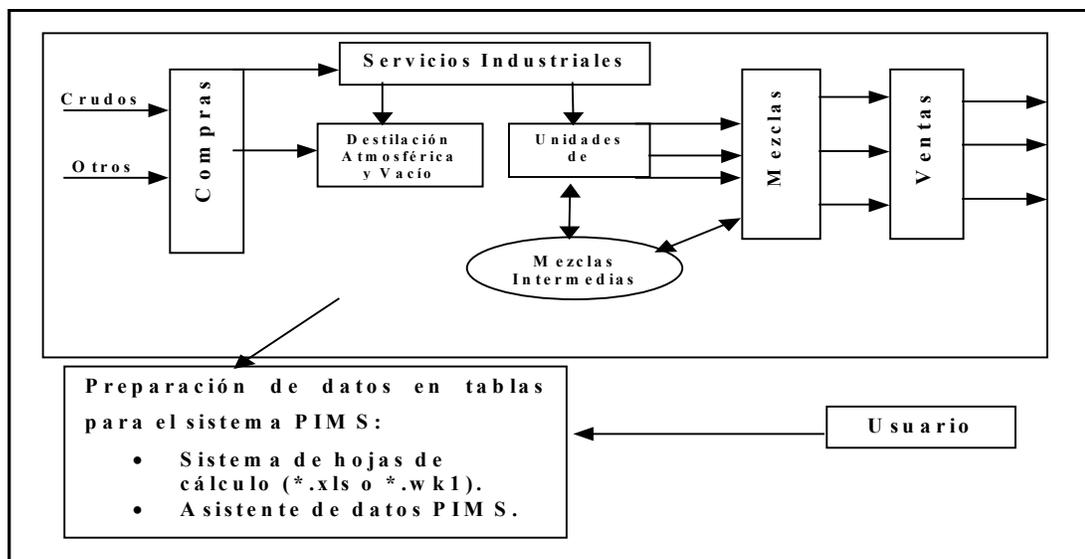
El sistema PIMS emplea entre sus diversas funciones otros elementos que son técnicas alternas para facilitar la resolución del modelo entre ellas se tienen la recursión distribuida y el *Delta Based Modeling* (DBM).

**Tabla N° 8. Paquetes de Programación Lineal licenciados por la IPPCN.**

<b>Software</b>	<b>Función</b>	<b>Aplicación</b>
<b>M-PIMS</b>	Permite resolver problemas que involucran varias refinerías y diferentes alternativas de suministro y mercado de materia prima y productos.	Utilizado en el desarrollo y aplicación de los modelos nacionales de suministro y planificación para estudios a corto y largo plazo.
<b>P-PIMS</b>	Permite desarrollar modelos multiperíodos con manejo de inventarios.	Empleado en las refinerías para la preparación de guías o planes operacionales a corto plazo.

**Tabla N° 8. (Continuación) Paquetes de Programación Lineal licenciados por la IPPCN.**

Software	Función	Aplicación
<b>PASSMAN</b>	Permite el manejo de ensayos de crudos y la estimación de rendimientos y calidad de cortes de destilación.	Es utilizado en la IPPCN para simular crudos foráneos o no tradicionales a fin de evaluar nuevas oportunidades de negocio.
<b>PSS Y PIMS-X-CHANGE</b>	Permite desarrollar modelos de programación de suministro y sistemas integrados de información.	Es utilizado en PDVSA en el área de Suministro.



**Figura N° 13. Ejemplo de una Refinería Representada en PIMS.**

Para este estudio se empleó el MNO (Modelo Nacional de Operación), el cual es un modelo que utiliza técnicas de Programación Lineal y simula la operación integrada de las Refinerías del Circuito PDVSA (El Palito, Puerto La Cruz, Amuay, Cardón e Isla). Es utilizado para ejercicios de planificación a corto y mediano plazo,

entre los que se puede mencionar: planificación operacional (mensual, trimestral y semestral), definición de presupuesto operacional y plan comercial <sup>(13)</sup>.

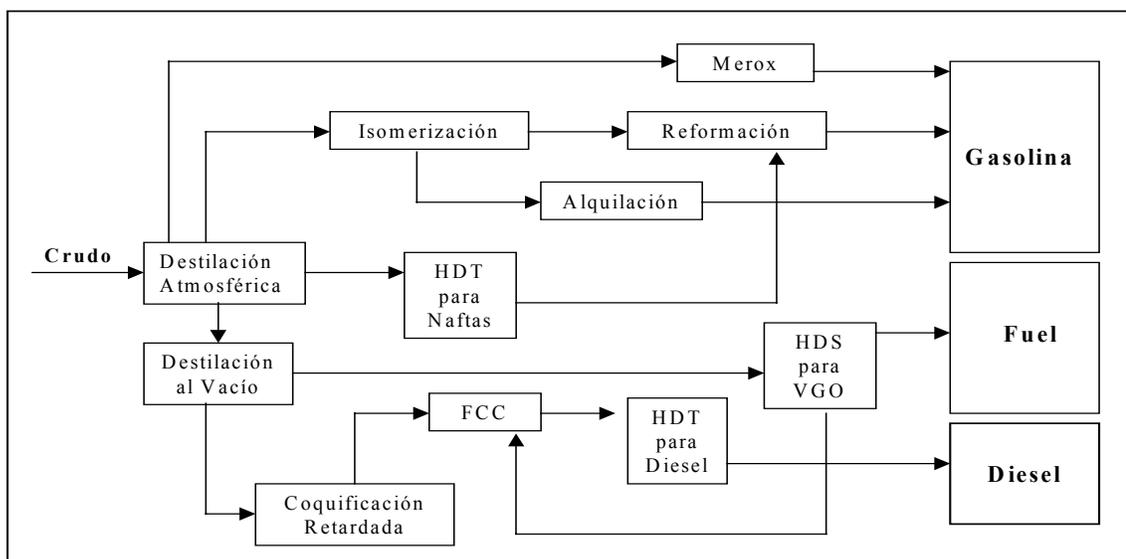
#### **4.10.2 Modelo de una Refinería Típica de Conversión Profunda.**

Para la realización de este trabajo de grado, se hizo uso de un modelo que está construido en PIMS, llamado modelo de una refinería típica de conversión profunda. Se empleó este modelo, ya que, actualmente este tipo de refinería es la que predomina a nivel mundial, debido a que es el esquema de refinación que permite obtener un mayor rendimiento en livianos, que son los productos de mayor valor agregado en el mercado, por ende se considera, que este modelo se ajustará adecuadamente a las refinerías existentes.

La mayoría de los países tienen como objetivo entre sus estrategias de energía, reducir la dependencia de crudos y mejorar la calidad de los productos de una refinería, porque, el empleo de crudos pesados ácidos como alimentaciones y el cumplimiento de especificaciones de producto cada día más severas, traen como consecuencia una mayor demanda de hidrógeno, mayor conversión y mayor capacidad de hidroprocesamiento, por ello, se considera necesario estudiar este efecto.

Con el empleo de este modelo de refinería típica de conversión profunda, se podrá evaluar el impacto que puede generar la inclusión de nuevas unidades de hidrotratamiento sobre las condiciones de operación de las unidades de conversión, en el contenido de azufre, octanaje de las corrientes y en la economía global del esquema de refinación. Este modelo de refinería está perfectamente adaptado para producir gasolinas reformuladas, las cuales pueden provenir de la unidad de craqueo catalítico (FCC) para la conversión de VGO y de la unidad del coquificación retardada para mejorar la calidad del residuo de vacío. El esquema de esta refinería se observa en la Figura N° 14.

En la Tabla N° 9 se muestran las capacidades de las unidades que conforman el Modelo de Refinería Típica de Conversión Profunda. La alimentación al modelo es una mezcla compuesta por crudo Merey y Arabian Light <sup>(29)</sup>.



**Figura N° 14. Esquema de Refinería Típica de Conversión Profunda.**

**Tabla N° 9. Capacidades de las unidades del Modelo de Refinería Típica de Conversión Profunda.**

Unidades de proceso	Capacidad de la unidad, (TM/día)	Presión de operación, (atm)
<b>Destilación</b>	25000	-
<b>Alquilación</b>	2200	-
<b>Merox</b>	1700	-
<b>HDT para Naftas</b>	2600	30
<b>HDT para Diesel</b>	7460	50
<b>HDS para VGO</b>	8140	90
<b>FCC</b>	8900	-
<b>Coquificación Retarda</b>	8720	-
<b>Isomerización</b>	759	20
<b>Reformación</b>	1700	10

## 5. METODOLOGÍA.

El propósito de esta sección del trabajo, es describir la metodología que se utilizó para llevar a cabo la presente investigación. La Figura N°15 muestra un esquema de la estructura metodológica descrita en esta sección.

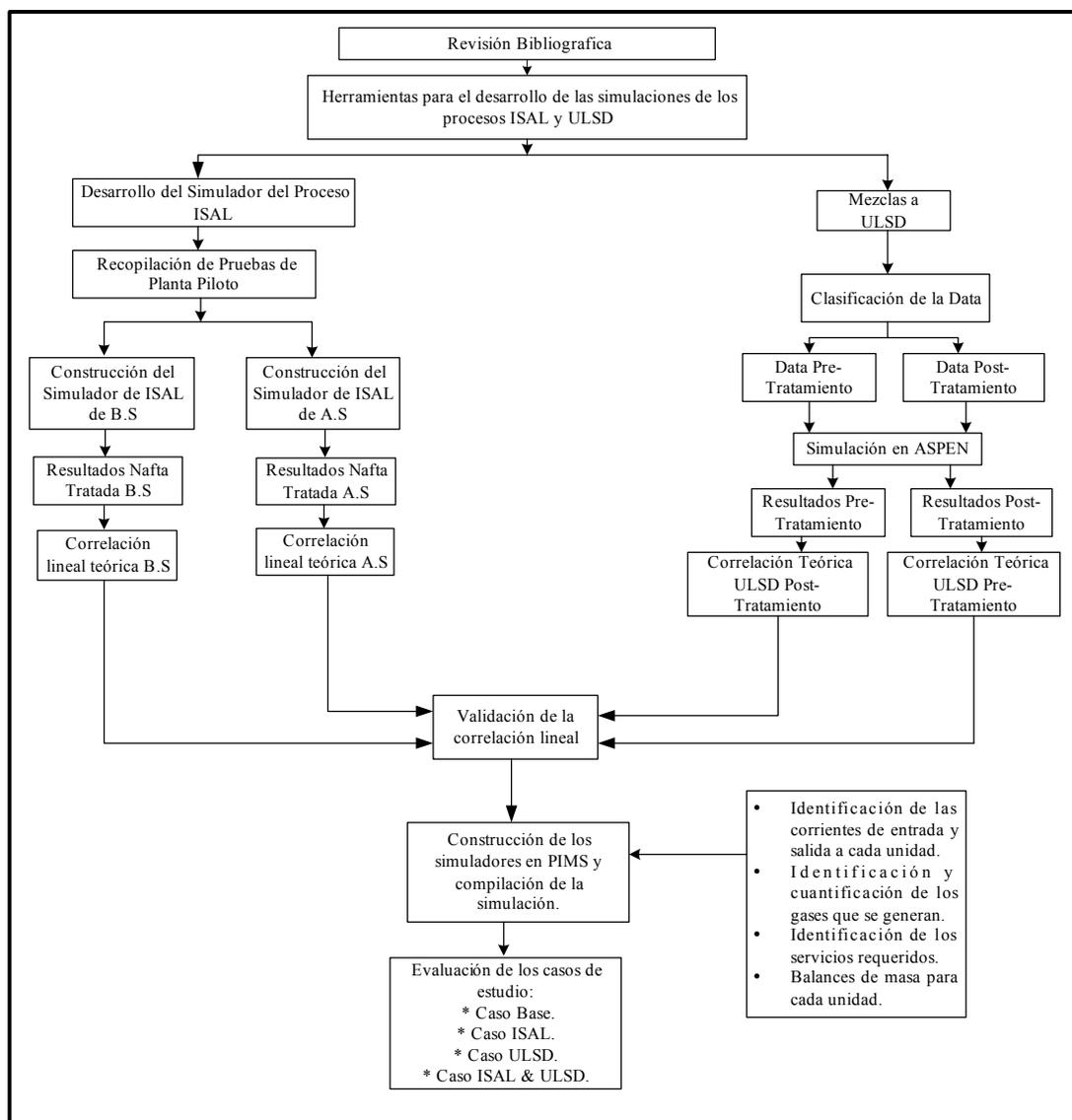


Figura N° 15. Esquema de la metodología.

### **5.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.**

1. Investigación de los diferentes esquemas típicos de refinación existentes, tomando como criterio de selección su complejidad: Destilación / Hidrotratamiento (“Hydroskimming”), Conversión simple o sencilla y Conversión profunda.
2. Estudio de los actuales procesos de refinación, con el objetivo de indicar las interrelaciones entre las unidades.
3. Análisis y estudio relacionado con las nuevas tecnologías venezolanas para el tratamiento de combustibles; ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>.
4. Investigación sobre la teoría de mezcla, que define el comportamiento de las propiedades al combinar diferentes fracciones de crudo.
5. Estudio de los requerimientos necesarios para emplear la programación lineal.

### **5.2 HERRAMIENTAS PARA EL DESARROLLO DE LAS SIMULACIONES DE LOS PROCESOS ISAL<sup>®</sup> Y ULSD<sup>®</sup>.**

Empleando un simulador riguroso de procesos, se pueden predecir los rendimientos y calidades de un producto, conociendo las variables de proceso involucradas y la carga a dicha unidad. Sin embargo, por restricciones de programación lineal (LP), estos tipos de simuladores, no se integran de forma directa al simulador PIMS. Esto hace necesario desarrollar correlaciones lineales que permitan predecir los rendimientos y calidades de producto, en función de las calidades de la alimentación.

En la presente investigación, se obtuvieron las mencionadas correlaciones lineales; sometiendo distintas alimentaciones a las tecnologías de hidrotreatmento (ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>) que se encuentran en un simulador riguroso de procesos. Para recolectar la información de las distintas corrientes, se emplearon diferentes modelos de refinerías simuladas en PIMS. Entre estos modelos se encontraban: los pertenecientes a Amuay, Cardón, El Palito, Puerto La Cruz e Isla, modelos de refinerías del extranjero como: Lake Charles y Lemont y modelos de refinerías contenidos en la librería que posee el software. El procedimiento consistió en analizar cada uno de los modelos simulados en PIMS, con la finalidad de identificar las unidades de proceso y las corrientes involucradas en el mismo, ya que, cada modelo posee una codificación propia para cada una de sus corrientes y unidades de procesos, aunque se hable del mismo proceso en cada uno de los modelos. Por ello, fue necesario realizar diferentes diagramas de bloque que pudiesen representar el esquema particular de cada refinería (Ver Figura N° 21 del *Apéndice A*: Ejemplo de un diagrama de bloque en PIMS). La construcción de estos diagramas de bloque permitió una mejor visualización e identificación de como están estructurados y simulados los modelos de cada refinería en PIMS, ya que de esta manera se puede registrar la codificación de cada una de las corrientes y de las unidades de proceso (nombres de las mismas en el modelo), así como también se puede identificar la codificación de las demás variables que lo integran y el recorrido de las corrientes destinadas al pool de gasolinas y de diesel.

Estos diagramas de bloque también se emplearon para identificar y codificar las restricciones, los balances de materia y servicios y los flujos que permitieron establecer la capacidad necesaria de las nuevas unidades de proceso (ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>).

A continuación se explicará detalladamente, el procedimiento que se llevó a cabo para desarrollar los modelos de simulación para las tecnologías bajo estudio.

---

### 5.3 DESARROLLO DEL SIMULADOR DEL PROCESO ISAL<sup>®</sup>.

El proceso ISAL<sup>®</sup>, no se encuentra simulado en PDVSA-INTEVEP en un paquete comercial de simulación de procesos. Debido a esto, fue necesario emplear otras herramientas que permitieran simular el comportamiento de las naftas catalíticas bajo este tipo de tratamiento. Para ello, se construyeron dos simuladores (uno para cada modo de operación del proceso), con los cuales se pudo evaluar el comportamiento de cualquier nafta catalítica bajo esta tecnología, sin necesidad de enviar esta nafta a planta piloto.

Para la construcción de estos simuladores, se recopiló una gama de distintas pruebas que se le han realizado a una gran variedad de naftas catalíticas en la unidad de ISAL<sup>®</sup>, que se encuentra instalada en el complejo de plantas piloto de PDVSA-INTEVEP. Estos resultados se encuentran en forma de gráficos, presentando las ecuaciones de ajuste correspondientes y muestran la dependencia entre las variables de salida y las variables de entrada a la unidad (Ver Figuras N° 22-30 del *Apéndice B: Pruebas realizadas en plantas piloto a las naftas catalíticas con ISAL<sup>®</sup> de alta y baja severidad*). Cabe destacar que no todas las ecuaciones de ajuste que presentan los gráficos son lineales.

Los resultados mencionados anteriormente se utilizaron con la finalidad de construir dos hojas de cálculo, una para cada modo de operación. En cada una de estas hojas, se elaboró un cuadro conformado por dos columnas: condiciones de entrada y condiciones de salida. En la columna de las condiciones de entrada se especificó la información de la nafta catalítica que se trató y en la columna de las condiciones de salida se reportaba las características esperadas de la nafta tratada (Ver Tabla N° 48 del *Apéndice C: Modelo del simulador construido para el proceso ISAL<sup>®</sup>*). Dichas características de salida están asociadas a las condiciones de entrada de acuerdo a las ecuaciones de ajuste que presentan las pruebas suministradas. Las hojas de cálculo construidas, son propiamente el simulador del proceso ISAL<sup>®</sup>.

En los diagramas de bloque previamente contruidos se procedió a identificar y a extraer información en cuanto a flujo, azufre, octanaje (IAD, RON y MON), olefinas y gravedad específica de las corrientes de naftas catalíticas que serían evaluadas en los simuladores contruidos, los cuales representan a cada uno de los tratamientos. Para realizar dicha simulación fue necesario establecer las siguientes consideraciones:

Para el caso de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad, el simulador contruido permitió variar el azufre de salida de tal manera que el delta de octanaje (diferencia de octanaje entre la alimentación y el producto,  $\Delta$ IAD) fuese menor o igual que dos, ya que con valores superiores a este, aplicar la tecnología ISAL<sup>®</sup> no representa incentivos económicos.

En cuanto al caso de ISAL<sup>®</sup> de alta severidad se estableció otro criterio, donde se consideró el azufre a la salida en distintos casos de estudio, fijando en cada uno de ellos el azufre de salida en: 100, 50, 25, y 10 (ppm), para lograr cumplir con las especificaciones de calidad de gasolina de los mercados a futuro, también se estableció el contenido de olefinas a la salida en un valor igual a cero; (por ser esta una característica propia del modo de operación).

El simulador contruido para este modo de operación, permitió ir variando el rendimiento de la nafta tratada, de tal manera de cumplir con el delta de octanaje ( $\Delta$ IAD) establecido de igual forma que en el caso de baja severidad.

Con los resultados obtenidos por los simuladores, se procedió a obtener las estimaciones lineales empleando el método de mínimos cuadrados, en donde se correlacionó cada una de las condiciones de salida con todas las condiciones de entrada, para cada uno de los modos de operación, por ejemplo: las olefinas de salida versus las siguientes características de entrada: olefinas, azufre, gravedad específica y octanaje (IAD). Cabe destacar que las correlaciones aceptadas fueron aquellas que

---

cumplían con los parámetros estadísticos de coeficiente de determinación ( $r^2 > 0,8$ ) y factor de distribución F, a través de los cuales se pudo determinar el ajuste lineal de los datos y la confiabilidad de los mismos.

#### 5.4 PROCESO ULSD®.

ULSD® en sus dos modos de operación, se encuentra simulado por PDVSA-INTEVEP en el paquete de simulación ASPEN PLUS®. Estas simulaciones están bajo custodia del grupo de hidrotatamiento, el cual se encargó de generar la data requerida.

Como insumo el grupo de hidrotatamiento requirió las características de cada una de las corrientes, ya que, formarían una mezcla compuesta por corrientes de diesel y gasóleo y por corrientes que provienen de destilación atmosférica y/o al vacío.

Para la realización de las mezclas se identificaron previamente las corrientes que conformarían las mismas y posteriormente se extrajo la información necesaria de cada una de ellas (flujo, gravedad específica, índice de cetano, azufre, aromáticos, nitrógeno, entre otras) (Ver Tablas N° 49-51 del *Apéndice D*: Requerimientos empleados para el modelaje del proceso ULSD®), luego se realizaron tablas, donde se presentó el origen de estas corrientes y la disponibilidad de las mismas (Ver Tablas N° 52-54 del *Apéndice E*: Estudio y selección de corrientes a mezcla para el proceso ULSD®), esto con el objetivo de conocer el rango de flujo en el que se pueden variar las proporciones para obtener con ello un amplio rango de mezclas. Con esta información, el grupo de ULSD®-INTEVEP, realizó estas mezclas en las proporciones indicadas a través de un programa creado en Microsoft Excel destinado específicamente para tal fin.

Una vez obtenidas las mezclas, se procedió a clasificar esta data en ULSD<sup>®</sup> Pre-tratamiento y ULSD<sup>®</sup> Post-tratamiento, lo cual se realizó tomando en cuenta, el origen de las corrientes que conforman las mezclas nombradas anteriormente; por ello, todas las mezclas que contenían corrientes de destilación provenientes de la Torre de Vacío (VGO), fueron destinadas al Pre-tratamiento con ULSD<sup>®</sup> y las que no contenían corrientes de VGO fueron destinadas a Post-tratamiento con ULSD<sup>®</sup>.

Con los resultados obtenidos se procedió a realizar estimaciones lineales empleando el método de mínimos cuadrados para cada una de las condiciones de salida con todas las condiciones de entrada, para cada conjunto de datos, por ejemplo, los aromáticos de salida versus las siguientes características de entrada: aromáticos, azufre, gravedad específica, nitrógeno e índice de cetano.

## **5.5 BALANCE DE MASA Y SERVICIOS EN LOS PROCESOS ISAL<sup>®</sup> Y ULSD<sup>®</sup>.**

Se realizó un balance de masa en las respectivas unidades de hidrotratamiento (ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>), con el objetivo de estimar las proporciones de los productos secundarios de salida (metano, etano, propano, butano, isobutano y sulfuro de hidrógeno). Al realizar el balance de masa, se estableció que la cantidad de cada uno de los gases se expresara por tonelada métrica de corriente alimentada y a la vez fuese una función de las calidades que posee la corriente a tratar en la unidad.

### **5.5.1 Balance de Masa y Servicios en la Unidad ISAL<sup>®</sup>.**

Para llevar a cabo este procedimiento, se estableció que las corrientes de entrada a la unidad de ISAL<sup>®</sup> eran: el hidrógeno y la nafta a tratar y que las corrientes de salida serían: la nafta tratada y un conjunto de gases conformado por los siguientes componentes: metano, etano, propano, butano, isobutano y H<sub>2</sub>S. Cabe destacar, que

en la corriente gaseosa, existen otros gases con azufre, sin embargo, estos gases se encuentran en una proporción tan pequeña, que es casi imposible contabilizarlos.

Se realizó un balance de masa global, un balance de masa en azufre y uno en consumo de servicios, entre los cuales se tienen: vapor, potencia, entre otros; todos por unidad de carga procesada, la cual esta referida a la unidad base del Modelo en donde se trabajó, en este caso, es el Modelo de una Refinería Típica de Conversión Profunda.

Para llevar a cabo el balance de masa, se contó con el apoyo del laboratorio de PDVSA-INTEVEP, el cual suministró las fracciones másicas típicas de los gases que se obtienen en estas unidades de tratamiento (Ver Tablas N° 55-57 del *Apéndice F*: Cantidad estimada de gases formados en las unidades de tratamiento).

El balance de masa en azufre se realizó conociendo la relación molar de azufre a  $H_2S$  (1:1) y estableciendo la cantidad de azufre en la nafta a la salida. Con lo anterior y el balance de masa global, se establecieron relaciones de masa de cada uno de los gases por cada tonelada métrica de nafta a tratar, las cuales a su vez, son ecuaciones lineales (ya que la cantidad de nafta a la salida viene expresada de esta manera) que dependerán de la fracción másica de cada uno de los gases y de las calidades que posee la nafta a tratar como: azufre, gravedad específica, octanaje (IAD) y olefinas.

### **5.5.2 Balance de Masa y Servicios en la Unidad ULSD<sup>®</sup>.**

Para la unidad ULSD<sup>®</sup> se tomaron en cuenta las mismas consideraciones que para la unidad de ISAL<sup>®</sup>, sólo que la alimentación es una mezcla compuesta por corrientes provenientes de destilación (atmosférica ó de vacío) y por corrientes craqueadas provenientes de unidades como: FCC, coquificación y viscorreducción. En el caso de los gases se tomaron las mismas suposiciones que se tomaron para el

caso de ISAL<sup>®</sup>, sólo que las relaciones de masa de cada uno de los gases, viene expresada por cada tonelada métrica de mezcla procesada. Para esta unidad, las corrientes de productos quedan expresadas en forma de ecuaciones lineales que dependen de las calidades de la mezcla a la entrada como: azufre, gravedad específica, aromáticos, índice de cetano y nitrógeno.

## 5.6 VALIDACIÓN DE LAS CORRELACIONES

Para validar cada una de las correlaciones obtenidas, se emplearon las características de entrada y salida de corrientes que experimentalmente han sido procesadas en las unidades correspondientes a cada tecnología en el complejo de plantas piloto de PDVSA-INTEVEP. Cabe destacar, que las corrientes empleadas para validar las correlaciones obtenidas no pertenecen a la data de la cual se obtuvo las estimaciones lineales.

Seguidamente se calcularon los porcentajes de desviación entre los resultados obtenidos experimentalmente y los resultados estimados por correlación teórica. Este procedimiento se realizó con el objetivo de determinar si las correlaciones lineales obtenidas representaban el comportamiento real de la tecnología. El criterio de aceptación para las correlaciones es un error menor al 10%.

## 5.7 CONSTRUCCIÓN DE LAS UNIDADES DE PROCESO EN PIMS.

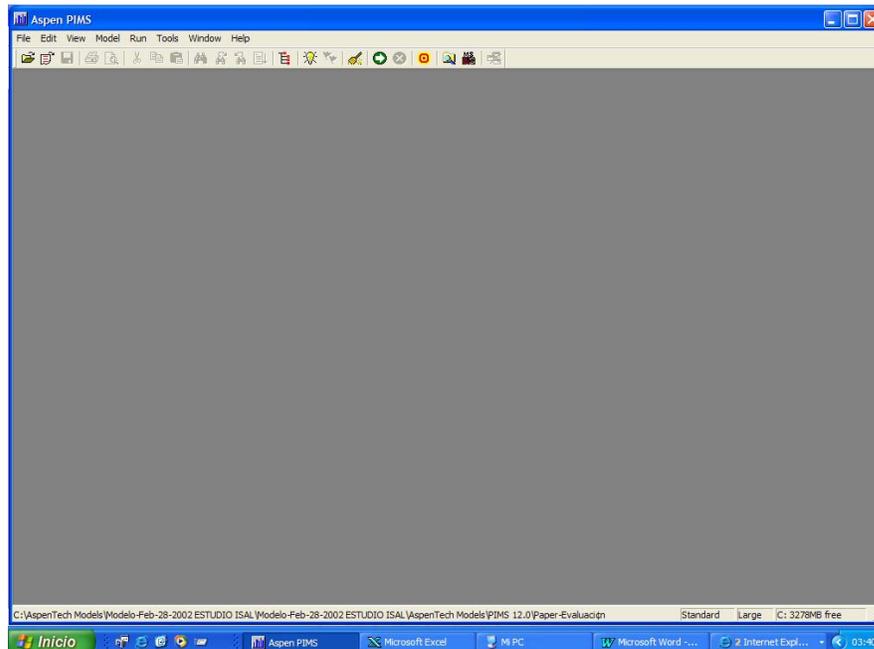
Antes de entrar en los pasos específicos de cómo construir una unidad de proceso en PIMS, se considera necesario, explicar los pasos a seguir al usar el software.

- Debe ejecutarse el icono del software con la versión a usar, el cual puede encontrarse en la pantalla de Windows, o puede ejecutarse a través del explorador del mismo.



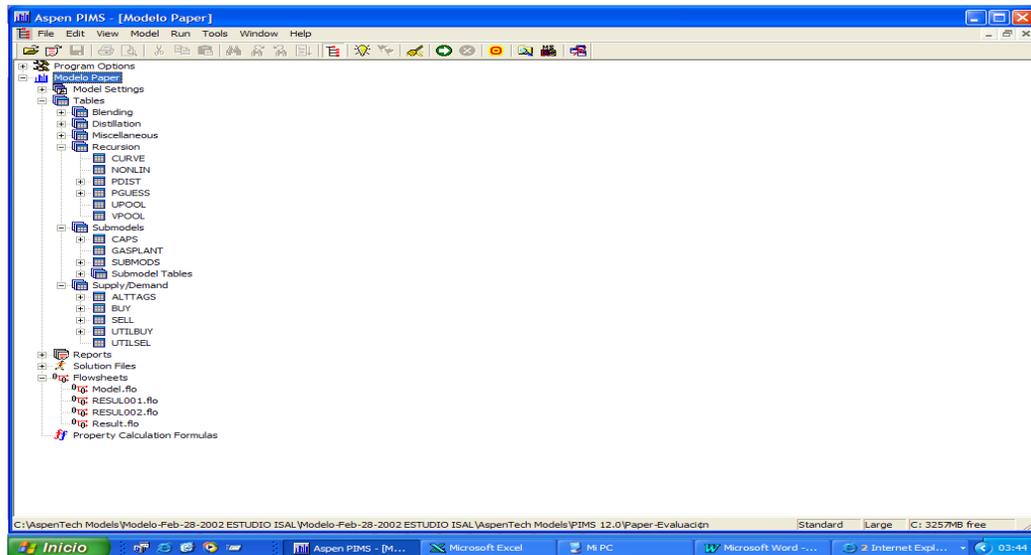
PIMS 12.35.Ink

- Una vez dentro del software, se observará una pantalla (Ver Figura N° 16), en la cual se visualiza el menú principal y el menú de opciones del usuario, en donde se encuentran las diversas funciones del sistema.



**Figura N° 16. Vista principal de la pantalla del software PIMS <sup>(27)</sup>.**

- En la barra de herramientas se encuentra la opción Model (Modelo), la cual permite abrir ó cerrar el modelo; en este caso en particular se abrirá el Modelo de una Refinería Típica de Conversión Profunda.
- Una vez dentro del modelo, se observará un conjunto de opciones las cuales son presentadas de una manera ramificada, que se le asigna el nombre de árbol (Ver Figura N° 17).



**Figura N° 17. Pantalla principal de las opciones ramificadas en el software PIMS.**

Para la construcción de una unidad de proceso, que se realiza en una hoja de Microsoft Excel, se deben tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

- El paquete PIMS posee ciertas convenciones de signos y de caracteres como: la alimentación es positiva y la producción es negativa, las corrientes deben tener códigos de tres caracteres, al igual que los procesos.
- Cada corriente de la refinería esta asociada a una ecuación de balance de masa o servicio.
- El usuario es responsable de la consistencia de unidades y de los balances de masa y servicios.
- Todas aquellas filas que comiencen con un asterisco (\*) serán comentarios que el programa omitirá.
- Para la creación de la unidad de proceso se debe plantear el sistema de ecuaciones asociado a dicho proceso; ello involucra las ecuaciones de

balances de masa y servicios, las cuales deben estar referidas a las unidades base del modelo; así como también las ecuaciones de capacidad establecidas para dicha unidad.

El resultado de la simulación de las unidades de proceso correspondientes a las tecnologías ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup> construidas en PIMS, pueden observarse en las Figuras N° 31-33 del *Apéndice G: Simulación de las tecnologías ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup> en PIMS*.

### **5.8 COMPILACIÓN DE LA SIMULACIÓN.**

Para validar cada simulación, se procedió a realizar una corrida del modelo, y se observó primeramente un reporte que posee el software llamado: *VALIDATION*, el cual identifica las estructuras de simulación e indica si existe algún error de sintaxis en el modelo, también identifica posibles problemas de estructuras y reporta mensajes de error o atención.

Una vez generado este reporte, se procedió a observar si existen mensajes de error, lo cual indica que el modelo no correrá; si esto sucede se debe arreglar el error y proceder de nuevo a generar el reporte; en caso de que no aparezca este problema de posibles errores, se sugiere observar los mensajes de atención (*warning*), que orientan al usuario sobre aspectos de importancia que pueden estar sucediendo en el modelo, como por ejemplo, cuando se realiza una mezcla y se le exige cumplir con una restricción de una propiedad en el producto, puede ocurrir que tal restricción no se cumpla; en ese caso el programa igualmente realiza la mezcla pero reporta un *warning* que alerta al usuario de lo que está sucediendo

## **5.9 EVALUACIÓN DE LA SIMULACIÓN INCORPORANDO LAS TECNOLOGÍAS ISAL<sup>®</sup> Y ULSD<sup>®</sup>.**

Para poder evaluar el impacto de la inclusión de las nuevas tecnologías de procesamiento dentro del esquema de refinación de una refinería típica de conversión profunda, se establecieron cuatro casos de estudio: caso base, caso ISAL, caso ULSD y caso ISAL & ULSD; con la finalidad de comparar entre estos casos la ganancia, el costo y la cantidad de productos obtenidos. En cada uno de los casos se emplearon las nuevas especificaciones que estableció la EPA para el año 2005 en el pool de mezcla final para la gasolina y el diesel.

El resultado de la simulación de cada uno de los casos es un reporte donde se puede observar la cantidad de insumos que se compran en la refinería, de los cuales la cantidad de crudo es fija y lo que puede variar es la cantidad de butano, etanol e hidrógeno dependiendo del requerimiento del caso evaluado. Este reporte también posee una sección donde se observa de forma segregada el volumen que se vende de productos (naftas, gasolinas, diesel, residuales, etc.), el cual varía dependiendo de los procesos y restricciones que se estén empleando en el caso y por último se observa la sección que corresponde al análisis económico, en donde se refleja en M\$/día, el total de compras y ventas, el costo neto de servicios y el beneficio global de la refinería a través del margen neto.

### **5.9.1. Caso base.**

Se realizó la corrida del primer caso de estudio que corresponde al caso base, el cual se fundamenta en el esquema de una refinería típica de conversión profunda sin activar las nuevas tecnologías de procesamiento. A través del reporte generado de esta simulación, se observa la cantidad de insumos que se deben comprar y el volumen de productos obtenidos de acuerdo a las nuevas especificaciones, asimismo se logra visualizar el impacto que se genera en cuanto al beneficio global de la

refinería bajo este escenario. Esta simulación se establece como patrón de comparación al simular los demás casos propuestos en esta investigación.

### **5.9.2. Caso ISAL.**

Bajo las premisas anteriores, se realiza la simulación del presente caso de estudio, que consiste en la corrida del modelo global de la refinería incorporando la tecnología ISAL<sup>®</sup>. Posteriormente, se compararon los resultados obtenidos en esta simulación con los resultados del caso base, con lo que se observa el impacto que genera la inclusión de la tecnología ISAL<sup>®</sup>, en una refinería típica de conversión profunda bajo el escenario de las nuevas especificaciones.

### **5.9.3. Caso ULSD.**

Considerando las premisas de los casos anteriores, se establece un tercer caso de estudio, que consiste en la corrida del modelo global de la refinería incorporando la tecnología ULSD<sup>®</sup>. Posteriormente al igual que en el caso anterior, se comparan los resultados alcanzados en esta simulación con los obtenidos en el caso base, con el objetivo de analizar el impacto que genera la inclusión de esta tecnología en relación a los beneficios económicos globales y volumen de productos obtenidos.

### **5.9.4 Caso ISAL & ULSD.**

Finalmente empleando las condiciones establecidas en las corridas de los casos anteriores, se establece un cuarto caso de estudio, que consiste en la simulación del modelo global de la refinería incluyendo ambas tecnologías (ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>). A través de esta simulación se aprecia el impacto que implica la inclusión de ambas tecnologías en una refinería típica de conversión profunda, bajo el escenario de las nuevas especificaciones en el mercado mundial de combustibles.

## 6. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.

En esta sección, se presentan y analizan los resultados obtenidos para la construcción de los submodelos de las nuevas unidades de proceso, evaluando el impacto de su incorporación al modelo global que representa una refinería típica de conversión profunda.

### 6.1 DESARROLLO DEL SIMULADOR DEL PROCESO ISAL<sup>®</sup>.

De acuerdo a la metodología propuesta en la sección anterior, a continuación se presentan las propiedades de las diferentes naftas catalíticas que fueron recolectadas a través de los diferentes modelos de refinerías simuladas en PIMS y que de acuerdo a su contenido de azufre son potenciales al tratamiento con ISAL<sup>®</sup> de baja y alta severidad (Ver tablas N° 10 y 11). Cada una de estas corrientes fue introducida en el simulador construido para cada modo de operación.

**Tabla N° 10. Propiedades de entrada de las naftas catalíticas evaluadas con el simulador de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Codificación de la corriente en el modelo	Gravedad Específica (Adim.)	Azufre S (ppm)	IAD (Adim.)	RON (Adim.)	MON (Adim.)	Olefinas (%Vol.)
<b>El Palito</b>	FLN	0,687	123	86,8	92,7	81,0	37,5
<b>Amuay</b>	NCC	0,792	528	84,0	89,0	79,0	11,0
	FLN	0,741	249	84,3	89,4	79,2	25,7
	FON	0,761	547	84,1	88,4	79,9	14,7
<b>Citgo-Lemont</b>	PRE	0,746	272	86,6	93,1	80,2	28,7
	HFT	0,755	610	85,3	91,5	79,0	26,5
	LFT	0,692	272	89,2	96,3	82,1	46,3
	LFT	0,692	503	89,2	96,3	82,1	46,3
	PRE	0,751	657	86,6	92,5	80,8	28,7

**Tabla N° 10. (Continuación) Propiedades de entrada de las naftas catalíticas evaluadas con el simulador de ISAL® a baja severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Codificación de la corriente en el modelo	Gravedad Específica (Adim.)	Azufre S (ppm)	IAD (Adim.)	RON (Adim.)	MON (Adim.)	Olefinas (%Vol.)
Paper	HCC	0,807	543	85,4	91,7	79,1	15,0
	LCC	0,706	48	87,7	93,0	82,5	50,0
Hovensa	HCN	0,858	273	90,2	96,2	84,2	11,8
	FCP	0,714	50	86,8	93,0	80,6	23,2
Sweeny	CCG	0,761	181	85,1	90,9	79,2	35,1
	CCG	0,769	302	85,6	91,4	79,9	32,7
Corpus-Christy	2	0,752	130	86,6	92,3	80,9	28,8
	3	0,839	450	87,9	93,1	82,7	6,90

**Tabla N° 11. Propiedades de entrada de las naftas catalíticas evaluadas con la tecnología ISAL® a alta severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Codificación de la corriente en el modelo	Gravedad Específica (Adim.)	Azufre S (ppm)	IAD (Adim.)	RON (Adim.)	MON (Adim.)	Olefinas (%Vol.)
El Palito	FMN	0,815	1390	88,2	94,2	82,2	26,0
Cardón	LCC	0,730	1200	85,5	91,0	80,0	45,0
	LNO	0,791	2068	85,8	90,9	80,6	23,0
	CAT	0,749	1271	84,8	90,1	79,5	37,6
Isla	LCC	0,698	900	85,5	92,0	79,0	57,0
	HCC	0,797	2000	85,3	91,6	79,0	34,4
Pto La Cruz	FCG	0,743	2500	86,1	92,2	80,0	35,4
Lee-Charles	CGA	0,756	1795	86,3	91,4	81,1	22,7
Citgo Lemont	HFT inv	0,755	1128	85,3	91,5	79,0	26,5
Sample *	LCN	0,736	776	87,1	92,6	81,6	27,0
	HCN	0,790	4857	80,8	86,4	75,3	14,0

**Tabla N° 11. (Continuación) Propiedades de entrada de las naftas catalíticas evaluadas con la tecnología ISAL<sup>®</sup> a alta severidad.**

<b>Modelo de procedencia de la Nafta</b>	<b>Codificación de la corriente en el modelo</b>	<b>Gravedad Específica (Adim.)</b>	<b>Azufre S (ppm)</b>	<b>IAD (Adim.)</b>	<b>RON (Adim.)</b>	<b>MON (Adim.)</b>	<b>Olefinas (%Vol.)</b>
<b>P-Sample*</b>	HCN 1 enero	0,792	5482	80,9	86,4	75,5	14,0
	HCN 2 febrero	0,793	4316	81,1	86,5	75,6	14,0
	HCN 3 marzo	0,791	4707	80,9	86,4	75,5	14,0
	LCN 1 enero	0,736	856	87,2	92,7	81,7	27,0
	LCN 2 febrero	0,737	777	87,4	93,1	81,6	27,0
	LCN 3 marzo	0,736	746	87,3	92,9	81,7	27,0
<b>Volsamp*</b>	LCN	0,736	793	87,5	93,0	82,0	27,0
	HCN	0,793	5007	81,1	86,5	75,6	14,0
<b>P-Volsamp*</b>	HCN 1 enero	0,791	5498	80,9	86,4	75,5	14,0
	HCN 2 febrero	0,793	4744	81,0	86,5	75,6	14,0
	HCN 3 marzo	0,791	4510	80,9	86,3	75,4	14,0
	LCN 1 enero	0,736	867	87,2	92,7	81,7	27,0
	LCN 2 febrero	0,736	821	87,4	92,9	81,9	27,0
	LCN 3 marzo	0,736	723	87,2	92,7	81,7	27,0
<b>Modela*</b>	LCN	0,737	762	87,1	92,6	81,6	27,0
	HCN	0,791	4765	80,9	86,4	75,5	14,0
<b>Samp-wb*</b>	LCN	0,737	801	87,2	92,7	81,7	27,0
	HCN	0,791	5025	80,9	86,4	75,5	14,0
<b>Corpus-Christy</b>	1	0,765	1300	86,6	90,1	83,5	25,5

\* Refinerías ejemplo del software PIMS donde: P-Sample y P-Volsamp son ejemplo de refinerías multiperíodo.

La variación de las propiedades de cada una de las corrientes evaluadas en los simuladores se presentan en las Tabla N° 12, adicionalmente se reportan las toneladas métricas de consumo de hidrógeno requeridas para desulfurizar cada tonelada métrica de alimentación. Para el modo de operación de baja severidad no se refleja el valor del rendimiento de la nafta tratada, ya que, de acuerdo a las condiciones de severidad empleadas, no se sacrifica rendimiento de producto a expensas de otra propiedad, por lo que se obtiene un 100% de rendimiento.

**Tabla N° 12. Resultados obtenidos al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL® a baja severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Nombre de la corriente en el modelo	Gravedad Específica (Adim.)	Azufre S (ppm)	IAD (Adim)	RON (Adim)	MON (Adim)	Olefinas (%Vol.)	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación)
<b>El Palito</b>	FLN	0,684	21,13	84,8	90,9	80,6	32,5	1265
<b>Amuay</b>	NCC	0,790	12,34	82,0	87,2	78,6	6,0	1272
	FLN	0,739	35,53	82,3	87,6	78,7	20,71	1223
	FON	0,759	39,98	82,1	86,6	79,5	9,67	1319
<b>Citgo-Lemont</b>	PRE	0,744	41,43	84,6	91,4	79,7	23,71	1221
	HFT	0,753	88,72	83,3	89,7	78,6	21,51	1336
	LFT	0,690	49,98	87,2	94,5	81,7	41,31	1313
	LFT	0,690	92,44	87,2	94,5	81,7	41,31	1404
	PRE	0,749	100,08	84,6	90,7	80,3	23,71	1359
<b>Paper</b>	HCC	0,805	41,67	83,4	89,9	78,7	10,01	1241
	LCC	0,704	9,65	85,7	91,2	82,0	45,01	1200
<b>Hovensa</b>	HCN	0,855	9,30	88,2	94,4	83,8	6,82	1076
	FCP	0,712	6,64	84,8	91,2	80,1	18,23	1189
<b>Sweeny</b>	CCG	0,759	30,29	83,1	89,1	78,8	30,08	1162
	CCG	0,767	49,04	83,6	89,6	79,4	27,68	1195
<b>Corpus-Christy</b>	2	0,750	19,84	84,6	90,5	80,5	23,81	1159
	3	0,837	4,63	85,9	91,3	82,3	1,91	1172

A diferencia de baja severidad, el modo de operación de alta severidad refleja el rendimiento de nafta tratada que se obtiene para cumplir con la caída de octanaje establecida; estos valores no dependen de los niveles de azufre establecidos. Sin embargo, el consumo de hidrógeno aumenta a medida que se requiera menor cantidad de azufre en el producto. Estos valores se pueden apreciar en las Tablas N° 13 y 14.

**Tabla N° 13. Resultados obtenidos al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL® a alta severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Nombre de la corriente en el modelo	Gravedad Específica	IAD (Adim.)	RON (Adim.)	MON (Adim.)	Rendimiento (%p)
El Palito	FMN	0,815	86,2	91,6	80,8	94,9
Cardón	LCC	0,729	83,5	88,4	78,6	90,2
	LNO	0,791	83,8	88,3	79,2	95,7
	CAT	0,749	82,8	87,5	78,1	92,1
Isla	LCC	0,698	83,5	89,4	77,6	87,2
	HCC	0,797	83,3	89,0	77,6	92,9
Pto La Cruz	FCG	0,743	84,1	89,6	78,6	92,6
Lee-Charles	CGA	0,756	84,3	88,8	79,7	95,8
Citgo Lemont	HFT invierno	0,755	83,3	88,9	77,6	94,8
Sample	LCN	0,736	85,1	90,0	80,2	94,7
	HCN	0,790	78,8	83,8	73,9	97,9
P-Sample	HCN 1 enero	0,792	78,9	83,8	74,1	97,9
	HCN 2 febrero	0,793	79,1	83,9	74,2	97,9
	HCN 3 marzo	0,791	78,9	83,8	74,1	97,9
	LCN 1 enero	0,736	85,2	90,1	80,3	94,7
	LCN 2 febrero	0,737	85,4	90,5	80,2	94,7
	LCN 3 marzo	0,736	85,3	90,3	80,3	94,7
Volsamp	LCN	0,736	85,5	90,4	80,6	94,7
	HCN	0,793	79,1	83,9	74,2	97,9

**Tabla N° 13. (Continuación) Resultados obtenidos al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL® a alta severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Nombre de la corriente en el modelo	Gravedad Específica	IAD (Adim.)	RON (Adim.)	MON (Adim.)	Rendimiento (%p)
<b>P-Volsamp</b>	HCN 1 enero	0,791	78,9	83,8	74,1	97,9
	HCN 2 febrero	0,793	79,0	83,9	74,2	97,9
	HCN 3 marzo	0,791	78,9	83,7	74,0	97,9
	LCN 1 enero	0,736	85,2	90,1	80,3	94,7
	LCN 2 febrero	0,736	85,4	90,3	80,5	94,7
	LCN 3 marzo	0,736	85,2	90,1	80,3	94,7
<b>Modela</b>	LCN	0,737	85,1	90,0	80,2	94,7
	HCN	0,791	78,9	83,8	74,1	97,9
<b>Samp-wb</b>	LCN	0,737	85,2	90,1	80,3	94,7
	HCN	0,791	78,9	83,8	74,1	97,9
<b>Corpus-Christy</b>	1	0,765	84,6	87,5	81,8	95,1

**Tabla N° 14. Consumo de hidrógeno requerido al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL® a alta severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Nombre de la corriente en el modelo	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/MTM alimentación) para 10 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/MTM alimentación) para 25 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/MTM alimentación) para 50 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/MTM alimentación) para 100 ppm de S <sub>salida</sub>
<b>El Palito</b>	FMN	6313,2	6307,0	6296,8	6276,3
<b>Cardón</b>	LCC	1174,7	1174,0	1172,9	1170,6
	LNO	6091,2	6084,9	6074,3	6053,2
	CAT	9653,0	9646,3	9635,2	9612,9

**Tabla N° 14. (Continuación) Consumo de hidrógeno requerido al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL® a alta severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Nombre de la corriente en el modelo	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación) para 10 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/MTM alimentación) para 25 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación) para 50 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación) para 100 ppm de S <sub>salida</sub>
<b>Isla</b>	LCC	152,9	152,9	152,7	152,5
	HCC	8640,1	8633,8	8623,3	8602,4
<b>Pto La Cruz</b>	FCG	9742,2	9735,4	9724,2	9701,7
<b>Lee-Charles</b>	CGA	6193,7	6187,1	6176,0	6153,9
<b>Citgo Lemont</b>	HFT invierno	6819,9	6813,3	6802,2	6780,1
<b>Sample</b>	LCN	6958,2	6951,4	6940,1	6917,4
	HCN	5186,4	5180,1	5169,5	5148,3
<b>P-Sample</b>	HCN 1 enero	5439,1	5432,7	5422,2	5401,1
	HCN 2 febrero	4937,6	4931,2	4920,7	4899,6
	HCN 3 marzo	5113,9	5107,6	5097,0	5075,9
	LCN 1 enero	6994,5	6987,7	6976,4	6953,7
	LCN 2 febrero	6951,1	6944,3	6933,0	6910,3
	LCN 3 marzo	6944,6	6937,8	6926,4	6903,7
<b>Volsamp</b>	LCN	6965,9	6959,1	6947,8	6925,1
	HCN	5229,3	5223,0	5212,5	5191,4
<b>P-Volsamp</b>	HCN 1 enero	5448,6	5442,3	5431,7	5410,6
	HCN 2 febrero	5119,2	5112,8	5102,3	5081,2
	HCN 3 marzo	5035,2	5028,8	5018,3	4997,1
	LCN 1 enero	6999,5	6992,7	6981,4	6958,7
	LCN 2 febrero	6978,7	6971,8	6960,5	6937,8
	LCN 3 marzo	6934,2	6927,4	6916,0	6893,3

**Tabla N° 14. (Continuación) Consumo de hidrógeno requerido al evaluar las naftas catalíticas en el simulador de ISAL<sup>®</sup> a alta severidad.**

Modelo de procedencia de la Nafta	Nombre de la corriente en el modelo	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación) para 10 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación) para 25 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación) para 50 ppm de S <sub>salida</sub>	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ MTM alimentación) para 100 ppm de S <sub>salida</sub>
<b>Modela</b>	LCN	6945,3	6938,5	6927,1	6904,4
	HCN	5139,0	5132,7	5122,1	5101,0
<b>Samp-wb</b>	LCN	6963,0	6956,1	6944,8	6922,1
	HCN	5248,8	5242,5	5231,9	5210,8
<b>Corpus-Christy</b>	1	6564,0	6557,4	6546,5	6524,7

Con los resultados anteriores, se procedió a la obtención de las correlaciones lineales empleando para ello el método de mínimos cuadrados, el cual permite calcular la recta que mejor se ajusta a estos valores. Dichas correlaciones pueden ser observadas en las Tablas N° 15, 16, 17 y 18, estas fueron diseñadas para una mejor óptica, de acuerdo a la siguiente ecuación genérica:

$$y = a.X_0 + b.X_1 + c.X_2 + d.X_3 + f.X_4 + g.X_5 + e. \quad (9)$$

Donde:

$y$ : es la variable dependiente, en este caso representa las propiedades y flujos de las corrientes tratadas a la salida de cada una de las tecnologías en estudio.

$a, b, c, d, f$  y  $g$ , representan los coeficientes obtenidos para cada una de las variables independientes de la correlación, (Adim.)

$X_0$ : Cantidad de azufre que posee la corriente a la entrada, (ppm)

$X_1$ : Octanaje (IAD) de la corriente de entrada, (Adim.)

$X_2$  : Gravedad específica de la corriente de entrada, (Adim.)

$X_3$  : Cantidad de olefinas presente en la entrada, (% Vol.)

$X_4$  : Octanaje (MON) de la corriente de entrada, (Adim.)

$X_5$  : Octanaje (RON) de la corriente de entrada, (Adim.)

$e$  : Es el término independiente de cada una de las correlaciones obtenidas, (Adim.).

**Tabla N° 15. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de las calidades de la nafta tratada en la unidad de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad.**

Correlación	y	a	b	c	d	e
1	IAD	0	1	0	0	-2
2	ge	0	0	1	0	-0,002
3	S	0,139	-0,042	-62,56	1,440	2,513
4	Olef	0	1,059E-05	-0,002	0,999	-4,993
5	Consumo H <sub>2</sub> (TM/ TM alimentación)	3,868E-07	2,899E-06	-0,002	-6,296E-07	0,002

**Tabla N° 16. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción del octanaje expresado como RON y MON de la nafta tratada en la unidad de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad.**

Correlación	y	a	f	c x 10 <sup>-4</sup>	d x 10 <sup>-6</sup>	e	g
6	MON	0	1	-1,548	-0,422	-0,430	0
7	RON	0	0	-7,253	-2,289	-1,778	1

**Tabla N° 17. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción del consumo de hidrógeno, de las calidades y rendimiento de la nafta tratada en ISAL® a alta Severidad.**

Correlación	y	a	b	c	d	e
8	IAD	0	1	0	0	-2
9	ge	0	-3,497E-07	0,1	-1,889E-06	1,441E-04
10	Rendimiento (%p)	0	-7,514E-05	-0,008	-0,249	101,4
11	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ TM alimentación) para 10 ppm	4,870E-07	-1,545E-05	-0,011	2,535E-04	8,877E-03
12	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ TM alimentación) para 25 ppm	4,870E-07	-1,545E-05	-0,011	2,535E-04	8,864E-03
13	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ TM alimentación) para 50 ppm	4,870E-07	-1,545 E-05	-0,011	2,535E-04	8,842E-03
14	Consumo de H <sub>2</sub> (TM/ TM alimentación) para 100 ppm	4,869E-07	-1,545 E-05	-0,011	2,535E-04	8,799E-03

**Tabla N° 18. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción del octanaje expresado como RON y MON en ISAL® a alta severidad.**

Correlación	y	a	f	c x 10 <sup>-4</sup>	d x 10 <sup>-6</sup>	e	g
15	MON	0	1	-5,039	-1,217	-1,400	0
16	RON	0	0	-9,337	-2,307	2,599	1

Para cada una de las estimaciones lineales obtenidas se calcula un coeficiente de determinación ( $r^2$ ), el cual compara los valores estimados y reales para la variable dependiente (y); los valores obtenidos para esta variable estadística oscilan entre 0,8 y 1, lo que indica una estrecha relación entre las calidades presentes en la carga y la

variable dependiente. Sin embargo, se procedió a realizar el cálculo de la estadística (F), para determinar si la relación observada entre las variables dependientes e independientes con un valor de  $r^2$  tan alto son aleatorios. En estimación lineal, existe una relación entre las variables si la estadística F observada es mayor que el valor crítico ( $f_c$ ), el cual se determina a partir del número de variables utilizadas en el análisis de regresión y el número de datos empleados; para dichos valores se observó que el valor de la estadística F es substancialmente mayor que el valor crítico ( $f_c$ ) en cada conjunto de correlaciones (Ver tablas N° 19 y 20). Por lo tanto, las correlaciones lineales obtenidas son útiles en la predicción del rendimiento y calidades de los productos a partir de la calidad de la alimentación.

**Tabla N° 19. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ISAL® a baja severidad.**

Correlación	Coefficiente de determinación, ( $r^2$ )	Factor de distribución F*
1	1,0000	5,0E+10
2	1,0000	2,2E+13
3	0,8143	13,2
4	1,0000	1,3E+11
5	0,9947	561,2
6	1,0000	2,4E+11
7	1,0000	3,7E+10

\* Para un  $f_c = 2,76$

**Tabla N° 20. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ISAL® a alta severidad.**

Correlación	Coefficiente de determinación, ( $r^2$ )	Factor de distribución F*
8	1,0000	6,7E+10
9	1,0000	4,9E+09

**Tabla N° 20. (Continuación) Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ISAL® a alta severidad.**

Correlación	Coefficiente de determinación, ( $r^2$ )	Factor de distribución F*
10	1,0000	2,3E+09
11	0,9989	5,5E+03
12	0,9989	5,5E+03
13	0,9989	5,5E+03
14	0,9989	5,5E+03
15	1,0000	9,6E+11
16	1,0000	2,9E+11

\* Para un  $f_c = 1,92$

## 6.2 PROCESO ULSD®.

A continuación en las Tabla N° 21 y 22 se presentan las características de las mezclas en relación a composiciones y propiedades que se utilizaron como corrientes de alimentación a ULSD® Post y Pre-tratamiento.

**Tabla N° 21. Composiciones y propiedades de las mezclas destinadas al Post-tratamiento con ULSD®.**

Mezcla	Proporción de componentes en la mezcla		Propiedades de la mezcla resultante				
	Craqueados (% p)	Destilados (% p)	Azufre S (ppm)	Nitrógeno N (ppm)	Aromáticos ARO (% Vol.)	Gravedad Especifica ge (Adim.)	Índice de cetano CBI (Adim.)
1	17,4	82,6	8731	278	58,77	0,905	34,9
2	49,6	50,4	20899	351	49,10	0,900	36,0
3	58,7	41,3	22331	382	52,40	0,906	34,1
4	42,8	57,2	10799	774	30,99	0,870	42,6
5	74,7	25,3	8921	886	58,31	0,902	32,8

**Tabla N° 22. Composiciones y propiedades de las mezclas destinadas al Pre-tratamiento con ULSD®.**

Mezcla	Proporción de componentes en la mezcla		Propiedades de la mezcla resultante			
	Proporción de craqueados (% p)	Proporción de destilados (% p)	Azufre S (ppm)	Nitrógeno N (ppm)	Gravedad Específica (Adim.)	Aromáticos ARO (% Vol.)
6	24	76	12700	611,3	0,895	52,9
7	28	72	12900	646,7	0,897	54,0
8	40	60	13200	752,4	0,904	57,2
9	43,9	56,1	13300	787,7	0,906	58,3

A continuación en la Tabla N° 23 se reportan los resultados obtenidos al simular las mezclas correspondientes a ULSD® Post-tratamiento.

**Tabla N° 23. Resultados obtenidos de la simulación en Aspen para el Proceso ULSD® Post-tratamiento.**

Mezcla	Gravedad Específica (Adim.)	Azufre S (ppm)	Índice de Cetano CBI (Adim.)	Aromáticos ARO (%Vol.)	Nitrógeno N (ppm)	Rendimiento (%p)	Consumo H <sub>2</sub> (TM/MTM de mezcla)
1	0,869	4,0	44,0	39,80	3,0	100	20,23
2	0,862	13,0	49,0	33,60	3,0	99,58	21,13
3	0,865	11,0	47,4	34,60	2,0	99,64	23,50
4	0,837	0,0	56,8	12,00	0,0	99,53	14,41
5	0,857	0,0	46,6	27,20	1,0	100	19,76

Para el proceso ULSD® Pre-tratamiento, se obtienen dos corrientes de importancia, una es diesel que se envía directamente al pool de mezcla final y la otra corriente a la que se le denominó VGO tratado se envía al pool de mezcla de corrientes de alimentación a FCC, ya que, ésta ahora posee una cantidad de azufre

reducida. Debido a lo anterior, se obtienen rendimientos y calidades diferentes para cada una de las corrientes de salida.

Cabe destacar, que no se toma en cuenta para este modo de tratamiento el índice de cetano, por tratarse de una alimentación con características de un VGO, el cual no es considerado un combustible, por ello, no tiene sentido hablar de propiedades de ignición. Adicionalmente se reporta el consumo de hidrógeno requerido para desulfurizar la alimentación a la unidad.

Como se observa en las Tablas N° 24 y 25, se dispuso de pocas mezclas para el proceso ULSD<sup>®</sup>, cinco mezclas destinadas para el Post-tratamiento y sólo cuatro para el Pre-tratamiento. Esto generó una gran dificultad al obtener las estimaciones lineales correspondientes a ULSD<sup>®</sup>, debido a que no se puede correlacionar cada una de las condiciones de salida con todas las condiciones de entrada, porque el número de variables independientes supera o iguala la cantidad de datos a analizar, por ende se analizó para cada variable dependiente (característica de salida), cual de las variables independientes (características de la corriente a la entrada) presentaba la mayor dependencia y posteriormente se realizó la prueba correlacionando los resultados con esas variables independientes, observando el coeficiente de determinación ( $r^2$ ) y el factor estadístico F.

**Tabla N° 24. Resultados obtenidos de la simulación en Aspen para la corriente de diesel más nafta tratada con ULSD<sup>®</sup> Pre-tratamiento.**

Mezcla	Gravedad Específica ge	Azufre S (ppm) $\times 10^{-4}$	Aromáticos ARO (%Vol.)	Nitrógeno N (ppm)	Rendimiento a diesel (%p)	Consumo H <sub>2</sub> (TM/ MTM de alimentación)
6	0,839	6,169	42,96	0,16	64,41	8600
7	0,840	5,641	43,35	0,17	63,57	8821
8	0,852	5,738	46,73	0,16	62,74	8714
9	0,855	6,494	50,42	1,34	65,46	8880

**Tabla N° 25. Resultados obtenidos de la simulación en Aspen para la corriente de VGO tratado con el Proceso ULSD® Pre-tratamiento.**

Mezcla	Gravedad Específica	Azufre S (ppm)	Aromáticos ARO (%Vol.)	Nitrógeno N (ppm)	Rendimiento (%p)
6	0,886	348,7	71,94	766,3	34,27
7	0,889	355,4	73,68	761,0	35,04
8	0,899	376,6	75,78	855,9	35,98
9	0,900	464,8	74,27	1003,5	33,30

De lo explicado anteriormente, se derivan casos en los cuales las correlaciones presentan valores aceptables (valores de  $r^2$  superiores a 0,8), sin embargo el factor F resulta menor al  $f_c$ , lo que indica que no existe relación entre las variables, es decir, que estos resultados pueden ser aleatorios. Para estos casos se reduce el número de variables independientes, se realiza la estimación lineal y por último se observan los factores estadísticos  $r^2$  y F.

En consecuencia resultaron casos que presentaron una óptima correlación con sólo una o dos variables independientes, mientras en otros no se alcanzó obtener una correlación que predijera satisfactoriamente las características de una corriente procesada con la tecnología, tal es el caso de ULSD® Pre-tratamiento, donde para la corriente denominada diesel más nafta se logró obtener buenas correlaciones lineales para propiedades como los aromáticos y la gravedad específica, no ocurriendo de igual forma para el resto de las propiedades de esa corriente y para la corriente denominada VGO tratada.

Por lo dicho anteriormente, a continuación se reportan sólo aquellas correlaciones lineales que se lograron obtener. El procedimiento seguido para el reporte de las correlaciones lineales (Ver Tablas N° 26, 27 y 28) es análogo al utilizado con la tecnología ISAL®. El esquema de la ecuación genérica que se utiliza es el que se presenta a continuación:

$$y = hZ_0 + iZ_1 + jZ_2 + kZ_3 + lZ_4 + m \quad (10)$$

Donde:

$y$ : es la variable dependiente, que en este caso representa las propiedades y flujos de las corrientes tratadas (salida) de cada una de las tecnologías en estudio.

$h, i, j, k$  y  $l$ , representan los coeficientes obtenidos, para cada una de las variables independientes de la correlación, (Adim.).

$Z_0$ : Índice de cetano que posee la corriente a la entrada, (Adim.)

$Z_1$ : Gravedad específica de la corriente de entrada, (Adim.)

$Z_2$ : Aromáticos (ARO) de la corriente de entrada, (%Vol.)

$Z_3$ : Cantidad de nitrógeno presente en la entrada, (ppm)

$Z_4$ : Cantidad de azufre que posee la corriente a la entrada, (ppm)

$m$ : Es el término independiente de cada una de las correlaciones obtenidas (Adim.).

**Tabla N° 26. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de las calidades de la mezcla tratada en la unidad de ULSD® Post-tratamiento.**

Correlación	y	i	j	k	l	m
17	S	0	0	-0,009	6,577E-04	0,790
18	N	0	0	-0,004	0	4,038
19	ARO	134,192	0,475	-0,020	0	104,00
20	ge	0,345	3,998E-04	-1,704E-05	0	0,538
21	CBI	-313,359	0	0,002	2,605E-04	324,715
22	Consumo de H <sub>2</sub>	-3,043E-04	0,415	0	0	-0,338
23	Rendimiento (%p)	1,142	-0,001	0	-1,454E-06	0,052

**Tabla N° 27. Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de las calidades en la corriente de diesel en ULSD® Pre-tratamiento.**

Correlación	y	i	j	k	l	m
24	<b>ARO</b>	624,861	0	0	0	-517,00
25	<b>ge</b>	0	-0,057	0,002	0	2,739
26	<b>ge vgo</b>	0	0	8,412E-05	0	0,835

Se realizó un análisis estadístico visualizando el coeficiente de determinación ( $r^2$ ) y el factor F que presentaron cada una de las estimaciones lineales obtenidas para la tecnología ULSD®. De dicho análisis se visualiza que el coeficiente de determinación ( $r^2$ ) se encuentra en un rango de valores que oscilan entre 0,8 y 1,0, a excepción del obtenido en la correlación 18 (Ver Tabla N° 28). No obstante, este valor se puede tomar como válido por presentar poca diferencia con el resto de los resultados; infiriendo una estrecha relación entre las calidades presentes en la carga y la variable dependiente. De igual manera se procedió a calcular el parámetro estadístico (F), con el objetivo de determinar si la relación observada entre las variables dependientes e independientes con valores óptimos de coeficientes de determinación ( $r^2$ ) son aleatorios.

Posteriormente se determina el valor crítico ( $f_c$ ) que depende del número de variables independientes utilizadas en cada una de las correlaciones y el número de datos empleados; observándose que el valor obtenido de F es mayor que el valor crítico ( $f_c$ ) en cada conjunto de correlaciones (Ver Tablas N° 28 y 29). Por lo tanto, las correlaciones lineales obtenidas para ULSD® son útiles en la predicción del rendimiento y calidades de los productos en el modo de Post-tratamiento. Para el modo de Pre-tratamiento no se tomaron en cuenta las correlaciones obtenidas, ya que, a pesar de que estas cumplen con los parámetros estadísticos, no son suficientes para poder construir toda la unidad bajo este modo de operación, ya que no se dispone de

correlaciones para todas las propiedades ni para determinar el rendimiento de los productos, por lo que ULSD<sup>®</sup> Pre-tratamiento no fue considerado en la posterior evaluación de los casos de estudio.

**Tabla N° 28. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ULSD<sup>®</sup> Post-tratamiento.**

Correlación	Coefficiente de determinación, (r <sup>2</sup> )	Valores críticos de la distribución F, f <sub>c</sub>	Factor de distribución F
17	0,959	19,00	23,60
18	0,783	10,13	10,82
19	0,999	215,7	500,92
20	1,000	215,7	3649,02
21	1,000	215,7	1502,13
22	0,982	19,00	54,86
23	0,999	215,7	229,92

**Tabla N° 29. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para ULSD<sup>®</sup> Pre-tratamiento.**

Correlación	Coefficiente de determinación, (r <sup>2</sup> )	Valores críticos de la distribución F, f <sub>c</sub>	Factor de distribución F
24	0,916	18,51	21,79
25	0,998	199,5	214,54
26	0,998	18,51	167,78

### 6.3 VALIDACIÓN DE LAS CORRELACIONES LINEALES OBTENIDAS PARA LAS TECNOLOGÍAS ISAL<sup>®</sup> Y ULSD<sup>®</sup>.

Con el objeto de validar las correlaciones lineales obtenidas para cada uno de los modos de operación de las tecnologías en estudio, se tomaron las características de una corriente experimental, que fue procesada en las unidades de tratamiento que

se encuentran en plantas piloto, posteriormente se evaluaron las propiedades de la carga en las correlaciones lineales obtenidas para predecir las calidades y los rendimientos de los productos. En las Tablas N° 30 y 31, se comparan los resultados obtenidos al procesar la corriente en las unidades de tratamiento de plantas piloto con los obtenidos al evaluar las propiedades de la carga de dicha corriente en las correlaciones lineales, mostrando los porcentajes de desviación. Cabe acotar, que se seleccionaron cuatro corrientes de alimentación, una para cada unidad de tratamiento.

**Tabla N° 30. Comparación entre el rendimiento y las calidades obtenidas de una data experimental versus los estimados por correlación lineal, para la tecnología ISAL®.**

Tecnología	Propiedad	Propiedad en la carga	Resultado operacional	Estimado por correlación	% Desviación
ISAL A.S	Azufre S (ppm)	793	10	10	0
	Olefinas Olef (%Vol.)	17,96	0	0	0
	Gravedad Específica g.e (Adim.)	0,793	0,785	0,793	1,02
	Octanaje IAD (Adim.)	86,2	81,0	84,2	3,95
	Octanaje RON (Adim.)	91,9	84,0	89,3	6,30
	Octanaje MON (Adim.)	80,4	78,0	79,0	1,28
	Rendimiento (%p)	-	99,06	96,94	2,14
ISAL B.S	Azufre S (ppm)	407	76	70	20,78
	Olefinas Olef (%Vol.)	35,0	27,87	30	7,64
	Gravedad Específica g.e (Adim.)	0,723	0,724	0,721	0,41
	Octanaje IAD (Adim.)	86,5	84,6	84,5	0,18
	Octanaje RON (Adim.)	91,4	89,6	89,6	0
	Octanaje MON (Adim.)	81,5	79,5	81,1	2,01

**Tabla N° 31. Comparación entre el rendimiento y las calidades obtenidas de una data experimental versus los estimados con la correlación lineal, para la tecnología ULSD®.**

Tecnología	Propiedad	Propiedad en la carga	Resultado operacional	Estimado por correlación	% Desviación
ULSD - Pre-Tratamiento	Gravedad Específica g.e <sub>D</sub> (Adim.)	0,910	0,870	0,850	2,30
	Gravedad Específica g.e <sub>V</sub> (Adim.)		0,905	0,900	0,55
	Aromáticos ARO <sub>D</sub> (% Vol.)	55,6	52,00	50,42	3,04
ULSD - Post-Tratamiento	Azufre S (ppm)	10800	4,0	4,88	22,00
	Gravedad Específica g.e (Adim.)	0,850	0,826	0,838	1,45
	Aromáticos ARO (% Vol.)	32,3	20,0	18,54	7,03
	Nitrógeno N (ppm)	349	4,0	2,58	35,50
	Índice de cetano CBI (Adim.)	46,45	62,00	63,88	3,03
	Rendimiento (%p)	-	100,00	97,14	2,86

Para la tecnología ISAL® la desviación más importante corresponde al valor obtenido del azufre en el modo de operación a baja severidad (20,78%), esta diferencia se le atribuye principalmente al error del análisis cuantitativo experimental que se comete cuando se determina la cantidad de azufre que hay en una corriente presentando un margen de error de +/- 20 ppm. Por ende, el valor que predice la correlación para esta propiedad se encuentra dentro de un rango aceptable.

De manera similar ocurre con la determinación del azufre y el nitrógeno para ULSD<sup>®</sup>, a pesar que estas presentan una desviación de 22,00 % y 35,50 % respectivamente, se toman como validos los valores que predice la correlación obtenida, ya que la desviación presentada para el azufre se explica de manera análoga a la de ISAL<sup>®</sup> y la desviación observada para el nitrógeno, se le atribuye al error cuantitativo experimental que se comete cuando se determina esta propiedad a través del análisis llamado quimiluminiscencia que presenta un margen de error elevado de +/- 30 ppm.

Las desviaciones determinadas para el rendimiento y para cada una de las propiedades restantes, son menores al 10 %, lo cual valida las correlaciones obtenidas, es decir, que de acuerdo a las desviaciones presentadas estas se pueden emplear con confiabilidad para predecir los rendimientos y las calidades de los productos que se obtienen al procesar una corriente con las nuevas tecnologías de tratamiento.

No se realiza la validación del consumo de hidrógeno para ninguna de las tecnologías bajo estudio, debido a que los resultados operacionales que se toman de plantas piloto no son confiables, puesto que el cromatógrafo de gases que se emplea para realizar esta medición esta averiado y reporta cantidades erróneas.

#### **6.4 BALANCES DE MASA Y SERVICIOS EN LAS TECNOLOGÍAS.**

Al realizar los balances de masa en cada una de las unidades de tratamiento contempladas en este trabajo y bajo el esquema establecido en la metodología, se obtuvieron relaciones de masa de cada uno de los gases generados en función de las calidades de impacto de la alimentación, estas relaciones de masa pueden ser observadas en las Tablas N° 32, 33, 34 y 35.

Las relaciones de masa para cada uno de los gases generados, varía de acuerdo a la cantidad de azufre que se establezca en el producto y como para el caso

específico de ISAL<sup>®</sup> a alta severidad el estudio se realizó para cantidades de azufre fijas (10, 25, 50 y 100 ppm), se obtuvo tantos conjuntos de relaciones de masa como cantidades de azufre especificadas. Cada una de las relaciones de masa obtenidas para cada uno de los modos de operación de la tecnología ISAL<sup>®</sup>, se expresaron de acuerdo a la ecuación genérica establecida para expresar las correlaciones anteriores (Ecuación 9).

#### 6.4.1 Balance de masa en ISAL<sup>®</sup> a alta severidad.

A continuación se reportan las relaciones de masa obtenidas para estimar las cantidades de gases que se generan de cada una de las unidades de tratamiento.

**Tabla N° 32. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL<sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 10 ppm de azufre en el producto.**

Relación	y	a x 10 <sup>-7</sup>	b x 10 <sup>-6</sup>	c x 10 <sup>-4</sup>	d x 10 <sup>-3</sup>	e x 10 <sup>-3</sup>
1	m H <sub>2</sub> S	10,630	0	0	0	-0,011
2	m C <sub>1</sub>	0	-2,970	5,548	-2,123	-1,096
3	m C <sub>2</sub>	1,191	-3,596	6,716	-2,569	-1,327
4	m C <sub>3</sub>	1,243	-3,752	7,008	-2,681	-1,385
5	m <sub>i</sub> C <sub>4</sub>	0	-1,313	2,453	-0,938	-0,485
6	m C <sub>4</sub>	1,015	-3,064	5,723	-2,190	-1,131

**Tabla N° 33. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL<sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 25 ppm de azufre en el producto.**

Relación	y	a x 10 <sup>-6</sup>	b x 10 <sup>-6</sup>	c x 10 <sup>-4</sup>	d x 10 <sup>-3</sup>	e x 10 <sup>-3</sup>
7	m H <sub>2</sub> S	1,063	0	0	0	-0,027
8	m C <sub>1</sub>	0,098	-2,971	5,548	-2,121	-1,099
9	m C <sub>2</sub>	0,119	-3,596	6,716	-2,567	-1,330
10	m C <sub>3</sub>	0,124	-3,752	7,008	-2,679	-1,388
11	m <sub>i</sub> C <sub>4</sub>	0,043	-1,313	2,453	-0,938	-0,486
12	m C <sub>4</sub>	0,102	-3,064	5,723	-2,188	-1,133

**Tabla N° 34. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL<sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 50 ppm de azufre en el producto.**

Relación	y	a x 10 <sup>-7</sup>	b x 10 <sup>-6</sup>	c x 10 <sup>-4</sup>	d x 10 <sup>-4</sup>	e x 10 <sup>-3</sup>
13	m H <sub>2</sub> S	10,630	0	0	0,001	-0,054
14	m C <sub>1</sub>	0	-2,971	5,548	-21,180	-1,103
15	m C <sub>2</sub>	1,191	-3,596	6,716	-25,640	-1,335
16	m C <sub>3</sub>	1,243	-3,753	7,008	-26,750	-1,393
17	m iC <sub>4</sub>	0	-1,313	2,453	-9,364	-0,488
18	m C <sub>4</sub>	1,015	-3,065	5,723	-21,850	-1,138

**Tabla N° 35. Relaciones de masa de los gases de salida de ISAL<sup>®</sup> a Alta Severidad, para una especificación de 100 ppm de azufre en el producto.**

Relación	y	a x 10 <sup>-7</sup>	b x 10 <sup>-6</sup>	c x 10 <sup>-4</sup>	d x 10 <sup>-4</sup>	e x 10 <sup>-3</sup>
19	m H <sub>2</sub> S	10,630	0	0	0,003	-0,108
20	m C <sub>1</sub>	0	-2,972	5,548	-21,120	-1,112
21	m C <sub>2</sub>	1,191	-3,598	6,716	-25,570	-1,346
22	m C <sub>3</sub>	1,243	-3,754	7,008	-26,680	-1,405
23	m iC <sub>4</sub>	0	-1,314	2,453	-9,338	-0,492
24	m C <sub>4</sub>	1,015	-3,066	5,723	-21,800	-1,147

Al observar los coeficientes de las relaciones de masa obtenidas, se puede visualizar que la cantidad de gases que se generan de C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>, es aproximadamente constante e independiente de la especificación de azufre que se requiera en el producto, en cambio la cantidad de H<sub>2</sub>S que se forma, disminuye a medida que la especificación de azufre en el producto es menor, lo cual es perfectamente lógico por ser esta la corriente que arrastra la cantidad de azufre que se requiere eliminar.

#### 6.4.2 Balance de masa en la unidad de ISAL a baja severidad.

Para el caso de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad, se obtuvo solo un conjunto de relaciones de masa de gases formados, ya que, el azufre no es fijo como en el caso de alta severidad, dichas relaciones pueden ser observadas en la Tabla N° 36.

**Tabla N° 36. Relaciones de masa obtenidas para los gases de salida de la unidad de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad.**

Relación	y	a x 10 <sup>-7</sup>	b x 10 <sup>-7</sup>	c x 10 <sup>-7</sup>	d x 10 <sup>-4</sup>	e x 10 <sup>-4</sup>
25	m H <sub>2</sub> S	9,146	0	664,700	-0,015	-0,027
26	m C <sub>1</sub>	0	5,905	-1,282	-3,198	4,199
27	m C <sub>2</sub>	0	6,978	-1,516	-3,779	4,962
28	m C <sub>3</sub>	1,003	7,515	-1,632	-4,070	5,344
29	m iC <sub>4</sub>	0	2,577	0	-1,395	1,832
30	m C <sub>4</sub>	0	6,012	-1,306	-3,256	4,275

En la Tabla N° 37, se presentan los estimados de los servicios requeridos para procesar una tonelada métrica de nafta con la tecnología ISAL<sup>®</sup>. Cabe destacar que la información referente a la cantidad de servicios requeridos por la tecnología ISAL<sup>®</sup>, fue suministrada por el personal representante de dicha tecnología en PDVSA-INTEVEP.

**Tabla N° 37. Estimados de servicios requeridos con la tecnología ISAL<sup>®</sup>.**

Servicios requeridos / TM de alimentación	ISAL	
	Alta Severidad	Baja Severidad
Combustible, (BTU/h)	106,3	27,4
Potencia, x 10 <sup>-3</sup> (KW/h)	3,987	5,843
Vapor, x 10 <sup>-1</sup> (lb/h)	1,812	1,312
Agua refrigerante, x 10 <sup>-3</sup> (gal/min)	6,042	3,375
Catalizadores, (m <sup>3</sup> /2 años)	1,585	1,004

### 6.4.3 Balance de masa en ULSD<sup>®</sup> Post-Tratamiento.

Como la tecnología ULSD<sup>®</sup> en sus dos modos de operación fue simulada en ASPEN - PLUS<sup>®</sup>; al realizar la corrida el simulador comercial es capaz de determinar la cantidad de gases que se generan de C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> en la unidad al procesar una cantidad determinada de corriente. De acuerdo a ello y empleando los porcentajes máxicos estimados por el laboratorio para cada uno de los gases que se forman en la unidad de ULSD<sup>®</sup>, se obtuvo la cantidad segregada de cada uno de los gases y con un balance de masa se determinó la cantidad de sulfuro de hidrógeno que se generó al procesar cada mezcla; posteriormente se procedió a correlacionar la cantidad de cada uno de los gases con las calidades presentes en la carga, dichos resultados se visualizan en la Tabla N° 38. Cabe destacar, que para el reporte de dichas corrientes se siguió el esquema de ecuación genérica (Ecuación 10) empleado para reportar las correlaciones obtenidas para la tecnología ULSD<sup>®</sup>.

**Tabla N° 38 Correlaciones lineales obtenidas para la predicción de la cantidad de gases que se generan en la unidad de ULSD<sup>®</sup> Post-tratamiento.**

Correlación	y	j x 10 <sup>-5</sup>	k x 10 <sup>-6</sup>	l x 10 <sup>-7</sup>	m x 10 <sup>-4</sup>
27	m H <sub>2</sub> S	0	0	9,993	0,035
28	m C <sub>1</sub>	-0,542	0,253	0	4,282
29	m C <sub>2</sub>	-1,356	0,632	0	10,710
30	m C <sub>3</sub>	-2,621	1,222	0	20,700
31	m <sub>i</sub> C <sub>4</sub>	-2,259	1,054	0	17,840
32	m C <sub>4</sub>	-2,259	1,054	0	17,840

Como se puede observar las cantidades de gases que se generan no dependen ni del índice de cetano (h), ni de la gravedad específica (i) que posea la corriente de alimentación a dicha unidad.

A las correlaciones anteriores se le realizó el análisis estadístico correspondiente a los parámetros r<sup>2</sup> y F, calculando para cada correlación los

respectivos valores críticos de la distribución  $f_c$ . Dichos parámetros se pueden observar en la Tabla N° 39.

**Tabla N° 39. Parámetros estadísticos correspondientes a las correlaciones lineales obtenidas para los gases generados en ULSD® Post-tratamiento.**

Correlación	Coefficiente de determinación, ( $r^2$ )	Valores críticos de la distribución F, $f_c$	Factor de distribución F
27	1,000	215,7	9,95E+06
28	0,981	19,00	51,63
29	0,981	19,00	51,63
30	0,981	19,00	51,63
31	0,981	19,00	51,63
32	0,981	19,00	51,63

Para la unidad de ULSD® en el modo de Pre-tratamiento, la cantidad de gases que se generan se determina de manera análoga a la empleada en el modo de Post-tratamiento, no obstante, de acuerdo al déficit de puntos simulados no se puede obtener una óptima correlación que prediga la cantidad de gases que se generan de esta unidad de tratamiento.

En la Tabla N° 40, se presentan los estimados obtenidos de los servicios requeridos para procesar una tonelada métrica de mezcla con la tecnología ULSD®.

**Tabla N° 40. Estimados de servicios requeridos con la tecnología ULSD®.**

Servicios requeridos / TM de alimentación	ULSD
	Post y Pre-tratamiento
Combustible, x $10^6$ (BTU/h)	0,266
Potencia, (KW/h)	9,51
Vapor, x $10^3$ (lb/h)	0,088
Agua refrigerante, (gal/min)	2,34
Catalizadores, ( $m^3/2$ años)	0,101

## **6.5 EVALUACIÓN DE LA SIMULACIÓN APLICANDO LAS TECNOLOGÍAS ISAL<sup>®</sup> Y ULSD<sup>®</sup>.**

### **6.5.1 Caso base**

En los últimos años se han incrementado las presiones ambientales para mejorar la calidad de los combustibles.

Por ello, la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (EPA) estableció las líneas de base de emisiones tóxicas en las refinerías, aplicable a la gasolina convencional y al diesel a fin de cumplir con las nuevas especificaciones y restricciones entre las cuales se encuentra la reducción del contenido de azufre en los combustibles. Esto implica una disminución en el volumen de producción total de gasolina y diesel en las refinerías, ocasionando la venta de gran cantidad de productos no terminados de baja calidad y bajo costo como la nafta catalítica.

Bajo las premisas anteriores, se realizó la simulación del caso base a una refinería típica de conversión profunda aplicando las nuevas restricciones (disminución del contenido de azufre) de 350 ppm a menos de 50 ppm para la gasolina y de 500 a 50 ppm para el diesel a los precios de venta del mercado.

A continuación en la Tabla N° 41, se muestran los resultados obtenidos en esta simulación, donde se especifican los flujos en (MBbl/día) para cada componente y el análisis económico.

Tabla N° 41. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO BASE.

	Componentes	CASO BASE
<b>COMPRA DE INSUMOS, (MBbl/día).</b>	Crudo Merey-16	131,40
	Crudo Arabian Light	36,59
	Butano, nC <sub>4</sub>	5,92
	Etanol	0,98
	Hidrógeno, (MTM)	0,06
<b>PRODUCTOS A VENTAS, (MBbl/día)</b>	Propano, nC <sub>3</sub>	4,86
	Butano, nC <sub>4</sub>	0,00
	Nafta Liviana	0,00
	Nafta catalítica mezclada (Nafta liviana + pesada)	17,39
	Nafta Pesada	0,00
	Gasolina regular sin plomo	16,90
	Gasolina super sin plomo	25,35
	Gasolina regular reformulada	12,68
	Gasolina reformulada Premium	5,43
	Combustible kero/jet	1,46
	Diesel de bajo azufre	0,00
	Diesel de alto azufre	37,16
	Residual de bajo azufre	27,58
Residual de alto azufre	13,39	
<b>ANÁLISIS ECONÓMICO, (M\$/día)</b>	Total de compras	2553,85
	Total de ventas	3061,64
	Costo neto de servicios	37,36
	Margen Bruto	507,80
	Margen neto	470,44

Como se puede observar en la Tabla N° 41, bajo este escenario la refinería debe vender 17 MBbl/día de nafta catalítica a un costo de 17,38 \$/Bbl, debido a que esta nafta no puede ser incorporada al pool de mezcla final, porque ocasionaría un incremento en los niveles de azufre, lo cual imposibilita el cumplimiento de las restricciones ambientales.

En el caso del diesel, en este escenario las limitaciones siguen presentes y la refinería solo puede vender combustible kero, diesel de alto azufre y residuales, por lo que, la refinería requiere de la adquisición de nuevas tecnologías para solucionar este problema en ambos combustibles.

Evaluando este caso se puede concluir que el aplicar las nuevas restricciones para la reducción de azufre a una refinería típica de conversión profunda no representa una posibilidad de mercado razonable, por el gran volumen de productos no terminados que se debe vender.

### 6.5.2 Caso ISAL

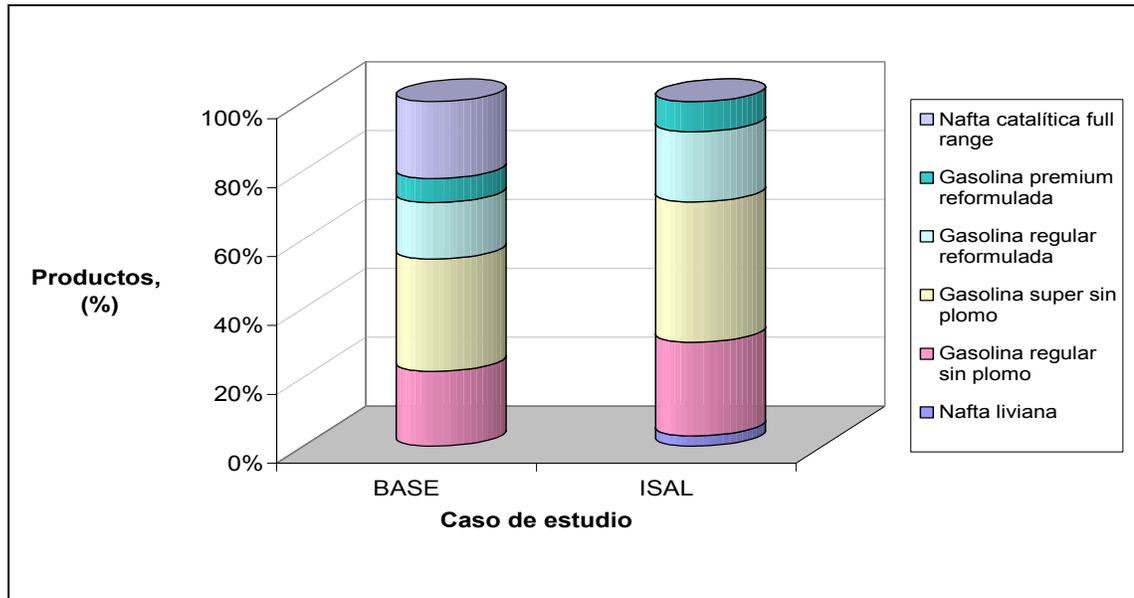
A continuación en la Tabla N° 42 y en la Figura N° 18, se presentan los resultados obtenidos de la simulación, en cuanto a cantidad de insumos requeridos, volúmenes de productos obtenidos y análisis económico al evaluar el caso ISAL.

**Tabla N° 42. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ISAL.**

	Componentes	CASO BASE	CASO ISAL	$\Delta$ (ISAL- BASE)
<b>COMPRA DE INSUMOS, (MBbl/día)</b>	Crudo Merey-16	131,40	131,40	0,00
	Crudo Arabian Light	36,59	36,59	0,00
	Butano, nC <sub>4</sub>	5,92	6,72	0,80
	Etanol	0,98	1,24	0,26
	Hidrógeno, (MTM)	0,06	0,13	0,07
<b>PRODUCTOS A VENTAS, (MBbl/día)</b>	Propano, nC <sub>3</sub>	4,86	5,51	0,65
	Butano, nC <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00
	Nafta Liviana	0,00	2,33	2,33
	Nafta Pesada	0,00	0,00	0,00
	Nafta catalítica mezclada (Nafta liviana + pesada)	17,39	0,00	17,39
	Gasolina regular sin plomo	16,90	21,17	4,27
	Gasolina super sin plomo	25,35	31,76	6,41
	Gasolina regular reformulada	12,68	15,88	3,20
	Gasolina reformulada Premium	5,43	6,81	1,38
	Combustible kero/jet	1,46	1,46	0,00
	Diesel de bajo azufre	0,00	0,00	0,00
	Diesel de alto azufre	37,16	37,16	0,00
	Residual de bajo azufre	27,58	27,58	0,00
Residual de alto azufre	13,39	13,39	0,00	

**Tabla N°42. (Continuación) Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ISAL.**

	<b>Análisis Económico</b>	<b>CASO BASE</b>	<b>CASO ISAL</b>	<b>Δ (ISAL-BASE)</b>
<b>ANÁLISIS ECONÓMICO, (M\$/día)</b>	Total de compras	2553,85	2576,81	22,96
	Total de ventas	3061,64	3141,81	80,17
	Costo neto de servicios	37,36	36,47	0,89
	Margen Bruto	507,80	564,99	57,19
	Margen neto	470,44	528,52	58,08



**Figura N° 18. Comparación entre la cantidad de gasolina obtenida en el caso base contra el caso ISAL.**

Con la finalidad de comparar el impacto que genera la incorporación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> dentro del esquema de refinación de una refinería típica de conversión profunda, se creó un segundo caso de estudio (CASO ISAL), en donde se incorporó la unidad de proceso de la nueva tecnología al esquema empleado en el

caso base, tomando en cuenta, las mismas consideraciones en cuanto a especificaciones y costos.

Los resultados obtenidos a través de la simulación para este caso, muestran un aumento en los volúmenes de gasolina producida, lo que se evidencia al observar la variación entre el caso base y el caso ISAL (Ver Tabla N° 42), debido a que la instalación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> dentro del esquema de refinación, logra la remoción de azufre necesaria para cumplir con las especificaciones requeridas, permitiendo así la incorporación de corrientes de baja calidad (alto azufre) y bajo costo al pool de gasolina, sin afectar a este último debido al efecto de dilución que se produce. Lo que se evidencia en la disminución del volumen de nafta catalítica mezclada que se obtiene al evaluar el presente caso de estudio, 0 MBbl/día, con respecto al que se generaba en el caso base 17,39 MBbl/día, lo cual significa, que al incorporar la tecnología se puede introducir todo el volumen que se genera en el caso base de nafta catalítica mezclada al pool de gasolina 17,39 MBbl/día, obteniéndose en este caso un volumen de nafta liviana de 2,33 MBbl/día para cerrar el balance de masa.

La tecnología ISAL<sup>®</sup>, al igual que los demás procesos de hidrotratamiento, causa una pérdida de octanaje debida a las reacciones de saturación olefínica que se producen, sin embargo esta es menor a la observada con los procesos comunes de hidrotratamiento, ya que, la tecnología ISAL<sup>®</sup> promueve reacciones en paralelo de hidrocrackeo de moléculas que permite la recuperación de gran parte del octanaje que se pierde, es decir, con esta tecnología (como se explica en el marco teórico sección 3.8 TECNOLOGÍA ISAL<sup>®</sup>), se pierde menor cantidad de octanaje (entre 1-5 puntos de  $\Delta$ IAD), con respecto a los procesos de hidrotratamiento. No obstante, la inclusión de esta tecnología origina que la refinería se torne particularmente sensible a esta propiedad, lo cual se puede solventar por medio del aumento en la compra de solventes livianos de alto octanaje como butano y etanol, justificando así el aumento observado en la compra de estos insumos (Ver Tabla N° 42 y Figura N°18); a pesar de ello, sus compras se limitan por el valor de sus precios y por sus altas calidades de

RVP (52 psi y 20 psi, respectivamente), propiedad que debe mantenerse dentro de la especificación máxima permitida en el pool de gasolina (Ver Tabla N° 43), por ende no hay solución total al desbalance de octanaje; originando la necesidad de vender un volumen de 2 MBbl/día de nafta liviana de bajo octanaje y de bajo costo que no se puede incorporar a la mezcla.

**Tabla N° 43. Propiedades de los componentes y propiedades críticas permitidas en el pool de gasolina.**

Componente	Propiedades críticas en el pool de gasolina				
	Presión de vapor Reid RVP, (psi)	Azufre, (ppm)	Octanaje, RON (Adim.)	Octanaje, MON (Adim.)	Octanaje, IAD (Adim.)
Etanol	20	50	112	95	103,5
Butano	52	0	94,0	89,0	91,5
Nafta liviana	10,4	0	66,1	61,5	63,8
Nafta pesada	15	2500	-	20	20
Nafta catalítica mezclada	-	-	-	10	10
Nafta tratada con ISAL	2,69	10	89,9	77,74	83,39
Gasolinas	Máximo 7,5-9	50	92,4-95,8	82,0-91,2	87,0-93,5

Otra de las formas de minimizar la pérdida de octanaje generada por la inclusión de la tecnología ISAL<sup>®</sup>, es aumentar la severidad de operación del reformador, lo cual produce un aumento en el octanaje del reformado y compensa la pérdida ocasionada con la tecnología; este cambio implica un aumento en la producción de propano, que adicionado a la cantidad que se obtiene con la tecnología permite un aumento en el volumen que se vende de este producto.

Por otra parte, el aumento que se produce en la compra de volumen de hidrógeno con respecto a la cantidad que se requería en el caso base; se debe a que ISAL requiere de un mayor consumo del mismo para poder lograr el nivel de desulfuración que se requiere en el producto; esto no es muy beneficioso desde el

punto de vista económico por el alto costo del hidrógeno, a pesar de ello, estas pérdidas de dinero se compensan con los beneficios que se obtienen al aumentar el volumen de gasolinas a causa del implemento de la tecnología.

Finalmente, se puede concluir que la tecnología ISAL<sup>®</sup> contribuye al incremento en la producción de gasolina Premium, que es la de mayor valor agregado, se incrementa el margen neto a 528 M\$/día versus 470 M\$/día del obtenido en el caso base, en este escenario no se considera el costo de inversión requerido para la adquisición de la nueva unidad.

### 6.5.3 Caso ULSD.

A continuación en la Tabla N° 44 y en la Figura N° 19, se presentan los resultados obtenidos de la simulación, en cuanto a cantidad de insumos requeridos, volúmenes de productos obtenidos y análisis económico al evaluar el caso ULSD.

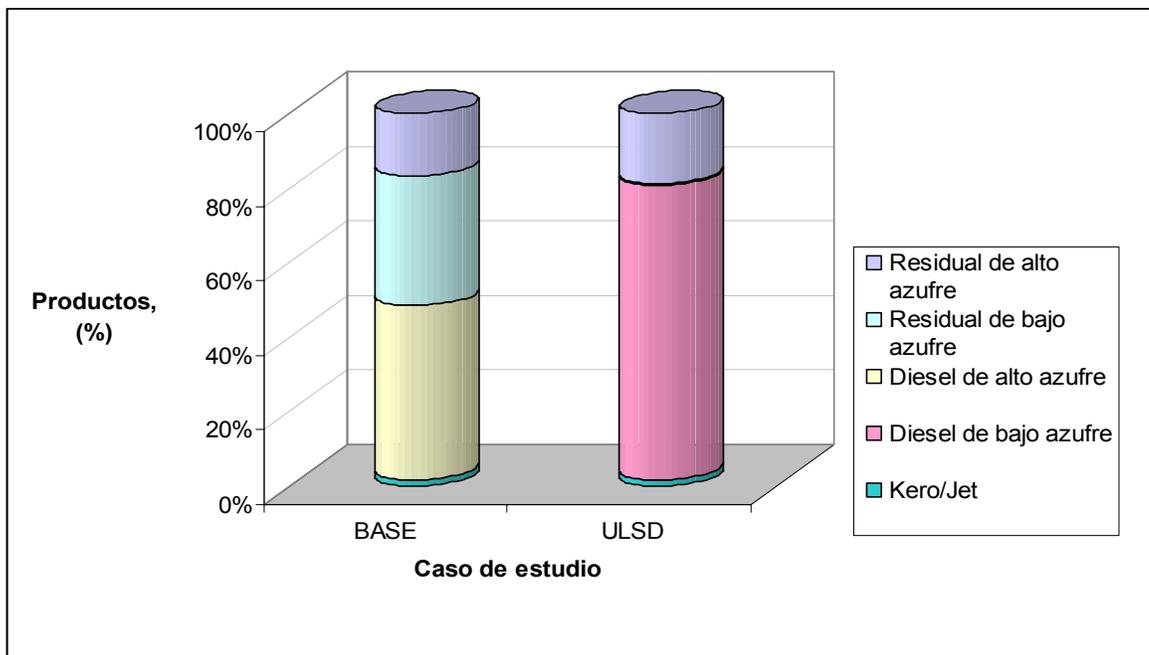
**Tabla N° 44. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ULSD.**

	<b>Componentes</b>	<b>CASO BASE</b>	<b>CASO ULSD</b>	<b>Δ (ULSD- BASE)</b>
<b>COMPRA DE INSUMOS, (MBbl/día)</b>	Crudo Merey-16	131,40	131,40	0,00
	Crudo Arabian Light	36,59	36,59	0,00
	Butano, nC <sub>4</sub>	5,92	5,92	0,00
	Etanol	0,98	0,98	0,00
	Hidrógeno, (MTM)	0,06	0,14	0,08
<b>PRODUCTOS A VENTAS, (MBbl/día)</b>	Propano, nC <sub>3</sub>	4,86	4,80	0,06
	Butano, nC <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00
	Nafta Liviana	0,00	0,00	0,00
	Nafta Pesada	0,00	0,00	0,00
	Nafta catalítica mezclada (Nafta liviana + pesada)	17,39	17,39	0,00
	Gasolina regular sin plomo	16,90	16,90	0,00
	Gasolina super sin plomo	25,35	25,35	0,00
	Gasolina regular reformulada	12,68	12,68	0,00
	Gasolina reformulada Premium	5,43	5,43	0,00
	Combustible kero/jet	1,46	1,46	0,00
	Diesel de bajo azufre	0,00	64,56	64,56
	Diesel de alto azufre	37,16	0,00	37,16
	Residual de bajo azufre	27,58	0,28	27,3
				<b>101</b>

	Residual de alto azufre	13,39	15,25	1,86
--	-------------------------	-------	-------	------

**Tabla N°44. (Continuación). Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ULSD.**

		<b>CASO BASE</b>	<b>CASO ULSD</b>	<b>Δ (ULSD- BASE)</b>
<b>ANÁLISIS ECONÓMICO, (M\$/día)</b>	Total de compras	2553,85	2594,90	41,05
	Total de ventas	3061,64	3359,34	297,7
	Costo neto de servicios	37,36	38,47	1,11
	Margen Bruto	507,80	764,44	256,64
	Margen neto	470,44	725,97	255,53



**-Figura N° 19. Comparación entre la cantidad de diesel obtenido en el caso base contra el caso ULSD.**

El presente caso se estableció con el mismo objetivo y bajo las mismas premisas que se aplicaron al caso anterior, en cuanto a costos y a la implementación de las nuevas especificaciones que se requieren en los productos.

En el caso base, las corrientes potenciales para la producción del diesel como: el gasóleo virgen, los gasóleos provenientes de FCC y los gasóleos de la unidad de coquificación retardada, se procesan en la unidad de hidrotratamiento convencional que posee la refinería, obteniéndose una gran cantidad de diesel de alto azufre y de residuales. Sin embargo, no se obtiene diesel de bajo azufre que es el producto de mayor valor agregado para el rango de los diesel, esto se debe a la severidad empleada en la unidad de hidrotratamiento convencional, ya que esta no es capaz de llegar a los niveles de desulfurización requeridos para cumplir con la especificación de azufre en el pool de diesel de bajo azufre (Ver Tabla N° 45).

**Tabla N° 45. Propiedades de los componentes y propiedades críticas permitidas en el pool de diesel.**

Componentes	Propiedades críticas en el pool de diesel	
	Azufre S (ppm)	Índice de cetano CBI (Adim.)
Gasóleo virgen	10662	43,27
Gasóleos de FCC	3473	26,00
Gasóleos de Coquificación Retardada	16608	31,27
Diesel de bajo azufre	Máximo 50	Mínimo 44,38
Diesel de alto azufre	Máximo 500	Mínimo 44,38
Residual de bajo azufre	Máximo 10000	-
Residual de alto azufre	Máximo 30000	-
Diesel Tratado con ULSD	0	51,10

De acuerdo a lo explicado anteriormente, para este caso de estudio se remodeló la unidad convencional de hidrotratamiento con la tecnología ULSD<sup>®</sup>, es decir, se realizó un revamp de la unidad, para ello, se utilizó el mismo valor de capacidad que utiliza la unidad convencional de hidrotratamiento en la refinería, con

la finalidad de no variar la cantidad de corrientes tratadas y analizar solo el impacto que genera la inclusión de la tecnología en cuanto a calidad de productos.

Posteriormente, se realizó la simulación de este caso de estudio cuyos resultados en cuanto a compras y ventas de productos se reportan en la Tabla N° 44. Evaluando dichos resultados, se observa que la refinería es ahora capaz de vender diesel de muy bajo azufre, que en los escenarios anteriores no lograba hacer, sin embargo como no se incorporan todas las corrientes livianas de gasoil craqueado debido a que no cumplen con las especificaciones de azufre o de índice de cetano en el pool de diesel, se debe vender una cantidad de residual de bajo azufre (0,1 % p de S) al igual que una porción de residual de alto contenido de azufre, aunque en cantidades inferiores a las obtenidas con el caso base. Como en este escenario no se incluye la tecnología ISAL<sup>®</sup>, la gasolina presenta los mismos problemas del caso base, a pesar de que se obtenga mayores beneficios económicos al evaluar este caso (725,97 M\$/día), los cuales aumentan gracias al aporte que genera la venta del diesel de bajo azufre que posee un alto valor agregado.

El beneficio económico obtenido se limita a causa del impacto extremo que genera el vender naftas de bajo costo y de baja calidad, debido a que no pueden ser incorporadas a la mezcla final para obtener gasolinas, limitando así el volumen de las mismas. Al igual que en el caso ISAL, se observa un incremento en el volumen que se compra de hidrógeno, este fenómeno se explica análogamente al caso anterior, la diferencia esta en la cantidad, es decir, la tecnología ULSD<sup>®</sup> requiere de un volumen superior de este componente, debido a que las corrientes que alimentan a dicha unidad poseen cantidades de azufre superiores a las contenidas en las naftas catalíticas tratadas con ISAL<sup>®</sup>.

Del análisis de este caso, se concluye que la tecnología ULSD<sup>®</sup> permite cumplir con las nuevas especificaciones para el diesel, disminuyéndole adicionalmente la densidad y aumentándole el índice de cetano, propiedades que

contribuyen a una mejor calidad del combustible; además esta unidad contribuye al incremento en la producción de diesel de bajo azufre, que es el de mayor valor agregado y a la disminución de combustibles residuales que no generan grandes beneficios económicos, también se incrementa el margen neto a 726 M\$/día versus 470 M\$/día del obtenido en el caso base y al igual que en el caso anterior no se considera el costo de inversión requerido para la adquisición de la nueva unidad.

#### 6.5.4 Caso ISAL & ULSD.

El presente caso se estructuró con la finalidad de observar el impacto global que genera la inclusión de las dos tecnologías en una refinería típica de conversión profunda; empleando lógicamente como en los casos anteriores las mismas premisas en cuanto a costos y a las nuevas especificaciones que se requieren en los productos.

Los resultados de la simulación de este caso muestran el aumento global con relación al volumen de insumos comprados (butano, etanol e hidrógeno) y al incremento en los beneficios económicos (784 M\$/día) como consecuencia de la incorporación de ambas tecnologías. También se puede apreciar la cantidad total de gasolina y diesel. Estos resultados pueden apreciarse en la Tabla N° 46.

**Tabla N° 46. Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ISAL & ULSD.**

	Componentes	CASO BASE	CASO ISAL & ULSD	$\Delta$ (ISAL & ULSD-BASE)
<b>COMPRA DE INSUMOS, (MBbl/día)</b>	Crudo Merey-16	131,40	131,40	0,00
	Crudo Arabian Light	36,59	36,59	0,00
	Butano, nC <sub>4</sub>	5,92	6,72	0,80
	Etanol	0,98	1,24	0,26
	Hidrógeno, (MTM/día)	0,06	0,15	0,09
<b>PRODUCTOS A VENTAS, (MBbl/día)</b>	Propano, nC <sub>3</sub>	4,86	5,45	0,59
	Butano, nC <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00
	Nafta Liviana	0,00	2,33	2,33
	Nafta Pesada	0,00	0,00	0,00

	Nafta catalítica mezclada (Nafta liviana + pesada)	17,39	0,00	17,39
	Gasolina regular sin plomo	16,90	21,17	4,27
	Gasolina super sin plomo	25,35	31,76	6,41
	Gasolina regular reformulada	12,68	15,88	3,20
	Gasolina reformulada Premium	5,43	6,81	1,38

**Tabla N° 46. (Continuación) Resultados obtenidos de la simulación al evaluar el CASO ISAL & ULSD.**

		CASO BASE	CASO ISAL & ULSD	$\Delta$ (ISAL & ULSD- BASE)
<b>PRODUCTOS A VENTAS, (MBbl/día)</b>	Combustible kero/jet	1,46	1,46	0,00
	Diesel de bajo azufre	0,00	64,56	64,56
	Diesel de alto azufre	37,16	0,00	37,16
	Residual de bajo azufre	27,58	0,28	27,30
	Residual de alto azufre	13,39	15,25	1,86
<b>ANÁLISIS ECONÓMICO, (MS/día)</b>	Total de compras	2553,85	2616,87	63,02
	Total de ventas	3061,64	3439,53	377,89
	Costo neto de servicios	37,36	37,59	0,23
	Margen Bruto	507,80	821,66	313,86
	Margen neto	470,44	784,07	313,63

El balance general de la refinería y los beneficios económicos obtenidos para los cuatro casos analizados se presentan en la Tabla N° 7 y en la Figura N° 20.

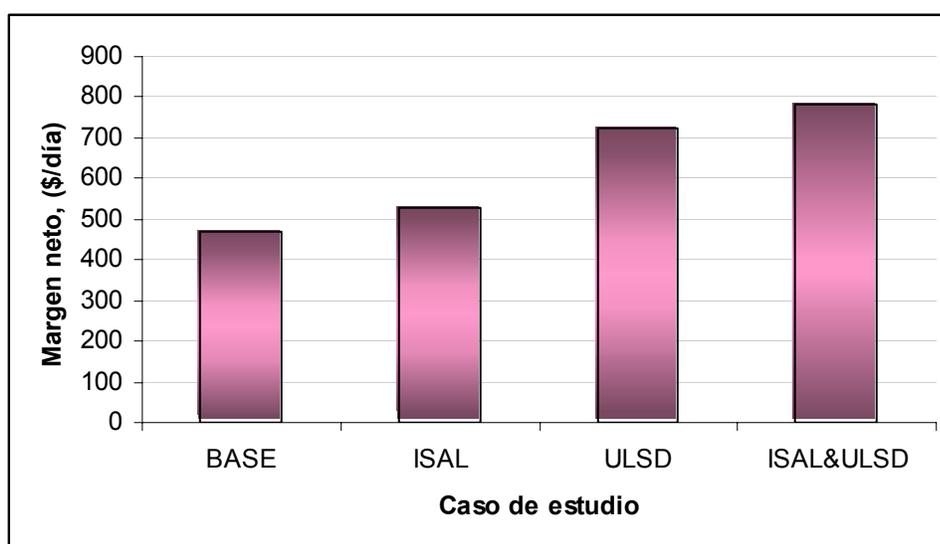
**Tabla N° 47. Resumen de los resultados obtenidos al evaluar cada uno de los casos de estudio.**

	Componente	Caso de estudio			
		BASE	ISAL	ULSD	ISAL & ULSD
<b>COMPRA DE INSUMOS, (MBbl/día)</b>	Crudo Merey-16	131,40	131,40	131,40	131,40
	Crudo Arabian light	36,59	36,59	36,59	36,59
	Butano, nC <sub>4</sub>	5,92	6,72	5,92	6,72
	Etanol	0,98	1,24	0,98	1,24
	Hidrógeno, (MTM)	0,06	0,06	0,14	0,15
<b>PRODUCTOS A VENTAS, (MBbl/día)</b>	Propano, nC <sub>3</sub>	4,86	5,51	4,80	5,45
	Nafta Liviana	0,00	2,33	0,00	2,33

Nafta Pesada	0,00	0,00	0,00	0,00
Gasolina regular sin plomo	16,90	21,17	16,90	21,17
Gasolina super sin plomo	25,35	31,76	25,35	31,76
Gasolina regular reformulada	12,68	15,88	12,68	15,88
Gasolina premium reformulada	5,43	6,81	5,43	6,81
Kero/Jet	1,46	1,46	1,46	1,46
Diesel de bajo azufre	0,00	0,00	64,56	64,56

**Tabla N° 47. (Continuación) Resumen de los resultados obtenidos al evaluar cada uno de los casos de estudio.**

	Componente	Caso de estudio			
		BASE	ISAL	ULSD	ISAL & ULSD
<b>PRODUCTOS A VENTAS, (MBb/día)</b>	Diesel de alto azufre	37,16	37,16	0,00	0,00
	Residual de bajo azufre	27,58	27,58	0,28	0,28
	Residual de alto azufre	13,39	13,39	15,25	15,25
	Nafta catalítica full range	17,39	0,00	17,39	0,00
<b>ANÁLISIS ECONÓMICO (M\$/día)</b>	Total de compras	2553,85	2576,81	2594,90	2617,87
	Total de ventas	3061,64	3141,81	3359,34	3439,53
	Margen bruto	507,80	564,99	764,44	821,66
	Costo neto de servicios	37,36	36,47	38,47	37,59
	Margen neto	470,44	528,52	725,97	784,07



**Figura N° 20. Beneficio económico neto obtenido al evaluar cada caso de estudio.**

En esta figura, se puede apreciar las ventajas económicas que generan la incorporación de ambas tecnologías, al ser evaluadas juntas e individualmente.

Observando la Figura N° 20 se puede deducir que implementar sólo la tecnología ULSD<sup>®</sup> da mayores beneficios económicos que implementar únicamente ISAL, a pesar de que en esta última se obtengan los productos de mayor valor agregado (gasolinas), sin embargo, al incluir ULSD en una refinería se obtiene un gran volumen de combustible diesel de bajo azufre, lo cual impacta positivamente los márgenes económicos de la refinería resultando más beneficioso desde el punto de vista económico implementar ULSD.

Lógicamente la inclusión de ambas tecnologías es la opción que produce mayores beneficios económicos a la refinería, ya que aumenta la producción de los productos de mayor valor agregado.

## **7. CONCLUSIONES.**

A continuación se presentan las conclusiones obtenidas en el desarrollo de este trabajo.

- Las correlaciones lineales obtenidas predicen satisfactoriamente las calidades y rendimientos de los productos y cumplen con los parámetros estadísticos.
- La tecnología ISAL<sup>®</sup> contribuye al incremento en la producción de gasolina Premium, que es la de mayor valor agregado en el mercado de gasolinas, así como también incrementa en un 25,3 % el volumen total obtenido de gasolinas.
- La tecnología ULSD<sup>®</sup> contribuye al incremento en la producción de diesel de bajo azufre, que es el combustible de mayor valor comercial en el mercado de diesel, incrementando además en un 2,5 % el volumen obtenido de los diferentes tipos de diesel.
- Incorporar ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup> en el modelo de una refinería típica de conversión profunda, permite alcanzar las especificaciones requeridas en los productos de una manera rentable.
- La integración de las diferentes tecnologías desarrolladas por PDVSA-INTEVEP (ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>) en una refinería típica de conversión profunda muestra beneficios económicos, que mejora en un 67 % el negocio de refinación.
- Para simular la tecnología ULSD<sup>®</sup> Pre-tratamiento se requiere de un mínimo de siete datos.
- El no incluir tecnologías de hidrotratamiento para cumplir con las nuevas regulaciones en una refinería, implica producir un gran volumen de corrientes

de baja calidad y bajo costo, que perjudica a grandes rasgos el beneficio económico global.

- Con el desarrollo de este trabajo, PDVSA-INTEVEP contará con simuladores lineales de las tecnologías ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>, las cuales podrán ser integradas a modelos de planificación que utilizan técnicas de programación lineal con lo cual se podrá dar mayor flexibilidad para la comercialización de la tecnología en los mercados nacionales e internacionales.

## **8. RECOMENDACIONES.**

- Se recomienda implantar las simulaciones desarrolladas para cada tecnología en otros modelos de refinerías existentes, como por ejemplo el de Amuay, para evaluar el beneficio económico que implica la adquisición de las mismas y para preparar propuestas comerciales de dichas tecnologías.
- Al desarrollar submodelos específicos de unidades de proceso se deben tomar en cuenta las variaciones que presentan las propiedades de las corrientes de alimentación, debido a que las correlaciones lineales que se obtienen a partir de esta data son sensibles a estos cambios.
- Debido a las limitaciones en la data existente para ULSD<sup>®</sup> Pre-tratamiento, se recomienda elaborar la simulación lineal una vez culminado el desarrollo experimental.
- Se recomienda para trabajos posteriores ampliar la data de corrientes a ser evaluadas en ULSD<sup>®</sup> Post-tratamiento, ya que la data empleada para la simulación del mismo es muy pequeña.
- Se recomienda realizar una continuación de este trabajo incorporando las tecnologías HDH<sup>®</sup> y AQC<sup>®</sup> (para el mejoramiento de crudos pesados), con el objetivo de evaluar su aporte dentro de un esquema como el de este trabajo.

## **9. BIBLIOGRAFÍA.**

1. CORPOVEN FILIAL DE PETRÓLEOS DE VENEZUELA, (1997). Economía de Refinación. Venezuela.
2. Gary, J y Handwerk G.(1980). Refino de Petróleo. España: Editorial Reverté S.A.
3. Sifontes, N. (2000). Funcionalidad y Optimización de las Variables Operacionales de un Catalizador de Hidroconversión de Naftas. Trabajo de Grado, Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela, Caracas.
4. Martínez, N. (2000). Meet Gasoline Pool Sulfur and Octane Targets with the ISAL Process. NPRA.
5. Zaczepinski, S (1999). Selective Cat Naptha Hydrofining with minimal octane loss. NPRA.
6. Aponte, Y.(2001). Evaluación de catalizadores PtPd para el mejoramiento de la calidad de naftas de craqueo. Trabajo de Grado, Ingeniería Química, Universidad de Carabobo, Valencia.
7. Sarli, M.(1995). Octain, a New, Unique Gasoline Desulfuration Process. NPRA.
8. PDVSA-INTEVEP, (1990). Manual de Refinación Básica. Venezuela.
9. SHELL GROUP, (1983). The Petroleum Handbook. (6ta Edición). Nueva York, U.S.A: Editorial Elsevier.
10. Torres, A. (2001). Coquificación (3<sup>a</sup>.ed.). Venezuela: Centro de Formación y Adiestramiento de Petróleos de Venezuela y sus empresas filiales (CIED).

11. Gil, M. (1991). Investigación de Procesos Unidad de Hidrotratamiento. Trabajo de Grado, Técnico en Procesos Químicos, Instituto Universitario Dr. Federico Rivero Palacios, Los Teques.
12. CIED: Centro Internacional de Educación y Desarrollo. (1990). Curso de Hidrotratamiento: Procesos de Hidrotratamiento. Caracas.
13. Ruiz, L.(2002). Metodología Estándar para Estimar los Puntos de Corte y Rendimientos en las Unidades de Destilación del Circuito Refinador Venezolano. Trabajo de grado, Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela, Caracas.
14. Martinez, N. (2002) ISAL<sup>®</sup> Process High Quality Gasoline. PDVSA-INTEVEP.
15. Salazar, J. (2000) ISAL<sup>®</sup>: Tecnología PDVSA de Vanguardia para Reducir Azufre en Naftas Olefinicas.
16. Galiasso, R y Solari B.(1999). Las Tecnologías de PDVSA-INTEVEP para el Procesamiento de Crudos Pesados y Sintéticos. Visión Tecnológica, Edición Especial.
17. Morillo, A. (1997). Evaluación y caracterización de soportes y catalizadores mejoradores del índice de octano de gasolinas. Trabajo de grado, Ingeniería Química, Universidad de Carabobo, Valencia.
18. Salazar, J. (1998). NPRA Annual Meeting, (AM-98-50). San Francisco, California.
19. Salazar, J. (2000). Presentación de PDVSA INTEVEP Proceso ISAL<sup>®</sup> 2000.
20. López, R, Pró J., Meza J. y Zea H.(2001). Estudio a Escala Planta Piloto del Proceso PDVSA-ULSD.Inf. Tecn. PDVSA-INTEVEP, S.A. N° 8678.

21. Pró, J y López R. (2002). Hidrodesulfuración de Destilados Medios a Escala Planta Piloto con Tecnología PDVSA-ULSD<sup>®</sup>. Informe Técnico. PDVSA-INTEVEP, S.A. N°9640.
22. Dassori, G. (2002). Conferencia 2002. Tecnología Ultra Low Sulfur Diesel (ULSD<sup>®</sup>). Refinería de Lyondell CITGO-Houston.
23. Peñafiel, L. (1987). Programación Lineal. Base Teórica y Aplicaciones. (1era edición). México: Editorial Trillas.
24. Hernández, M. (1985). Programación Lineal. Trabajo de Grado, Ingeniería Química, Universidad de Los Andes, Mérida.
25. Bazaraa, M. y Jarvis, J.(1981). Programación Lineal y Flujo en Redes. (1era edición). México: Editorial. Limusa.
26. Taha, H.(1998) Investigación de Operaciones (una introducción). (6ta edición). México: Editorial Prentice Hall.
27. Alvarez, M. (1999). Manual del Curso de PIMS Básico. Centro Internacional de Educación y Desarrollo (CIED).
28. PIMS APPLICATIONS MANUAL. Octubre 1995.
29. Galiasso, R, Harraka, E y Pérez, J. (2002). Impact of the New PDVSA-INTEVEP Technologies in a High Conversion Refinery. PDVSA-INTEVEP.

## **10. GLOSARIO.**

### **“Delta Based Modeling” (DBM).**

Es una técnica de programación lineal utilizada para predecir rendimientos y propiedades de los productos de una unidad de proceso, en situaciones donde estos rendimientos o propiedades son una función de la calidad de la alimentación. La estructura regular que puede tener un vector de ajuste es que esta intercepta la fila de balance de masa dentro de un submodelo, y si algunas de las calidades del producto están involucradas, ellos pueden ser multiplicados por el efecto del rendimiento y luego son ingresados dentro de la estructura de recursión de la calidad del producto.

### **Quimiluminiscencia.**

La quimiluminiscencia de fase gaseosa es un método para medir el ozono y contaminantes como el monóxido y dióxido de nitrógeno. En este método, por reacción química con etileno, el ozono emite luz y esa luz se mide con un tubo fotomultiplicador. La cantidad de luz indica la cantidad presente de ozono o nitrógeno (según sea el caso).

### **Recursión Distribuida.**

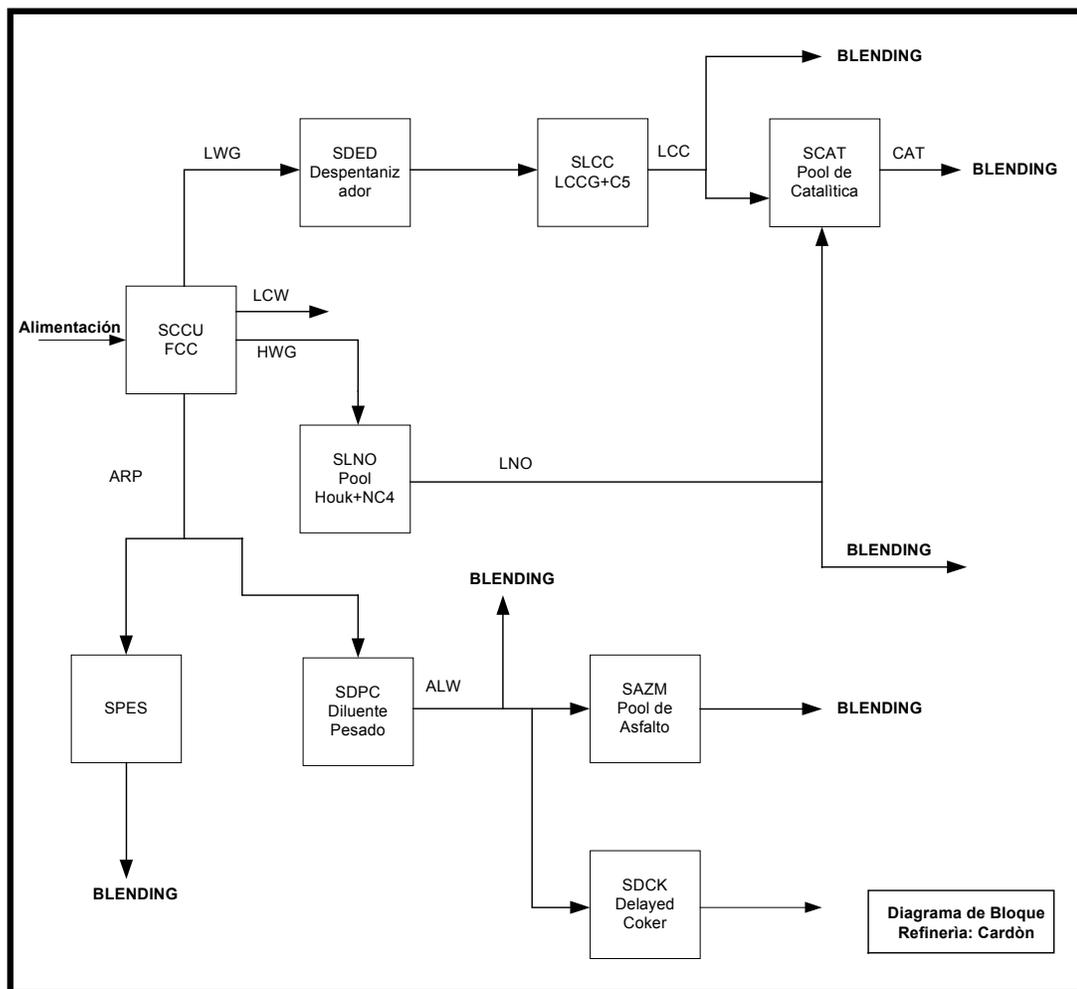
Recursión es el proceso de resolución de un modelo, mediante el cual un programa externo examina la solución óptima, recalcula propiedades que han sido inicialmente estimadas por el usuario, actualiza la matriz previamente generada y resuelve el modelo de nuevo. Este proceso se repite hasta que los cambios en las propiedades calculadas se mantienen dentro de una tolerancia predeterminada por el usuario. Esta técnica considera adicionalmente, el impacto positivo o negativo del error implícito en los valores estimados de una propiedad abajo o arriba de la refinería.

## **APÉNDICES**

## 11.1 APÉNDICE A

### 11.1.1 Ejemplo de un diagrama de bloque en PIMS.

La Figura N° 21, representa un modelo de cómo esta estructurada la simulación en PIMS, en cuanto a corrientes y unidades de proceso. El presente diagrama de bloque representa el esquema de refinación de la refinería de Cardón.



**Figura N° 21. Diagrama de bloque modelo de una sección del esquema de proceso de la refinería Cardón.**

## 11.2 APÉNDICE B

### **11.2.1 Pruebas realizadas en plantas piloto a las naftas catalíticas con ISAL<sup>®</sup> de baja severidad.**

A continuación se presenta un conjunto de pruebas que se le han realizado a una serie de naftas catalíticas en la unidad de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad, que se encuentra instalada en planta piloto.

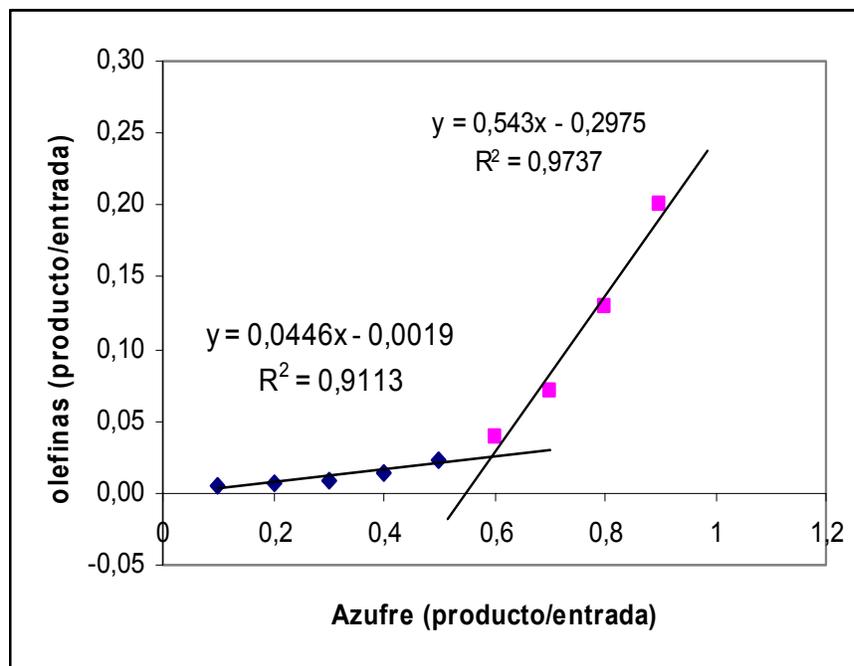


Figura N° 22. Variación de las olefinas y el azufre en ISAL<sup>®</sup> a baja severidad.

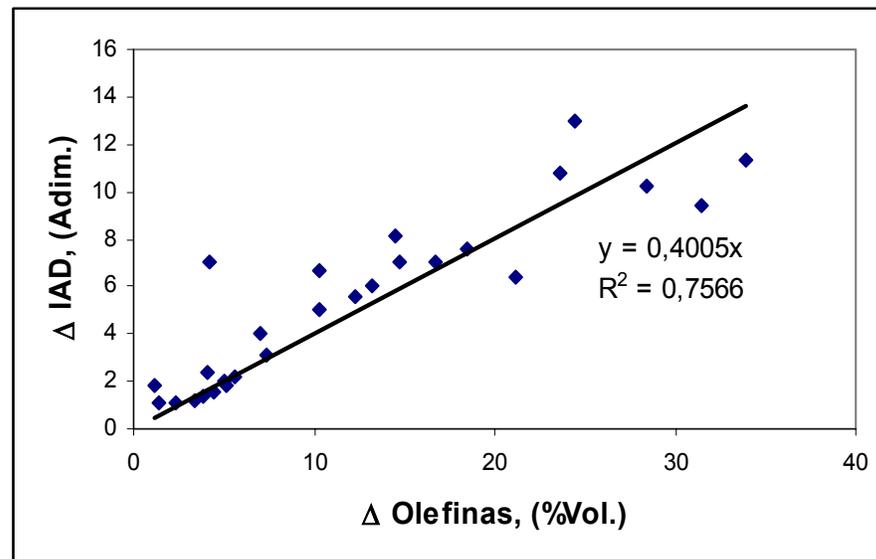


Figura N° 23 Variación del octanaje IAD y del contenido de olefinas en ISAL® a baja severidad.

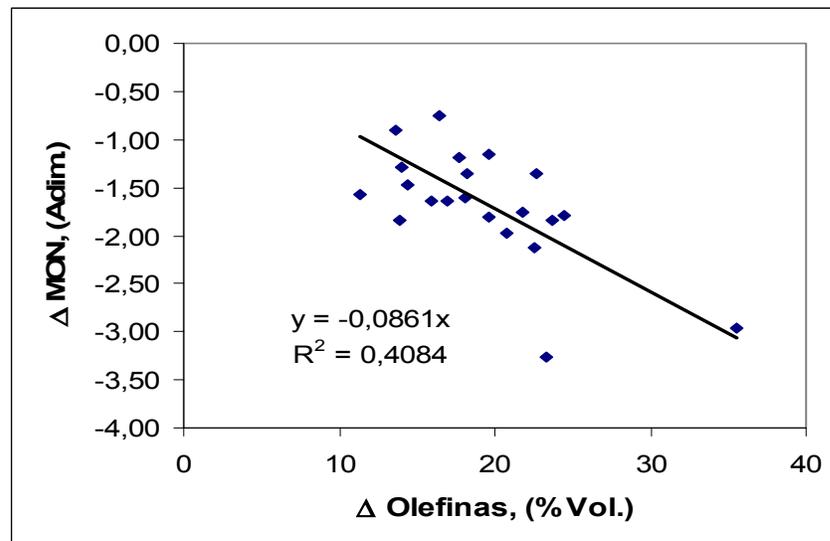
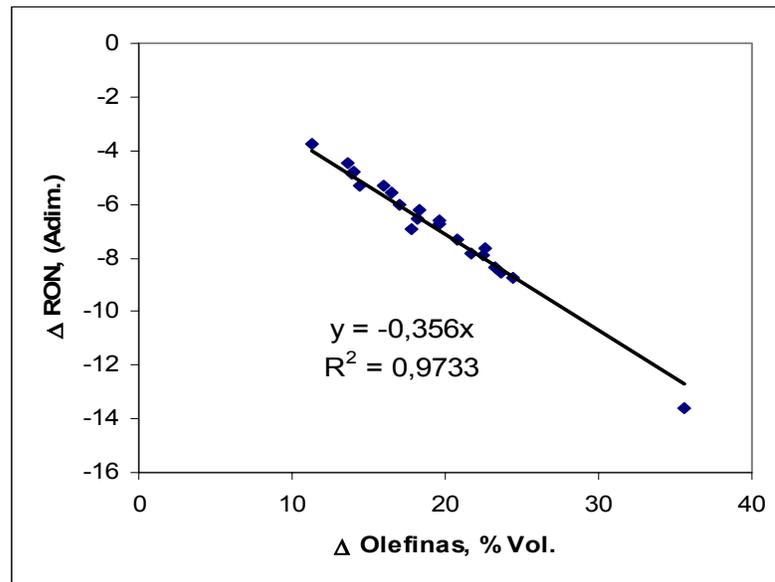
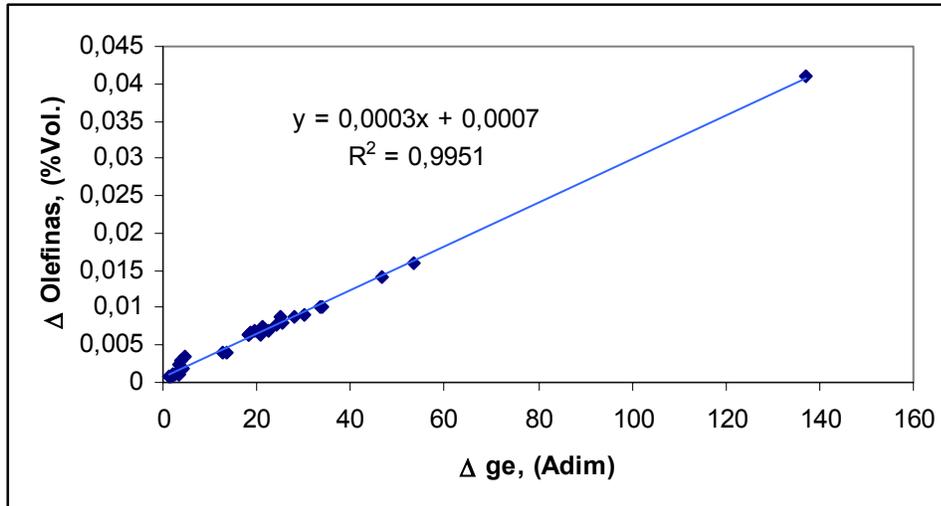


Figura N° 24 Variación del octanaje MON y del contenido de olefinas en ISAL® a baja severidad.



**Figura N° 25. Variación del octanaje RON y del contenido de olefinas en ISAL® a baja severidad.**



**Figura N° 26. Variación del contenido de olefinas en función de la gravedad específica en ISAL® a baja severidad.**

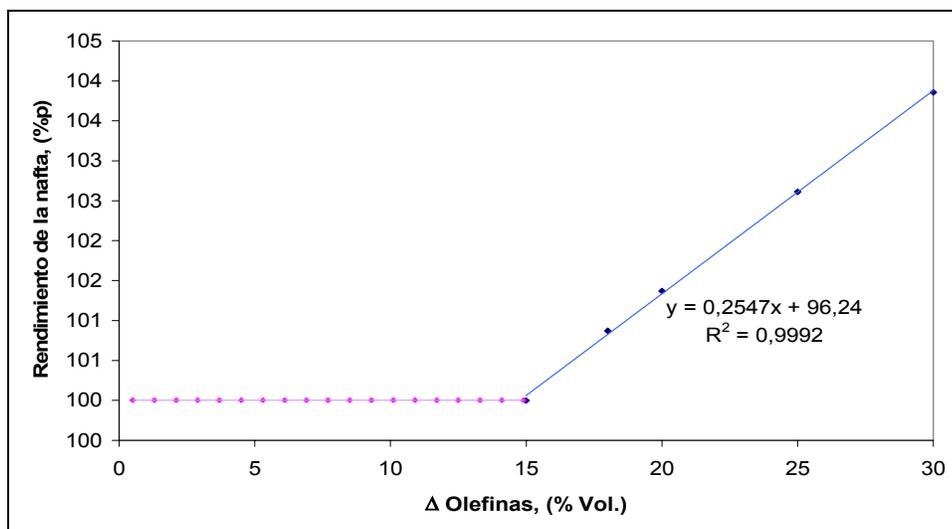


Figura N° 27. Variación del Rendimiento de la nafta en función del contenido de olefinas en ISAL® a baja severidad.

### 11.2.2 Pruebas realizadas en plantas piloto a las naftas catalíticas con ISAL® de alta severidad.

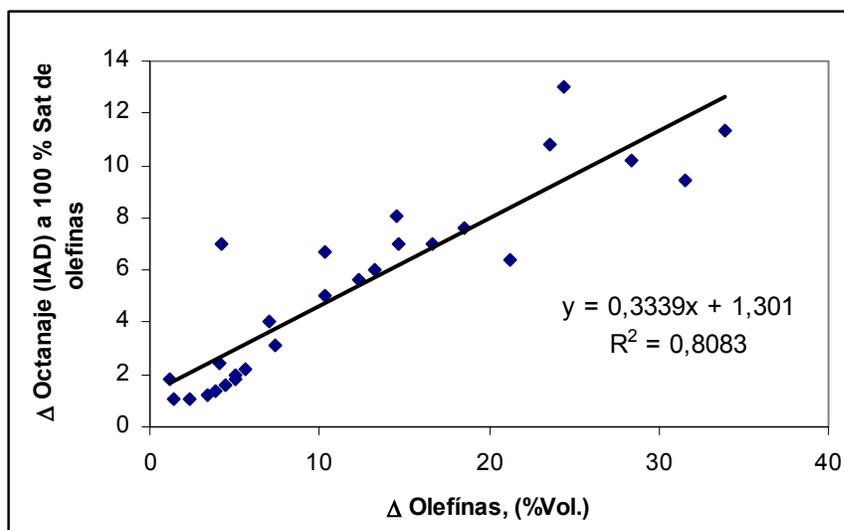
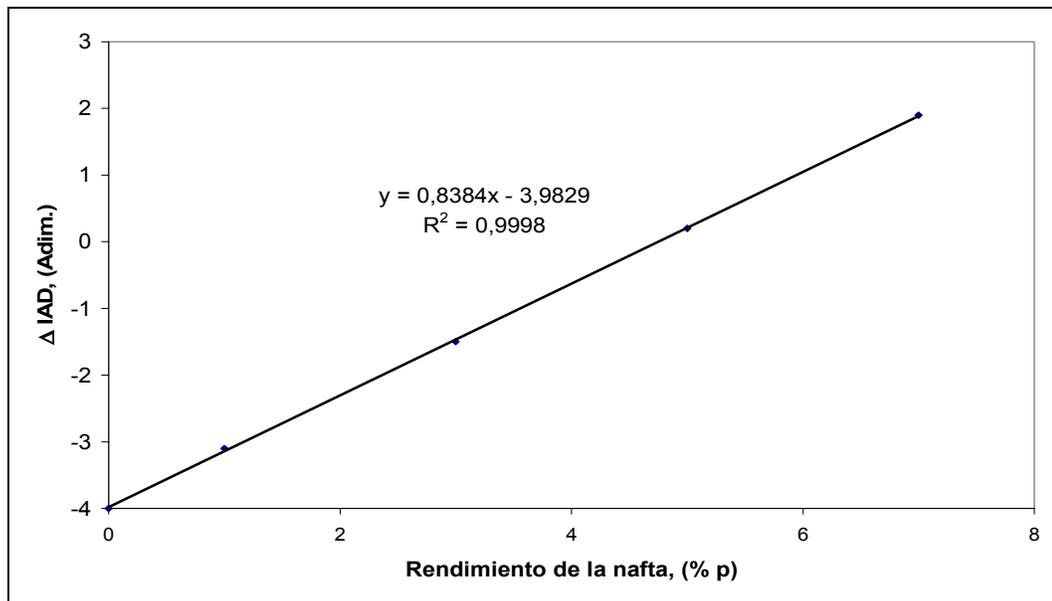
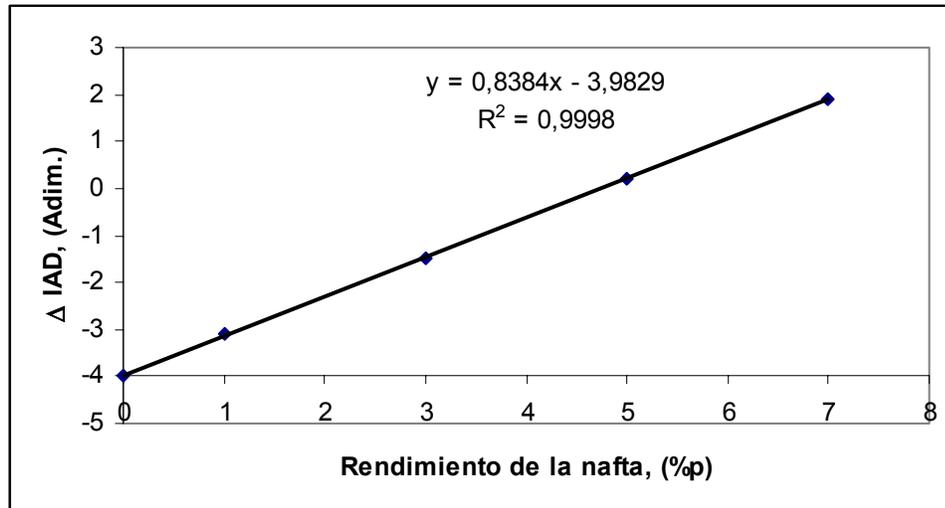


Figura N° 28. Variación del octanaje IAD en función de la variación de las olefinas en ISAL® a alta severidad.



**Figura N° 29 Variación del octanaje IAD y el rendimiento de la nafta tratada en ISAL® a alta severidad.**



**Figura N° 30. Variación del rendimiento en función del contenido de olefinas en ISAL® a alta severidad**

## 11.3 APÉNDICE C

### 11.3.1 Modelo del simulador construido para el proceso ISAL<sup>®</sup>

A continuación se presenta el modelo de la tabla que se construyó en una hoja de cálculo de Microsoft Excel la cual representa el simulador construido para la tecnología ISAL<sup>®</sup>.

**Tabla N° 48. Modelo del simulador construido para el Proceso ISAL<sup>®</sup>.**

Condiciones	Entrada	Salida
Azufre, S (ppm)		
Octanaje, IAD (Adim.)		
Olefinas, Olef (% Vol.)		
Gravedad específica, ge (Adim.)		
Rendimiento, (Bbl/día)		
Consumo de Hidrógeno, (SCF/Bbl)		

## 11.4 APÉNDICE D

### 11.4.1 Requerimientos empleados para el modelaje del proceso ULSD®.

A continuación se presentan las propiedades de cada una de las corrientes que conformaron las mezclas de alimentación a ULSD®.

**Tabla N° 49. Propiedades de las corrientes que conforman las mezclas 1, 2 y 3 de alimentación a ULSD® Post-Tratamiento.**

<b>Corrientes</b>	<b>VLD</b>	<b>VDD</b>	<b>LCGO</b>	<b>LCO</b>
<b>Propiedades</b>				
<b>API</b>	37,9	29,8	32,2	10,6
<b>Grav.Esp.15/15°C</b>	0,835	0,877	0,864	0,996
<b>Azufre, %p</b>	0,5680	1,4593	2,2854	3,4349
<b>Nitrógeno, ppm</b>	13	150	622	436
<b>Aromáticos, %p</b>	25,3	37,4	42,6	90,1
<b>No. Bromo</b>	3,39	9,07	42,7	26,54
<b>Índice de Cetano,</b>				
<b>D 976-91</b>	44,8	45,4	37,6	19,5
<b>Dest.D86,°F</b>				
<b>IBP</b>	373	456	318	387
<b>5 % Vol.</b>	418	523	393	469
<b>10 % Vol.</b>	430	535	408	486
<b>20 % Vol.</b>	440	548	427	499
<b>30 % Vol.</b>	449	561	445	512
<b>50 % Vol.</b>	461	582	474	539
<b>70 % Vol.</b>	473	604	508	580
<b>80 % Vol.</b>	482	621	536	611
<b>90 % Vol.</b>	491	637	563	642
<b>95 % Vol.</b>	500	653	594	667
<b>FBP</b>	507	658	613	671

**Tabla N° 50. Propiedades de las corrientes que conforman las mezclas 4 y 5 de alimentación a ULSD® Post-Tratamiento.**

<b>Corriente Propiedades</b>	<b>A TOPP ER LGO</b>	<b>B &amp; C TOPPE R LGO</b>	<b>CFHT DIESEL</b>	<b>VDU LGO</b>	<b>LCO</b>	<b>COKER 1 LGO</b>	<b>COKER TURBINI</b>
<b>API</b>	36,3	30,1	30,9	29,7	22,4	30,2	39,2
<b>Grav.Esp.15/15°C</b>	0,843	0,876	0,871	0,878	0,919	0,875	0,829
<b>Azufre, %p</b>	0,101	1,116	0,046	1,034	0,743	1,87	1,661
<b>Nitrógeno, ppm</b>	74	221	440	417	1173	2141	12,5
<b>Aromáticos, %p</b>	21,39	36,6	27	37,1	80	36	25
<b>No. Bromo</b>	2	5	5	10	8	32	4
<b>Índice de Cetano,</b>							
<b>D 976-91</b>	53,8	44,8	43,1	46,7	27,8	43,6	42
<b>Dest.D86,°F</b>							
<b>IBP</b>	471	403	426	454	391	462	373
<b>5 % Vol.</b>	510	480	473	511	422	480	418
<b>10 % Vol.</b>	525	510	492	540	437	489	430
<b>20 % Vol.</b>	535	530	506	565	458	510	440
<b>30 % Vol.</b>	544	549	519	589	479	530	449
<b>50 % Vol.</b>	556	567	533	610	501	550	461
<b>70 % Vol.</b>	569	585	546	629	529	560	473
<b>80 % Vol.</b>	580	600	560	643	550	565	482
<b>90 % Vol.</b>	591	615	573	656	571	570	491
<b>95 % Vol.</b>	602	627	588	671	597	573	500
<b>FBP</b>	618	646	608	690	628	575	507

**Tabla N° 51. Propiedades de las corrientes que conforman las mezclas de alimentación a ULSD® Pre-Tratamiento.**

<b>Corriente Propiedades</b>	<b>KERO 2 PETROZ UATA</b>	<b>CHORRO 1 AV-1</b>	<b>GOP LIV</b>	<b>GOP PESADO</b>	<b>GO AV-1</b>	<b>ARL CCU</b>	<b>GOM</b>	<b>CHORRO 1 AV-3</b>
<b>API</b>	39,8	26,6	31	29	28,6	19,2	30,3	27
<b>Grav.Esp.15/5 °C</b>	0,826	0,895	0,871	0,882	0,884	0,939	0,874	0,893
<b>Azufre, %p</b>	0,852	1,5	0,9	1,1	1,42	1,47	1,05	1,1
<b>Nitrógeno, ppm</b>	17,44	800	225	275	355	1282	262	275
<b>Aromáticos, %p</b>	24,1	50	45	47	45	73,2	40	58
<b>No. Bromo</b>	23,8	3	3	3	3	9	5	5
<b>Dest. D86, °F</b>								
<b>IBP</b>	360	658	489	536	545	347	446	482
<b>5 % Vol.</b>	374	684	538	572	566	395	491	505
<b>10 % Vol.</b>	378	709	586	608	586	442	536	528
<b>20 % Vol.</b>	383	734	608	626	608	473	559	550
<b>30 % Vol.</b>	388	739	619	637	619	496	572	567
<b>50 % Vol.</b>	401	750	640	662	642	538	613	603
<b>70 % Vol.</b>	417	761	662	684	664	590	640	642
<b>80 % Vol.</b>	426	768	675	698	673	621	655	666
<b>90 % Vol.</b>	441	779	689	716	687	655	680	698
<b>95 % Vol.</b>	456	797	703	723	696	676	700	719
<b>FBP</b>	471	813	716	730	705	698	720	739

## 11.5 APÉNDICE E

### 11.5.1 Estudio y selección de las corrientes a mezclar para el proceso ULSD®.

A continuación se presenta el estudio realizado para determinar la cantidad de flujo de cada una de las corrientes que conformaron la mezcla de alimentación a ULSD®, de acuerdo a la disponibilidad de flujo existente de dichas corrientes en la refinería.

**Tabla N° 52. Estudio de corrientes a mezclar, para el Proceso ULSD® Post-Tratamiento.**

Unidad de procedencia	Nombre de la corriente en el modelo	Codificación de la corriente en el modelo	Disponibilidad de flujo (TM/día)	Flujo de corrientes para la mezcla n (TM/día)		
				1	2	3
Pool de alimentación (SU25)	Hydrotreated feed	U25	4822,3	4302,7	0	0
Pool de Destilados (SLSD)	Virgin Diesel Distillate	PG1	1765	278,8	2763,0	2282,4
Pool de Destilados (SLSD)	Light Coker Gas Oil	LHK	1639	206,1	1668,5	1850,5
Unidad de transferencia (SINT)	Light Cycle Oil	LCO	1045	759,7	1052,9	1388,8

**Tabla N° 53. Estudio de corrientes a mezclar, para el Proceso ULSD® Post-Tratamiento.**

Unidad de procedencia	Corriente en el modelo	Codificación de la corriente en el modelo	Disponibilidad de flujo (TM/día)	Flujo de corrientes para la mezcla n, (TM/día)	
				1	2
Destilación (SAT1)	A TOPPER LGO	LG1	202	18,7	8,6
Destilación (SBT2)	B & C TOPPER LGO	LG2	982	1268,6	578,8
Destilación (SCT3)	VDU LGO	LG3	530	94,6	43,2
Coker Product Pool (SCKP)	COKER TURBINI	CKT	996	455,5	207,7
A Topper Sweet (SST4)	CFHT DIESEL	LG4	681	1673,3	763,4
Cat LCO Blending (SLCO)	LCO	LCO	72	1,6	3068,6
Coker Product Pool (SCKP)	COKER 1 LGO	CKL	2275	1825,9	833,0

Tabla N° 54. Estudio de corrientes a mezclar, para el Proceso ULSD®.

Unidad de procedencia	Corriente en el modelo	Codificación de la corriente en el modelo	Disponibilidad de flujo (TM/día)	Flujo de corrientes para la mezcla n, (TM/día)			
				1	2	3	4
Destilación (SCRL)	Kero Sintético Petrozuata	KX3	202	201,9	190,8	159	148,4
Viene de SREN que es un reporte de rendimiento	Chorro 1 AV-1	1S2	982	981,6	928,6	773,9	722,3
Viene de SREN que es un reporte de rendimiento	Chorro 1 AV-3	1S3	530	522,7	494,3	411,9	384,5
Destilación (SCR2 y SCR3)	GOP pesado	GP1	996	984,3	930,9	775,8	724,1
Destilación (SCR8)	GOM	GP3	681	680,9	643,8	536,5	500,8
Destilación (SCR9)	GOP liviano	GP4	72	68,9	65,6	54,7	51
SCCU (Desintegración Catalítica)	ARL CCU	LCW	2275	1228,4	1431,8	2045	2249
Viene de SREN que es un reporte de rendimiento	GO AV-1	GV1	460	459,8	434,3	361,9	337,8

## 11.6 APÉNDICE F

### 11.6.1 Cantidad estimada de gases formados en las unidades de tratamiento.

A continuación se presentan los porcentajes máxicos obtenidos de los gases extraídos de las unidades de tratamiento ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup>, en sus respectivos modos de operación.

**Tabla N° 55. Porcentaje máxico estimado de los gases extraídos en la unidad de ISAL<sup>®</sup> a baja severidad.**

<b>Gas Formado</b>	<b>Porcentaje estimado (%p)</b>
Metano, C <sub>1</sub>	20,37
Etano, C <sub>2</sub>	24,07
Propano, C <sub>3</sub>	25,93
Butano, C <sub>4</sub>	20,74
Isobutano, i C <sub>4</sub>	8,89

**Tabla N° 56. Porcentaje máxico estimado de los gases que se forman en la unidad de ISAL<sup>®</sup> a alta severidad.**

<b>Gas Formado</b>	<b>Porcentaje estimado (%p)</b>
Metano, C <sub>1</sub>	20,21
Etano, C <sub>2</sub>	24,47
Propano, C <sub>3</sub>	25,53
Butano, C <sub>4</sub>	20,85
Isobutano, i C <sub>4</sub>	8,94

**Tabla N° 57. Porcentaje másico estimado de los gases que se forman en la unidad de ULSD<sup>®</sup> en Pre y Post -tratamiento.**

<b>Gas Formado</b>	<b>Porcentaje estimado (%p)</b>
Metano, C <sub>1</sub>	6
Etano, C <sub>2</sub>	15
Propano, C <sub>3</sub>	29
Butano, C <sub>4</sub>	25
Isobutano, (iC <sub>4</sub> )	25

## 11.7 APÉNDICE G

### 11.7.1 Simulación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> a alta severidad en PIMS.

A continuación en las Figuras N° 31-33, se presentan las vistas de las pantallas que contienen la simulación de las tecnologías ISAL<sup>®</sup> y ULSD<sup>®</sup> en sus respectivos modos de operación.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1	*TABLE SISA		ISAL AS (Data from Intevp for ELP Refinery)								
2	*										
3	TEXT		BA2	OL2	DO2	SU2	SP2	MO2	RO2	HC2	HS2
4	*										
5	FREE	FREE UP ADJUSTORS		1	1	1	1	1	1		
6	*										
7	WBALHC:HCCG (190-420)NAFTA FEED									1	
8	*										
9	WBALHYI (H2 + INERT + FUGAS)		6,2952E-03	1,52E-03	-3,86E-05	6,25E-04	-3,2E-04	0,00E+00	0,00E+00		
10	WBALHS:HEAVY ISAL NAPHTHA GASOLINA (%p) per TM feed		-0,95687	-0,0149	-1,8784E-06	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
11	WBALHS:HEAVY ISAL NAPHTHA GASOLINA (%p) per TM feed										
12	WBALHS:HEAVY ISAL NAPHTHA GASOLINA (%p) per TM feed										
13	WBALHS:HEAVY ISAL NAPHTHA GASOLINA (%p) per TM feed										
14	WBALH2:H2S (TM de H2S/TM de		-0,0020	0,0000	0,0000	0,0014	0,0000	0,0000	0,0000		
15	WBALNC:METHANE per TM feed		-0,0100	0,0033	0,0000	0,0001	-0,0001	0,0000	0,0000		
16	WBALNC:ETHANE per TM feed		-0,0121	0,0040	0,0000	0,0002	-0,0001	0,0000	0,0000		
17	WBALNC:PROPANE per TM feed		-0,0126	0,0042	0,0000	0,0002	-0,0001	0,0000	0,0000		
18	WBALIC:ISO-BUTANE per TM feed		-0,0044	0,0015	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000		
19	WBALIC:N-BUTANE per TM feed		-0,0103	0,0034	0,0000	0,0001	-0,0001	0,0000	0,0000		
20	WBALLO:LOSS		0,00205	-0,0030	0,0001	-0,0026	0,0006	0,0000	0,0000		
21	*										
22	BALANCE CHECK		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
23	*										
24	ECHGHC:HCC FEED BALANCE		1,0								-1,0
25	EOLFHC:OLEFINAS (%vol)		23,0	6,0							-999,0
26	EDONHC:OCTANAJE (DON)		85,0000		2,5000						-999,0
27	ESULHC:SULFUR		0,1975			0,1283					-999,0
28	ESPCHC:GRAVEDAD ESPECIFICA		0,7600				0,0300				-999,0
29	EMONHC:OCTANAJE (MON)		79,0000					2,5000			-999,0
30	ERONHC:OCTANAJE (RON)		90,0000						2,6000		-999,0
31	*										
32	* PRODUCT POOL QUALITIES (2)										
33	*OLEFINAS (%vol)		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
34	* OCTANAJE (DON) nuevo		83,0000	83,0000	85,5000	83,0000	83,0000	83,0000	83,0000	83,0000	
35	* AZUFRE		0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	
36	* GRAVEDAD ESPECIFICA nuevo		0,7600	0,7600	0,7600	0,7600	0,7900	0,7600	0,7600	0,7600	
37	* OCTANAJE (MON) nuevo		77,6000	77,6000	77,6000	77,6000	77,5999	80,1000	77,6000		

Figura N° 31. Vista de la pantalla que contiene la simulación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> a alta severidad en PIMS.

### 11.7.2 Simulación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> a baja severidad en PIMS.

Microsoft Excel - SISBnuevoEliasDefinitivo5abril

Archivo Edición Ver Insertar Formato Herramientas Datos Ventana ?

Courier 10 N K S

95%

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1	*TABLE	SISB	ISAL BS (Data from Intevep for ELP Refinery)								
2	*										
3		TEXT	BAS	OLF	DON	SUL	SPG	MON	RON	LCC	ISM
4	*										
5	FREE	FREE UP ADJUSTORS		1	1	1	1	1	1		
6	*										
7	W	BALLCC LCCG (C6-190) NAFTA FEED									1
8	*										
9	W	BALHYH (H2 + INERT. + FUGAS)	1,2807E-03	-5,314E-06	3,867E-06	5,159E-05	-4,711E-05	0,000E+00	0,000E+00		
10	W	BALISM MEDIUM ISAL NAPHTHA G.	-1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
11	W	BALH2S H2 SULFIDE (TM/dia)	-0,0002	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000		
12	W	BALNC1 METHANE per TM feed	-0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
13	W	BALNC2 ETHANE per TM feed	-0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
14	W	BALNC3 PROPANE per TM feed	-0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
15	W	BALNC4 ISO-BUTANE per TM feed	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
16	W	BALNC4N-BUTANE per TM feed	-0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
17	W	BALLOS LOSS	0,0002210	0,0000	0,0000	-0,0002	0,0001	0,0000	0,0000		
18	*										
19	*	BALANCE CHECK	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
20	*										
21	E	CHGLCC LCB FEED BALANCE	1,0								-1,0
22	E	EOLFCC OLEFINAS	41,00	8,00							-999,0
23	E	EDONLCC OCTANAJE (DON)	85,35000		1,50						-999,0
24	E	ESULLCC SULFUR	0,02580			0,0137					-999,0
25	E	ESPGCC GRAVEDAD ESPECIFICA	0,702000				0,0300				-999,0
26	E	EMONLCC OCTANAJE (MON)	79,7000					1,0000			-999,0
27	E	ERONLCC OCTANAJE (RON)	91,0000						2,5000		-999,0
28	*										
29	*	PRODUCT POOL QUALITIES									
30	*	OLEFINAS (%vol) hecha por E:	36,0060	44,0059	36,0060	36,0060	36,0060	36,0060	36,0060	36,0060	
31	*	OCTANAJE (DON) hecha por E:	83,3500	83,3500	84,8500	83,3500	83,3500	83,3500	83,3500	83,3500	
32	*	AZUFRE hecha por Elias	0,0050	0,0061	0,0050	0,0069	0,0048	0,0050	0,0050	0,0050	
33	*	GRAVEDAD ESPECIFICA hecha por	0,6999	0,6999	0,6999	0,6999	0,7299	0,6999	0,6999	0,6999	
34	*	OCTANAJE (MON) hecha por E:	79,2700	79,2700	79,2700	79,2700	79,2700	80,2700	79,2700	79,2700	
35	*	OCTANAJE (RON) hecha por E:	89,2218	89,2218	89,2218	89,2218	89,2218	89,2218	91,7218	91,7218	
36	*										
37	W	BALISM RECURSION BALANCE	-1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		1,0000

Inicio 18abril - Micro... SUL216ABRIL SISAElasDefin... SISBnuevoEla... ISAL Mis documentos ES 11:17 a.m.

Figura N° 32. Vista de la pantalla que contiene la simulación de la tecnología ISAL<sup>®</sup> a baja severidad en PIMS.

### 11.7.3 Simulación de la tecnología ULSD® Post-Tratamiento en PIMS.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
1	* TABLE	SUL2	ULTRA LOW SULFUR DIESEL							
2	*									
3		TEXT	BAS	SUL	ARO	TNT	SPG	CBI	UM2	UL5
4	*									
5	FREE	FREE UP ADJUSTORS		1	1	1	1	1		
6	*									
7	WBALUL2	HVY DIST (385-650F)							1	
8	*									
9	WBALHYH	HYDROGEN	0.01859		-0.00007		0.00018			
10	WBALH2S	H2 SULFIDE	-0.00948	0.00088	0.00000	0.00000				
11	WBALNC1	METHANE	-0.00020		0.00000	0.00000				
12	WBALNC2	ETHANE	-0.00005		0.00000	0.00001				
13	WBALNC3	PROPANE	-0.00098		-0.00001	0.00002				
14	WBALIC4	ISO BUTANE	-0.00085		-0.00001	0.00002				
15	WBALNC4	NORMAL BUTANE	-0.00085		-0.00001	0.00002				
16	WBALUL5	ULSD DIESEL	-1.00150	0.00000	-0.00025		0.00050			
17	WBALLOS	LOSS+NH3	-0.00423	-0.00088	0.00034	-0.00007	-0.00069	0.00000		
18	*									
19	*	BALANCE CHECK	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
20	*									
21	ECHGUM2	LCB FEED BALANCE	1.0						-1.0	
22	ESULUM2	SULFUR	0.94835	0.08767					-999.0	
23	EAROUM2	AROMATICOS %vol	58.53962		0.22552				-999.0	
24	ETNTUM2	NITROGENO ppm	366.51939			15.90325			-999.0	
25	ESPGUM2	GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.90000				0.00044		-999.0	
26	ECBIUM2	CETANE INDEX (CBI)	34.98757					0.66508	-999.0	
27	*									
28	*	PRODUCT POOL QUALITIES UL5								
29	*	SULFUR ppm	3.8580	4.4346	3.8580	3.7205	3.8580	3.8580		
30	*	AROMATICOS %vol	37.32427	37.32427	37.43149	37.00866	37.38354	37.32427		
31	*	NITROGENO ppm	2.5023	2.5023	2.5023	2.4356	2.5023	2.5023		
32	*	GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.86566	0.86566	0.86575	0.86539	0.86581	0.86566		
33	*	CETANE INDEX (CBI)	46.03551	46.26388	46.03551	46.07340	45.89711	46.03551		
34	*									
35	RBALUL5	RECURSION BALANCE	-1.00150	0.00000	-0.00025	0.00000	0.00050	0.00000		1
36	RSULUL5	SULFUR	-3.8637	-0.57747	-0.00096	0.13772	0.00195	0.00000		999
37	ROULUL5	AROMATICOS	-37.3801	0.00000	-0.11668	0.31609	-0.04050	0.00000		999

Figura N° 33. Vista de la pantalla que contiene la simulación de la tecnología ULSD® Post-Tratamiento en PIMS.