

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y MANUFACTURERA**

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

**EVALUACIÓN TÉCNICA
DE CRUDOS NOR-PERUANOS
TIPO HCT PARA LA OBTENCIÓN
DE BASES LUBRICANTES VÍA
EXTRACCIÓN POR SOLVENTES
SELECTIVOS**

VOLUMEN I

BACHILLERES:

**ILICH LAMA BUSTINZA
ERIK PAOLO MENZALA CARBAJAL**

LIMA, NOVIEMBRE 1999



REFINERÍA TALARA

MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS



*a César, Maggy y José Carlos,
exquisitos seres humanos, ellos
siempre han sabido extraer lo
mejor de mí...*

*a Isaac,
la sensibilidad en
cinco letras...*

Ilich

*a Nelly Arguedas de Carbajal,
símbolo de superación y trabajo...*

*a Norma Carbajal Arguedas,
madre abnegada y trabajadora...*

Erik

“Luminosa e inmarcesible es la sabiduría; y se deja ver fácilmente por los que la aman, y hallar por los que la buscan. Se anticipa a aquellos que la codician; poniéndoseles delante ella misma. Quien madrugare en busca de ella, no tendrá que fatigarse; pues la hallará sentada en su puerta...

...Porque ella misma va por todas partes, buscando a los que son dignos de poseerla; y por los caminos se les presenta con agrado, y en todas las ocasiones les sale al encuentro.”

Sabiduría, 6:13-17

INDICE GENERAL

RECONOCIMIENTOS	I
PROLOGO	II
RESUMEN	III
ENUNCIADO DE LA TESIS	IV
INTRODUCCIÓN	1

VOLUMEN I

CAPÍTULO I

CONCEPTOS GENERALES

I.1. COMPOSICIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO.....	2
I.1.1. HIDROCARBUROS ALIFÁTICOS.....	2
I.1.1.1. Hidrocarburos Alifáticos Saturados	3
I.1.1.2. Hidrocarburos Alifáticos Insaturados	4
I.1.2. HIDROCARBUROS CÍCLICOS	4
I.1.2.1. Hidrocarburos Nafténicos	4
I.1.2.2. Hidrocarburos Aromáticos	5
I.1.3. HIDROCARBUROS MIXTOS	6
I.1.4. COMPUESTOS AZUFRADOS	6
I.1.5. COMPUESTOS OXIGENADOS	8
I.1.6. COMPUESTOS NITROGENADOS	8
I.1.7. RESINAS Y ASFALTENOS	9

I.2. NATURALEZA QUÍMICA DEL PETRÓLEO CRUDO	10
I.2.1. CRUDOS DE BASE PARAFÍNICA	10
I.2.2. CRUDOS DE BASE NAFTÉNICA	10
I.2.3. CRUDOS DE BASE ASFÁLTICA	11
I.2.4. CRUDOS DE BASE MIXTA	11
I.3. BASES LUBRICANTES	12
I.3.1. BASES LUBRICANTES SINTÉTICAS	12
I.3.2. BASE LUBRICANTE MINERAL	13
I.3.2.1. Bases Lubricantes de Naturaleza Parafínica....	14
I.3.2.2. Bases Lubricantes de Naturaleza Nafténica....	14

CAPÍTULO II

ANTECEDENTES Y SELECCIÓN DEL ESQUEMA DE OBTENCIÓN DE BASES LUBRICANTES PARAFÍNICAS

II.1. ESQUEMA ACTUAL DE LA REFINERÍA TALARA	16
II.1.1. DESCRIPCIÓN GENERAL... ..	16
II.1.1.1. Unidad de Destilación Primaria.....	18
II.1.1.2. Complejo de Craqueo Catalítico.....	19
II.1.1.2.1. Unidad de Destilación al Vacío	19
II.1.1.2.2. Unidad de Craqueo Catalítico.....	20
II.1.1.3.3. Planta de Lubricantes.....	21
II.2. CRUDOS PROCESADOS ACTUALMENTE EN LA REFINERÍA TALARA	22
II.3. MANUFACTURA DE BASES LUBRICANTES.TECNOLOGIAS	23
II.3.1. HIDROTRATAMIENTO	24
II.3.1.1. Hidrorrefinamiento.....	25
II.3.1.2. Desparafinado Catalítico.....	26

II.3.1.3. Hidroacabado (Hydrofinishing).....	26
II.3.2. REFINACIÓN POR SOLVENTES SELECTIVOS.....	29
II.3.2.1. Desaromatizado.....	29
II.3.2.2. Desparafinado.....	30
II.3.2.3. Acabado con tierras Adsorbentes.....	30
II.4. CRITERIO DE SELECCIÓN DEL ESQUEMA TECNOLÓGICO DE TRATAMIENTO.....	32
II.5. METODOLOGÍA GENERAL.....	35

CAPÍTULO III
SELECCIÓN DEL CRUDO

METODOLOGÍA GENERAL DEL CAPÍTULO III	37
III.1. PRIMERA ETAPA: EVALUACIÓN PRELIMINAR	39
III.1.1. CRITERIOS DE SELECCIÓN	39
III.1.2. METODOLOGÍA DEL PROCEDIMIENTO APLICADO	40
<i>Acotación Metodológica: Destilación TBP</i>	<i>41</i>
III.1.3. PROCEDIMIENTO	44
III.1.3.1. Elección de Muestras	44
III.1.3.2. Determinación de Propiedades Físicas	45
III.1.3.2.1. Destilación atmosférica de las muestras...	46
III.1.3.2.2. Cálculo de Temperatura Media Ponderada...	49
III.1.3.2.3. Cálculo del Peso Molecular	52
III.1.3.3. Determinación de Parámetros de Caracterización	54
III.1.3.3.1. Factor de Caracterización K_{UOP}	54
III.1.3.3.2. Determinación de la Naturaleza Química....	56
III.1.4. CONCLUSIONES PRELIMINARES	61
III.1.5. MEZCLAS DE CRUDOS PRE-SELECCIONADAS	63

III.2. SEGUNDA ETAPA: ELECCIÓN FINAL.....	64
III.2.1. FUNDAMENTO	64
III.2.2. METODOLOGÍA DEL PROCEDIMIENTO APLICADO	64
III.2.3. PROCEDIMIENTO	65
III.2.3.1. Destilación Atmosférica. ASTM D-285.....	65
III.2.3.2. Destilación al Vacío. ASTM D-1160	70
III.2.3.3. Caracterización	72
III.2.4. DECISIÓN FINAL	75

CAPÍTULO IV
OBTENCIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y
ACEITE DESASFALTADO

METODOLOGÍA GENERAL DEL CAPÍTULO IV	77
--	-----------

IV.1. RANGOS FINALES DE CORTE DE LOS DESTILADOS LUBRICANTES.....	79
IV.1.1. OBTENCIÓN DEL CRUDO REDUCIDO	79
IV.1.2. DESTILACIÓN AL VACÍO AL 5% EN VOLUMEN DE CRUDO REDUCIDO	80
IV.1.2.1. Procedimiento establecido para la Acumulación de Cortes provenientes de la Destilación al Vacío	83
IV.1.3. DETERMINACIÓN DE RANGOS VOLUMÉTRICOS FINALES DE CORTE.....	87
IV.1.3.1. Metodología	87
IV.1.3.2. Predicción de Rangos Volumétricos Finales....	88
IV.1.3.2.1. Cálculo de Viscosidades de los Destilados a partir de las Especificaciones de las Bases Lubricantes	89
IV.1.3.2.2. Determinación de los Rangos volumétricos...	90

IV.2. OBTENCIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y ACEITE

DESASFALTADO	93
IV.2.1. PROCEDIMIENTO PARA LA ACUMULACIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y RESIDUO DE VACÍO	93
IV.2.1.1. Acumulación de Crudo Reducido	93
IV.2.1.2. Verificación de Rangos de Corte Predichos.....	94
IV.2.1.3. Acumulación de destilados lubricantes y el Residuo de vacío.....	96
IV.2.2. OBTENCIÓN DEL ACEITE DESASFALTADO.....	100
IV.2.2.1. Procedimiento Desarrollado en el Laboratorio.....	102

CAPÍTULO V

REFINACIÓN SELECTIVA

INTRODUCCIÓN	106
METODOLOGÍA GENERAL DEL CAPÍTULO V	107
Acotación Metodológica	109
V.1. DESAROMATIZADO: REFINACIÓN CON FURFURAL	111
V.1.1. MARCO TEÓRICO	111
V.1.1.1. Criterio de Selección del Solvente	112
V.1.1.2. El Solvente: Furfural.....	115
V.1.2. FACTORES CONDICIONANTES DEL TRATAMIENTO EN EL LABORATORIO	117
V.1.2.1. Temperatura	119
V.1.2.2. Relación Solvente/Carga	120
V.1.2.3. Etapas Operativas	121
V.1.2.3.1. Agitación	121
V.1.2.3.2. Separación de Fases	122

V.1.3. PROCEDIMIENTO DESARROLLADO EN EL LABORATORIO...	123
V.1.4. TRABAJOS EXPERIMENTALES EN LABORATORIO	128
V.1.4.1. Determinación de condiciones operatorias.	
Destilados N°1, N°2 y N°4	128
V.1.4.1.1. Consideraciones Iniciales	128
V.1.4.1.2. Destilado Lubricante N°1	129
V.1.4.1.3. Destilado Lubricante N°2	133
V.1.4.1.4. Destilado Lubricante N°4	137
V.1.4.2. Determinación de condiciones operativas.	
Destilado N°3 y DAO	141
V.1.4.2.1. Destilado Lubricante N°3	141
V.1.4.2.2. Aceite Desasfaltado (DAO)	144
V.1.5. ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL TRATAMIENTO DE .DESAROMATIZADO DE LOS DESTILADOS LUBRICANTES Y EL DAO	144
V.2. DESPARAFINADO: REFINACIÓN CON MEK-TOLUENO	149
V.2.1. MARCO TEÓRICO	149
V.2.1.1. Constitución de la Cera	150
V.2.1.2. Criterio de Selección del Solvente	151
V.2.1.3. El Bisolvente: MEK-TOLUENO	152
V.2.2. FACTORES CONDICIONANTES DEL TRATAMIENTO EN EL LABORATORIO	155
V.2.2.1. Relación MEK-Tolueno en el Bisolvente	156
V.2.2.2. Relación de Dilución	158
V.2.2.3. Diferencial de Temperatura.Enfriamiento	159
V.2.2.4. Filtración	161
V.2.3. PROCEDIMIENTO DESARROLLADO EN EL LABORATORIO...	164
V.2.4. ANÁLISIS DE RESULTADOS EN EL TRATAMIENTO DE DESPARAFINADO DE LOS DESTILADOS LUBRICANTES Y EL DAO.....	167
V.3. DECOLORADO: ACABADO CON TIERRAS ADSORBENTES	170
V.3.1. MARCO TEÓRICO	170
V.3.1.1. Material Adsorbente. Tierras Fuller	170

V.3.2. DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES DE TRATAMIENTO EN EL LABORATORIO	172
V.3.2.1. Metodología	172
V.3.3. PROCEDIMIENTO DESARROLLADO EN EL LABORATORIO	177
V.3.4. ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL TRATAMIENTO DE DECOLORADO.....	180
V.4. BASES LUBRICANTES FINALES.....	182
V.4.1. ESPECIFICACIONES DE LAS BASES LUBRICANTES FINALES	182

CAPÍTULO VI
ASPECTOS ECONÓMICOS

VI.1. INFLUENCIA DEL PROCESAMIENTO DE LA MEZCLA DE CRUDOS SELECCIONADA SOBRE EL ESQUEMA DE PRODUCCION EN RFTL...	191
VI.1.1. CALCULO DEL TIEMPO DE OPERACIÓN DE UDP CON MEZCLA DE CRUDOS MAYNA-70%/ONO-30%.....	192
VI.1.2. ANALISIS DE PRODUCCION EN LAS UNIDADES DE RFTL	193
VI.1.3. CALCULO DE NÚMERO DE DIAS QUE SE DEBE ALMACENAR C.RED. (MAYNA-30%/ONO-70%) "EN EXCESO"	196
VI.2. COSTO DE OPORTUNIDAD DE PRODUCCION.....	202
VI.2.1. PLANTEAMIENTO Y RESULTADOS.....	203
VI.2.2. ACOTACIONES DEL CÁLCULO.....	207
CONCLUSIONES FINALES.....	211
RECOMENDACIÓN FINAL	212

VOLUMEN II

ANEXOS213

1. DATOS EXPERIMENTALES DESTILACIÓN ASTM D86 PARA LAS NUEVE MUESTRAS DE CRUDOS	214
2. CURVAS DE DESTILACIÓN ASTM D-86 DE LAS NUEVE MUESTRAS DE CRUDOS	216
3. CURVAS DESTILACIÓN TBP (Proveniente de Destilación D86) DE LAS NUEVE MUESTRAS. PROYECCIONES POLINÓMICAS ..	219
4. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA PONDERADA Y K_{uop} . PROGRAMA EN LENGUAJE BASIC	224
5. ANÁLISIS DE PSEUDOCOMPONENTES DE LAS NUEVE MUESTRAS DE CRUDOS. RESULTADOS	230
6. ANÁLISIS DE TENDENCIAS DE PESO MOLECULAR POR TIPO DE MEZCLA DE CRUDOS	239
7. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE COMPOSICIÓN QUÍMICA (n.d.M a 20°C)...	241
8. DETERMINACIÓN PORCENTUAL APROXIMADA POR TIPO DE CARBONOS Y ANILLOS - n.d.M. NATURALEZA QUÍMICA DE LAS NUEVE MUESTRAS DE CRUDOS	243
9. DESTILACIONES ASTM D-285 HEMPEL (Atmosférica). CORRIDAS BASE PARA EL PROMEDIO PRESENTADO EN EL CUADRO N°8	244
10. COMPARACIÓN POR CORTE - DESTILACIÓN HEMPEL PARA LAS TRES MEZCLAS DE CRUDOS PRE-SELECCIONADAS	245
11. FACTORES QUE INTERVIENEN SOBRE LA PERFORMANCE DE LA DESTILACIÓN AL VACÍO EN DISTINTAS CORRIDAS PARA UNA MISMA CARGA	246
12. DESTILACIONES ASTM D-1160 (Vacío). CORRIDAS BASE PARA EL PROMEDIO PRESENTADO EN EL CUADRO N°9	247
13. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA LA TRANSFORMACIÓN DE TEMPERATURAS ASTM D-1160 (10 mmHg) A TBP (760 mmHg) ...	248

14.	RESULTADOS POR ETAPA DE CÁLCULO PARA TRANSFORMACIÓN DE TEMPERATURAS ASTM D-1160 (10 mmHg) A TBP (760 mmHg)	251
15.	CÁLCULO DE LA CORRELACIÓN TBP GLOBAL (CTG) Ó NEXO ENTRE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DESTILACIÓN AL VACÍO ...	252
16.	CURVA DE DESTILACIÓN TBP DE LA MEZCLA DE CRUDOS MAYNA-70%/ONO-30%	260
17.	MEZCLAS DE CRUDOS MAYNA-50%/ONO-50% Y MAYNA-30%/ONO-70%. HOJAS TÉCNICAS.....	261
18.	ACUMULACIÓN DE CRUDO REDUCIDO POR DESTILACIÓN HEMPEL. CRUDO MAYNA-70%/ONO-30%. ETAPA: DETERMINACIÓN DE RANGOS DE CORTE FINAL	262
19.	CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO REDUCIDO. PROCEDIMIENTOS DE CÁLCULO	263
19-A.	DATOS EXPERIMENTALES DE TEMPERATURA ASTM D-1160 (10 mmHg). DESTILACIÓN AL VACÍO AL 5 %	272
19-B.	PROCEDIMIENTO ESTADÍSTICO PRUEBA 'T'. ESTIMACIÓN DEL INTERVALO MEDIO	273
19-C.	ANÁLISIS POR PSEUDOCOMPONENTES: CRUDO REDUCIDO HCT MAYNA-70%/ONO-30%. RESULTADOS ETAPA: DETERMINACIÓN DE RANGOS FINALES DE CORTE	275
20.	CARACTERIZACIÓN DE LOS 14 CORTES DE VACÍO AL 5% EN VOLUMEN	276
20-A.	CÁLCULO DE VISCOSIDADES ACUMULADAS.....	323
20-B.	PROGRAMA PARA EL CÁLCULO DE VISCOSIDADES DE UNA MEZCLA DE 2 ACEITES. BASADO EN LA NORMA ATM D-341	325
20-C.	PROGRAMA PARA EL CÁLCULO DE VISCOSIDADES DE CORTES ACUMULADOS - OILMIX. BASADO EN LA NORMA ASTM D-341	327
20-D.	CÁLCULO DEL ÍNDICE DE VISCOSIDAD A PARTIR DE VISCOSIDADES A 40°C Y 100°C - MÉTODO NUMÉRICO. BASADO EN LA NORMA ASTM D2270	329
20-E.	DATOS PARA GRAFICAR CURVA RENDIMIENTO - % AZUFRE. CATORCE CORTES DE VACÍO D-1160	331
20-F.	RESULTADOS EN DETALLE DEL ANÁLISIS n.d.M REALIZADO A LOS CATORCE CORTES DE VACÍO	332

20-G. CÁLCULO DE CONSTANTES PROPIAS PARA LA ECUACIÓN RIAZI-DAUBERT. Pour Point. Catorce Cortes de Vacío del Crudo Reducido HCT Mayna-70/ONO-30	333
20-H. RESULTADOS AJUSTADOS DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS CATORCE CORTES DE VACÍO	334
20-I. CURVAS INSTANTÁNEAS Y DE RENDIMIENTO DE PROPIEDADES IMPORTANTES.....	335
20-J. RELACIÓN ENTRE GRAVEDAD API Y ALGUNAS PROPIEDADES INSTANTÁNEAS	336
21. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA LA PREDICCIÓN DE VISCOSIDADES DE DESTILADOS A PARTIR DE DATOS DE ESPECIFICACIÓN DE BASES LUBRICANTES	337
22. ACUMULACIÓN DE CRUDO REDUCIDO MAYNA-70%/ONO-30%. DATOS COMPLETOS DESTILACIÓN HEMPEL. ETAPA: OBTENCIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y ACEITE DESASFALTADO	340
23. DATOS COMPLEMENTARIOS DEL CRUDO REDUCIDO ACUMULADO PARA LA ETAPA DE OBTENCIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y ACEITE DESASFALTADO	342
24. ESTADÍSTICA DE LAS DESTILACIONES ASTM D-1160 REALIZADAS AL CRUDO REDUCIDO ACUMULADO.ETAPA DE OBTENCIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y ACEITE DESASFALTADO	345
25. NATURALEZA QUÍMICA DE LOS DESTILADOS ACUMULADOS. CUADRO RESUMEN DEL PROCEDIMIENTO n.d.M	347
26. EFECTO DE LA TEMPERATURA Y RELACIÓN SOLVENTE/CARGA SOBRE LOS RENDIMIENTOS EN VOLUMEN. PRUEBAS DE TENDENCIA PARA DESTILADO N°1 Y DESTILADO N°2	348
27. INTERPOLACIÓN DE LAGRANGE	349
28. RESULTADOS DEL CÁLCULO n.d.M POR CADA DESTILADO Y DAO SEGÚN ETAPA DE REFINACIÓN	351
29. ANÁLISIS DE LA NATURALEZA QUÍMICA EN LA REFINACIÓN SELECTIVA	352

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(Al final de cada Volumen)

INDICE DE CUADROS

1. PROPIEDADES DE HIDROCARBUROS SEGÙN ESTRUCTURA.....	24
2. PROPIEDADES FÍSICAS MEDIDAS EN LABORATORIO. Crudos y Mezclas de Crudos.....	46
3. RESULTADOS PROGRAMA PSEUDOCOMPONENTES. Crudos y Mezclas de Crudos.....	52
4. TEMPERATURA MEDIA PONDERADA Y PESO MOLECULAR. Crudos y Mezclas de Crudos.....	53
5. FACTOR DE CARACTERIZACIÓN. Crudos Mezcla Mayna-ONO.....	55
6. FACTOR DE CARACTERIZACIÓN. Crudos Mezcla COE-ONO.....	55
7. NATURALEZA QUÍMICA DE LOS CRUDOS. Mezcla de Crudos Mayna-ONO.....	58
8. NATURALEZA QUÍMICA DE LOS CRUDOS. Mezcla de Crudos COE-ONO.....	58
9. PROMEDIO DE DESTILACIONES PARA CADA MEZCLA DE CRUDOS. Destilación Hempel.....	69
10. DESTILACIÓN AL VACÍO ASTM D-1160.....	70
11. TEMPERATURA TBP, 760 mmHg. Con respecto al Crudo Reducido.....	71
12. CARACTERIZACIÓN CONFIRMATORIA DE MEZCLA DE CRUDOS.....	73
13. CRUDO MAYNA-70/ONO-30. Hoja Técnica.....	76
14. RESUMEN DESTILACIONES HEMPEL. Acumulación para Caracterización de Crudo Reducido.....	80
15. RESULTADOS DE PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO. Predicción de Viscosidades por Etapa de Tratamiento.....	89
16. AMPLIACIÓN DE VISCOSIDADES INSTANTÁNEAS.....	91
17. DESVIACIÓN DE LA VISCOSIDAD AGRUPADA.....	92
18. RANGOS DE CORTE DETERMINADOS PARA OBTENER DESTILADOS LUBRICANTES. Cortes de Vacío HCT Mayna-70/ONO-30.....	92
19. RESUMEN DESTILACIONES HEMPEL. Acumulación del Crudo Reducido para Etapa de Tratamiento.....	94

20.	RESUMEN DE CARACTERÍSTICAS DE MATERIA PRIMA. Crudo Reducido HCT Mayna-70/ONO-30. Acumulación para Etapa de Tratamiento.....	94
21.	PRUEBAS PARA EL AFINAMIENTO DE RANGOS DE CORTE.....	95
22.	DESTILADOS ACUMULADOS. RANGOS DE CORTE.....	96
23.	PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS DESTILADOS ACUMULADOS.....	99
24.	PROPIEDADES FÍSICAS DEL RESIDUO DE VACÍO.....	101
25.	PROPIEDADES FÍSICAS DEL ACEITE DESASFALTADO.....	102
26.	COMPARACIÓN DEL FURFURAL, MP Y FENOL COMO SOLVENTES EN PROCESO DE EXTRACCIÓN.....	115
27.	PROPIEDADES FISICAS DEL FURFURAL.....	117
28.	DESAROMATIZADO - PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO.....	124
29.	TRATAMIENTO EXPERIMENTAL DE DESAROMATIZADO CON FURFURAL. DESTILADO 1.....	130
30.	DESTILADO 1. DESAROMATIZADO.....	131
31.	TRATAMIENTO EXPERIMENTAL DE DESAROMATIZADO CON FURFURAL. DESTILADO 2.....	134
32.	DESTILADO 2. DESAROMATIZADO.....	135
33.	TRATAMIENTO EXPERIMENTAL DE DESAROMATIZADO CON FURFURAL. DESTILADO 4.....	138
34.	DESTILADO Nro. 4. DESAROMATIZADO.....	139
35.	INTERPOLACION DE LAGRANGE PARA ELEGIR CONDICIONES DE TRATAMIENTO. Índice de Viscosidad.....	142
36.	INTERPOLACION DE LAGRANGE PARA ELEGIR CONDICIONES DE TRATAMIENTO. Rendimiento en volumen.....	143
37.	REFINAMIENTO CON FURFURAL.....	146
38.	CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUIMICA ENTRE DESTILADOS.....	148
39.	CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUIMICA ENTRE REFINADOS.....	148
40.	PROPIEDADES FISICAS DEL MEK Y DEL TOLUENO.....	154
41.	DESPARAFINADO CON MEK. TOLUENO.....	168
42.	CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUIMICA ENTRE DESPARAFINADOS OSCUROS.....	169

43.	CONDICIONES DE LA PRUEBA PILOTO A LOS DESTILADOS LUBRICANTES NAFTENICOS. REFINERIA DE TALARA.....	173
44.	ADSORCION CON TIERRAS ADSORBENTES (FILTRACION).....	176
45.	CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUIMICA ENTRE DESPARAFINADOS ACABADOS.....	181
46.	CARGA PROMEDIO A UNIDADES DE REF. TALARA 1998.....	194
47.	RENDIMIENTOS DE BASES LUBRICANTES Y ACEITE DESASFALTADO. DATOS DE LABORATORIO.....	204
48.	PRECIO PROMEDIO FOB DE BASES PARAF. IMPORTADAS.....	205
49.	LISTA DE PRECIOS DE PRODUCTOS. Junio 1999.....	206
50.	ESQUEMA DE PRODUCCION PROMEDIO TOTAL SIN CONSIDERAR PROYECTO DE BASES LUBRICANTES.....	208
51.	ESQUEMA DE PRODUCCION PROMEDIO TOTAL CONSIDERANDO PROYECTO DE BASES LUBRICANTES.....	208

INDICE DE FIGURAS

1.	ESQUEMA GENERAL DE REFINERÍA TALARA.....	17
2.	ESQUEMA GENERAL HIDROTRATAMIENTO.....	28
3.	ESQUEMA GENERAL TRATAMIENTO SOLVENTES SELECTIVOS.....	31
4.	PERFIL K_{UOP}	56
5.	PERFIL NATURALEZA QUÍMICA. Crudo Mayna en la Mezcla...	59
6.	PERFIL NATURALEZA QUÍMICA. Crudo COE en la Mezcla....	59
7.	NATURALEZA QUÍMICA DE MEZCLAS DE CRUDOS.....	60
8.	BALANCE DE MATERIA DESTILACIÓN EN LABORATORIO.....	74
9.	NATURALEZA QUÍMICA DE LOS DESTILADOS ACUMULADOS.....	100
10.	DESASFALTADO. PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO.....	104
11.	DESAROMATIZADO. PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO.....	126
12.	COMPARACION CURVAS IV-RENDIMIENTO. Dest.1.....	131
13.	COMPARACION CURVAS IV SEGÚN TEMPERATURA. Dest.1.....	133
14.	COMPARACION CURVAS IV-RENDIMIENTO. Dest.2.....	135
15.	COMPARACION CURVAS IV SEGÚN TEMPERATURA. Dest.2.....	136
16.	COMPARACION CURVAS IV-RENDIMIENTO. Dest.4.....	139
17.	INDICE DE VISCOSIDAD. Refinados vs Visc.Destilados...	142
18.	VARIACION DEL % REND. CON VISCOSIDAD DEL DESTILADO...	143
19.	NATURALEZA QUÍMICA DE DESTILADOS (Acumulados).....	148
20.	NATURALEZA QUÍMICA DE DESTILADOS DESAROMATIZADOS.....	148
21.	DIAGRAMA MISCIBILIDAD-SOLUBILIDAD.....	158
22.	DESPARAFINADO. PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO.....	166
23.	NATURALEZA QUÍMICA DE DESTILADOS DESPARAFINADOS.....	169
24.	DECOLORADO. PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO.....	179
25.	NATURALEZA QUÍMICA DE DESTILADOS DECOLORADOS.....	181
26.	ESQUEMA DE FABRICACION DE BASES LUB. PARAFINICAS.....	183
27.	ESQUEMA PROPUESTO DE PROCESAMIENTO DE LAS UNIDADES (RFTL) PARA ALMACENAR CRUDO REDUCIDO MAYNA-30/ONO-70.....	195
28.	ESQUEMA COMPARATIVO DE PLANEAMIENTO DE PRODUCCION....	199

29. ESQUEMA PROPUESTO DE PROCESAMIENTO DE LAS UNIDADES
(RFTL) DURANTE EL TIEMPO QUE SE PROCESARÁ CRUDO MAYNA-70/
ONO-30.....200

30. ESQUEMA PROPUESTO DE PROCESAMIENTO DE LAS UNIDADES
(RFTL) CONSIDERANDO LA PRODUCCIÓN DE BASES LUBRICANTES DE
ALTO IV.....201

RECONOCIMIENTOS

Es nuestro deseo mencionar a aquellos que nos ofrecieron su ayuda y que forman parte del éxito conseguido en nuestra tesis.

Nuestro eterno reconocimiento al Profesor Gilberto García por sus muy importantes aportes y comentarios como asesor de Tesis y por el incondicional apoyo y amistad brindados, sellos indiscutibles de su calidad.

También queremos expresar nuestra gratitud a los amigos laboratoristas de la Refinería Talara, y en especial a los Señores: Otoniel Seminario, Pepe Talledo, Víctor Aguirre, Francisco Delgado, Oscar Guevara, Manuel Acevedo, Rafael Rojas, Ruperto Abad, Benjamín Panta, Miguel Talledo, Rigoberto Villar, Víctor Sernaqué, Antonio Sernaqué, Oscar Saavedra, Franklin Oyola, Hugo Farías, Urbano Roque, Juan Fernández, Jorge Sanchez, Miguel Santos, Luis Solís, los ingenieros de PetroPerú S.A.: Ing. Fructuoso Zamalloa, Ing. Wilfredo Pastrana, Ing. Félix Salas, Ing. José María Sánchez, Ing. Daniel Díaz, Ing. Luis Torres, Ing. Rolando Ramirez, Ing. Miguel Pérez e Ing. Alfredo Kahatt y todo el personal que de algún modo nos dió su confianza o nos tendió la mano.

Finalmente, agradecemos la confianza brindada por PetroPerú S.A. y por el Ministerio de Energía y Minas-CAREC a través de las Becas de Tesis que nos fueron otorgadas y que hicieron posible la realización del presente trabajo de investigación.

*Ilich Lama
Erik Menzala*

PRÓLOGO

A lo largo del trabajo de investigación, continuamente nos hemos encontrado con situaciones antagónicas. Algunas consistían en avances que estimulaban nuestro estado anímico, sin embargo, también había de las otras, aquellas que representaban las dificultades y la incertidumbre. La combinación de las mismas, nos enseñó a resolver los problemas utilizando nuevas herramientas y desde una perspectiva distinta. El trabajo ha sido realmente duro, los tropiezos no demoraron en llegar, la no disponibilidad de equipo adecuado para investigar fue superada con artificios y creatividad. Después de esta experiencia, creemos que una de las más valiosas virtudes de un investigador es sacar provecho de todo lo que se haga, sea un éxito o un fracaso.

Sin embargo, dicha experiencia no se limitó al plano profesional exclusivamente. El contacto franco y directo que tuvimos con el personal que trabaja en el laboratorio nos ha enriquecido de la misma manera que el desafío que teníamos al frente. La ayuda de ellos ha sido invaluable, su aporte empírico y a la vez certero complementó nuestras inquietudes teóricas y académicas a lo largo de todo el trabajo de Tesis. Hemos hecho grandes amistades y gracias a esa compenetración creemos que el ambiente de trabajo fue sumamente agradable porque se percibía apoyo y respeto. Eso es algo que no olvidaremos jamás.

Finalmente queremos decir, que lo importante es llegar a la meta, es indiferente si uno se golpea cientos de veces con el “muro de la desesperación”, sólo existen dos posibilidades o uno lo salta, o de tantos golpes lo termina rompiendo, nosotros hemos roto más de uno. Ahora sabemos que no hay inteligencia en este mundo que pueda triunfar si es que no es insistente al momento de alcanzar un objetivo. En ese sentido, a los que nos siguen, a aquellos muchachos como nosotros que vendrán buscando nuevas verdades, creando conocimiento, y tropezándose con problemas, les aconsejamos que perseveren, perseveren siempre...

*Ilich Lama
Erik Menzala*

RESUMEN

La presente Tesis es un trabajo de investigación desarrollado íntegramente en laboratorio. Se han evaluado crudos Nor-Peruanos tipo HCT como fuente de bases lubricantes de alto índice de viscosidad. El crudo o mezcla de crudos más apropiado para dicho fin, es analizado profundamente a través de la caracterización de su corte lubricante. Las destilaciones en laboratorio, así como, la medición de propiedades físicas han sido esenciales para el conocimiento de la constitución y de la naturaleza química de las fracciones lubricantes HCT.

El tratamiento o refinación con solventes selectivos a las fracciones lubricantes ha consistido en un **desaromatizado** con Furfural, seguido de un **desparafinado** con MEK-Tolueno y finalmente, un **decolorado con tierras Fuller** para mejorar el color de la base lubricante final.

Las bases lubricantes obtenidas cumplen las especificaciones de importación por lo que se concluye que la mezcla de crudos HCT seleccionada puede ser utilizada como fuente de bases lubricantes parafínicas de calidad internacional.

Finalmente, mediante el planeamiento de una eventual producción de bases lubricantes HVI (High Viscosity Index) dentro del actual esquema de procesamiento de crudos en la Refinería de Talara, y junto con un cálculo de Costo de Oportunidad de producción de dichas bases, los Tesistas realizan una aproximación económica del proyecto.

ENUNCIADO DE LA TESIS:

Los crudos HCT que se producen en el Norte del Perú, tienen la posibilidad de ser fuente de bases lubricantes de naturaleza parafínica vía extracción por solventes selectivos.

INTRODUCCIÓN

La **Refinería de Talara** producía Aceites Básicos Nacionales (ABN's) a partir de crudo LCT, de base nafténica, mediante tratamiento al ácido sulfúrico y tierras adsorbentes. Actualmente este tipo de refinación ha sido descontinuado por problemas ambientales y de naturaleza económica.

Siendo el Perú un productor de crudos HCT, los Tesistas consideraron importante establecer la posibilidad técnica que bases lubricantes parafínicas pueden ser producidas en el país. Este tipo de bases lubricantes tiene un alto índice de viscosidad, razón por la cual son el principal componente dentro de la formulación de los aceites lubricantes destinados al parque automotor. La concreción de esta propuesta de producción podría llevar a reducir la necesidad de importar este tipo de Bases, tal como ocurre actualmente.

CAPÍTULO I

CONCEPTOS GENERALES

I.1. COMPOSICIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO

Los principales constituyentes del petróleo crudo¹ son los hidrocarburos, formados por átomos de carbono e hidrógeno y que se dividen en varias familias químicas según su estructura basada en la tetravalencia del carbono². Mezclados con los hidrocarburos existen otros compuestos en cuya composición molecular se encuentran los átomos de azufre, oxígeno y nitrógeno.

Dada la importancia que tiene para las distintas etapas del presente trabajo de investigación, el análisis de la **naturaleza química** tanto de los crudos, como de las bases lubricantes, a continuación se detallan los diferentes compuestos y familias de hidrocarburos constituyentes de los mismos.

I.1.1. HIDROCARBUROS ALIFÁTICOS

Los hidrocarburos alifáticos están constituidos por compuestos **saturados** e **insaturados**.

¹ Al petróleo crudo se le denominará también crudo.

² Wauquier, (Ref.50-Pág.3)

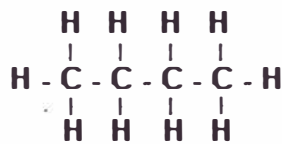
I.1.1.1. Hidrocarburos Alifáticos Saturados³

Estos hidrocarburos se denominan **parafínicos**. Su fórmula general es C_2H_{2n+2} . Pueden ser de cadena recta (hidrocarburos n-parafínicos) o de cadena ramificada (hidrocarburos isoparafínicos). Son compuestos de alto índice de viscosidad.

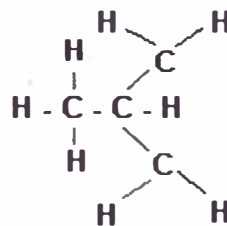
El punto de ebullición (PE) de estos hidrocarburos se eleva con el número de carbonos. Por cada átomo de carbono adicional el PE se eleva $25^\circ C$. Los hidrocarburos isoparafínicos tienen menores PE que los hidrocarburos n-parafínicos del mismo número de átomos de carbono.

Las ceras o parafinas que se mencionarán en el capítulo V, son compuestos formados por hidrocarburos parafínicos de alto PE, tanto de cadena recta como de cadena ramificada⁴. Los pesos moleculares de las ceras pueden estar por encima de los 600 u 800 gr/mol⁵. Ejemplos de configuraciones alifáticas saturadas:

n-Butano:



Isobutano:



³ Wauquier, (Ref.50-Pág.3); Wuithier (Ref.51-Pág.43-44)

⁴ Nelson, (Ref.36-Pág.12)

⁵ Wauquier, (Ref.50-Pág.292)

I.1.1.2. Hidrocarburos Alifáticos Insaturados⁶

Aún cuando estos hidrocarburos no están presentes en el petróleo crudo, lo pueden estar en las fracciones provenientes de procesos térmicos o catalíticos de conversión de fracciones pesadas.

Se les denomina también **olefinas** o **etilénicos**. Pueden ser de cadena recta o ramificada. Poseen dobles y triples enlaces.

I.1.2. HIDROCARBUROS CÍCLICOS⁷

Los hidrocarburos cíclicos se dividen en **nafténicos** y **aromáticos**. Están constituidos por ciclos o núcleos de 6 carbonos. Dos o tres ciclos pueden condensarse entre sí para formar hidrocarburos policíclicos. Constituyen el seno de los productos residuales y de alto PE⁸. Estos compuestos son los causantes del bajo índice de viscosidad en las fracciones lubricantes.

I.1.2.1. Hidrocarburos Nafténicos

Son hidrocarburos cíclicos saturados. Su fórmula general es C_nH_{2n} . La densidad y el PE de estos hidrocarburos son mayores a las correspondientes a los hidrocarburos parafínicos del mismo número de átomos de carbono. Ebulle a 10-20°C más alto y poseen una densidad 20% mayor en promedio⁹. Ejemplos de configuraciones nafténicas:

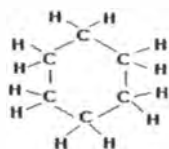
⁶ Wauquier, (Ref.50-Pág.8); Wuithier, (Ref.51-Pág.45)

⁷ Wauquier, (Ref.50-Pág.4-7); Wuithier, (Ref.51-Pág.45-46)

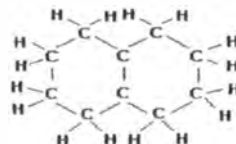
⁸ Nelson, (Ref.36-Pág.12)

⁹ Fieser, et.al., (Ref.19-Pág.50)

Ciclohexano



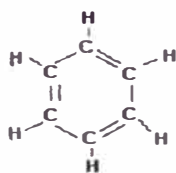
Decalina



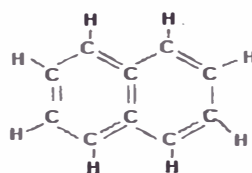
I.1.2.2. Hidrocarburos Aromáticos

Son compuestos cíclicos polinsaturados. La insaturación se presenta bajo dobles enlaces no consecutivos. Los primeros representantes de la serie: el benceno, tolueno y xileno son fundamentales en la industria petroquímica.

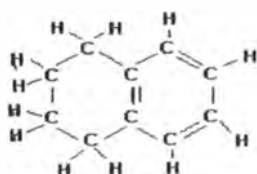
Para el mismo número de átomos de carbono, los compuestos aromáticos poseen generalmente mayor PE y mayor densidad que los nafténicos o parafínicos. Los compuestos aromáticos tienden a poseer mayores viscosidades que los nafténicos y presentan baja resistencia a la oxidación, formando ácidos y residuos gomosos¹⁰. Los átomos de hidrógeno pueden estar sustituidos, ya sea por cadenas alquiladas, por otros aromáticos o por naftenos reemplazando dos átomos de hidrógeno, por ejemplo:



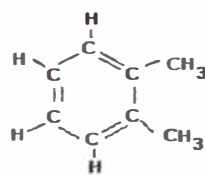
Benceno



Naftaleno



Tetralina



o-xileno

¹⁰ Petróleos de Venezuela, (Ref.43-Pág.76)

Como se mostrará en el Capítulo V, este tipo de hidrocarburos es selectivamente extraído de la fracción lubricante durante su refinamiento con solventes.

I.1.3. HIDROCARBUROS MIXTOS¹¹

Los hidrocarburos mixtos son los que se producen por reacciones de sustitución de hidrocarburos alifáticos y cíclicos. Sus propiedades dependen de la proporción mayoritaria de alguna de las familias anteriormente descritas. Las fracciones pesadas del petróleo crudo están constituidas esencialmente por hidrocarburos mixtos: gasóleo, fuel-oil y las fracciones lubricantes.

I.1.4. COMPUESTOS AZUFRADOS¹²

Después del carbono y el hidrógeno, el azufre es el elemento que tiene mayor presencia en el petróleo crudo. Su concentración puede estar entre 0.1 y 8% en peso y posee relación con la densidad y calidad del petróleo.

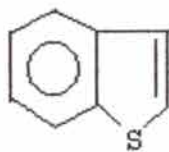
Puede estar presente en los productos de petróleo bajo las siguientes formas:

1. Azufre elemental, raramente presente. Puede estar en suspensión.

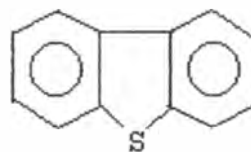
¹¹ Wuithier, (Ref.51-Págs.46-47)

¹² Wauquier, (Ref.50-Págs.9-11, 329-331,333); Wuithier, (Ref.51-Pág.47)

2. Ácido sulfhídrico H_2S , formado en las distintas etapas de refinación del crudo: Destilación, craqueo catalítico, etc.
3. Oxisulfuro de carbono ó;
4. Enganchado en las moléculas orgánicas:
 - 4.1. *Sulfuros*: intercalado en la cadena saturada, $R-S-R'$ ($R, R' =$ radicales alquilo). Son químicamente neutros. Su presencia está mayormente en los cortes de kerosene y diesel.
 - 4.2. *Disulfuros*: presentes en las fracciones ligeras, $R-S-S-R'$
 - 4.3. *Tioles ó Mercaptanos*: presente en las fracciones ligeras y medianas, $C_nH_{2n+1}SH$. Tienen carácter ácido, por lo que son corrosivos. Además son malolientes.
 - 4.4. *Tiofenos y derivados*: Presentes en las fracciones a partir de los $250^\circ C$. Son grupos estructurales importantes dentro de los compuestos aromáticos:



benzotiofeno



Dibenzotiofeno

Los compuestos azufrados tienen que ser removidos de las fracciones del petróleo porque tienen un olor desagradable; producen SO_2 por combustión y envenenan el catalizador en las operaciones de cracking.

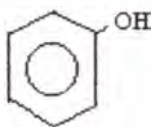
La mayor parte del contenido de azufre se encuentra en las fracciones pesadas y en los residuos formando parte de compuestos aromáticos y nafténicos.

I.1.5. COMPUESTOS OXIGENADOS¹³

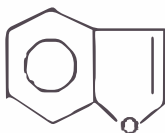
A pesar que el contenido de oxígeno es generalmente menor al contenido de azufre, su presencia es causante de la acidez de los petróleos crudos. Algunos hidrocarburos, como los terpenos por ejemplo, reaccionan rápidamente con el oxígeno y forman ácidos orgánicos y resinas.

En general, los compuestos que resultan de la oxidación de los hidrocarburos son:

Fenoles



Furanos, Benzofuranos
(ciclos oxigenados)



Ácidos carboxílicos: R-COOH

Ésteres: R-COO-R'

R, R' = radical alquilo o
aromático

I.1.6. COMPUESTOS NITROGENADOS¹⁴

Está presente en las fracciones de PE superior a 250°C, sobretodo en los asfaltenos y resinas. Se encuentra en las siguientes formas:

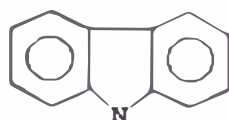
¹³ Day, (Ref.15-Págs.458-459); Wauquier, (Ref.50-Pág.11)

¹⁴ Wauquier, (Ref.50-Págs.11-12)

Amidas saturadas o aromáticas: $\text{-}\overset{\text{O}}{\parallel}\text{C}-\text{N}\begin{matrix} \diagup \\ \diagdown \end{matrix}$

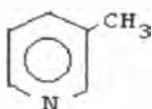
Aminas: R-NH_2 , $(\text{R})_3\text{-N}$

Carbozoles:

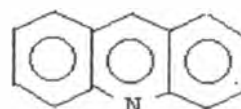


dibenzopirrol

Piridinas:



2-metil piridina



acridina

I.1.7. RESINAS Y ASFALTENOS¹⁵

Las **resinas** son moléculas de carácter aromático con alta presencia de nitrógeno, oxígeno, y metales como el níquel o el vanadio. El peso molecular puede variar entre 500 y 1000 gr/mol. Sus principales usos incluyen: los cauchos y plásticos; recubrimientos de superficies, etc.

Los **asfaltenos** son sustancias formadas por la acumulación de moléculas poliaromáticas unidas entre sí por cadenas saturadas. El peso molecular varía entre 1000 y 100000 gr/mol. Al igual que las resinas, poseen cantidades importantes de nitrógeno, azufre, níquel y vanadio. Son responsables de la alta viscosidad y densidad de los crudos pesados, así como de los residuos procedentes de la destilación al vacío. No son solubles en las naftas parafínicas.

¹⁵ Wauquier, (Ref.50-Pág.13-15); Bland, et.al., (Ref.11-Pág.14-3,35)

I.2. NATURALEZA QUÍMICA DEL PETRÓLEO CRUDO

La familia de hidrocarburos cuya proporción en la composición del petróleo crudo es mayoritaria define la naturaleza química del mismo y en consecuencia, la de sus fracciones en las que se incluyen las bases lubricantes. Bajo este criterio, los crudos pueden dividirse en: crudos de base parafínica; de base Nafténica; de base asfáltica y de base mixta.

I.2.1. CRUDOS DE BASE PARAFÍNICA

Los crudos altamente parafínicos son muy difíciles de encontrar en el mundo. Entre los crudos conocidos correspondientes a este tipo de base están: **Pennsylvania, West Virginia, Asia Sud-Oriental**. Poseen apreciables cantidades de cera y muy bajo contenido de asfaltenos. Son los crudos más recomendables para la producción de bases lubricantes de alto índice de viscosidad¹⁶. En los crudos de naturaleza parafínica predominan estructuras moleculares cíclicas altamente sustituidas con cadenas parafínicas¹⁷.

I.2.2. CRUDOS DE BASE NAFTÉNICA

Los yacimientos que se encuentran en el estado norteamericano de **California**; en la costa del **Golfo de México**; en la cuenca del **Lago Maracaibo**; en las **Islas Borneo**¹⁸; en varias zonas del Noroeste del Perú (**LCT**),

¹⁶ Wynne, (Ref.52-Pág.36)

¹⁷ Petróleos de Venezuela, (Ref.43-Pág.75)

¹⁸ Palmitesta, (Ref.38-Pág.294)

son algunas fuentes de crudos de naturaleza nafténica. Poseen grandes cantidades de fracciones de bajo PE, es decir, gasolinas, naftas y poca o despreciable cantidad de ceras. En términos generales, este tipo de crudos produce buenos combustibles para motor¹⁹.

I.2.3. CRUDOS DE BASE ASFÁLTICA

Estos crudos se pueden encontrar en México, Venezuela, también en algunos yacimientos en California. Su composición es sumamente compleja con un alto contenido de azufre. Los rendimientos de fracciones bituminosas y asfálticas son grandes. De estos crudos se pueden extraer los aceites de alta viscosidad y densidad²⁰.

I.2.4. CRUDOS DE BASE MIXTA

Los crudos de base mixta son aquellos cuyo perfil de composición tiene proporciones notables de todas las familias de hidrocarburos.

En el caso de los crudos a evaluar en el presente trabajo de Tesis, la familia química preponderante es la parafínica, sin embargo, existe una presencia de componente nafténico y aromático a considerar para las operaciones de refinamiento de las fracciones lubricantes separadas.

Ejemplos de yacimientos petrolíferos que producen crudos de base mixta son los de: **Kansas, Oklahoma,** parte de **Texas, (Mid-Continent) Medio Oriente**

¹⁹ Wynne, (Ref.52-Pág.36)

²⁰ Wynne, (Ref.52-Pág.36)

Asiático, Selva Norte y ciertas zonas de la Costa Noroeste Peruana (HCT)²¹.

I.3. BASES LUBRICANTES

La **base lubricante** es el principal constituyente del aceite lubricante terminado. Esta base fluida es mezclada con una serie de aditivos químicos que mejoran las propiedades deseables en un aceite lubricante²². La base lubricante puede ser obtenida de dos fuentes: mineral y sintética²³.

I.3.1. BASES LUBRICANTES SINTÉTICAS

Las *bases sintéticas* son producidas por combinación química de componentes de bajo peso molecular que tienen viscosidades adecuadas para su utilización como lubricantes. Estas bases están libres de impurezas y se pueden producir según las propiedades requeridas. Los materiales usados comúnmente en las formulaciones son hidrocarburos sintetizados: poliolefinas (PAOs), aromáticos alquilados, ésteres orgánicos, poliglicoles y ésteres de fosfato²⁴. Estas bases poseen excelentes propiedades lubricantes pero son inherentemente más caras que los aceites minerales y tienen oferta limitada. Más aún,

²¹ Palmitesta, (Ref.38-Pág.294)

²² Esencialmente, viscosidad, Índice de Viscosidad (IV) y Punto de Congelamiento (Pour Point)

²³ Lubrizol, (Ref.29-Pág.1), (Ref.28-Pág.2)

²⁴ Bloch, (Ref.12-Pág.127-128)

los ésteres tienen la tendencia a hincharse (fácil oxidación) y formar sellos dentro de la pieza mecánica, en mayor grado que los aceites minerales, siendo necesario aditivos antioxidantes.

I.3.2. BASE LUBRICANTE MINERAL

Se obtienen a partir de crudos con propiedades viscosas y son producto de la refinación de la porción de alto punto de ebullición del crudo (por encima de los 350°C²⁵) que permanece después de la remoción de las fracciones ligeras (gas, nafta, kerosene, diesel, gasóleo).

En una fracción lubricante mineral puede existir una inmensa cantidad de arreglos moleculares para un número específico de átomos de carbono, lo que explica, las variaciones en las propiedades físicas y en la calidad de las bases lubricantes obtenidas a partir de crudos de distintos orígenes²⁶ y de distinta naturaleza química.

Las bases lubricantes que conciernen al presente trabajo de investigación son las de origen mineral. Se ha hecho referencia a las bases sintéticas sólo con un fin ilustrativo.

Según la naturaleza química del petróleo crudo del que procedan, las bases lubricantes minerales se pueden dividir en: *bases lubricantes Parafínicas* y *bases lubricantes Nafténicas*.

²⁵ Lubrizol, (Ref.29-pág.2)

²⁶ Lubrizol, (Ref.29-Pág.3)

I.3.2.1. Bases Lubricantes de Naturaleza Parafínica

En vista de la dificultad que existe en el hallazgo de yacimientos de crudos netamente parafínicos, la mayor parte de bases lubricantes de este tipo proceden de la refinación de crudos mixtos que tienen una presencia parafínica preponderante. Este es el caso de las mezclas de crudos evaluadas en el presente trabajo de Tesis (Capítulo III).

Las bases lubricantes parafínicas poseen altos índices de viscosidad, alta estabilidad térmica y oxidativa, baja volatilidad y otorgan una larga vida al aceite de motor²⁷. Sin embargo, el punto de congelamiento o Pour Point no es tan bajo como se quisiera debido a la notable presencia de ceras parafínicas. Por ello la eficacia de un proceso de desparafinado es determinante en la calidad de la base.

Aquí una clasificación de las bases parafínicas según su índice de viscosidad²⁸:

IV	
MAIV-P (Muy alto índice de viscosidad)	110-120
AIV (Alto índice de viscosidad)	84-105
MIV-P (Mediano índice de viscosidad)	60-80

I.3.2.2. Bases Lubricantes de Naturaleza Nafténica

Las bases nafténicas poseen bajos puntos de congelamiento o Pour Point por la virtual ausencia de ceras. Su aplicación es, por ejemplo, en los compresores de refrigeración, en la formulación de

²⁷ Petróleos de Venezuela, (Ref.43-Pág.76)

²⁸ Palmitesta, (Ref.38-Pág.294)

aceites para transformadores o, en motores Diesel. Además las bases de este tipo tienen una baja tendencia a la formación de carbón, y si éste llegara a formarse sería fácilmente removible. La presencia de componente nafténico y aromático disminuye la resistencia térmica y a la oxidación al lubricante, además de proporcionarle un índice de viscosidad bajo. Estas desventajas deben ser corregidas con aditivos. Sin embargo, la naturaleza nafténica le otorga al aceite un poder solvente natural muy útil al momento de la formulación, permitiendo que el aditivo se disuelva con mayor facilidad²⁹.

Según su índice de viscosidad, las bases nafténicas se pueden dividir en³⁰:

		IV
MIV-N	(Mediano índice de viscosidad)	40-75
BIV	(Bajo índice de viscosidad)	0-20
MBIV-N	(Muy bajo índice de viscosidad)	< 0

²⁹ Palmitesta, (Ref.38-Pág.295)

³⁰ Palmitesta, (Ref.38-Pág.294)

CAPÍTULO II

ANTECEDENTES Y SELECCIÓN DEL ESQUEMA DE OBTENCIÓN DE BASES LUBRICANTES PARAFÍNICAS

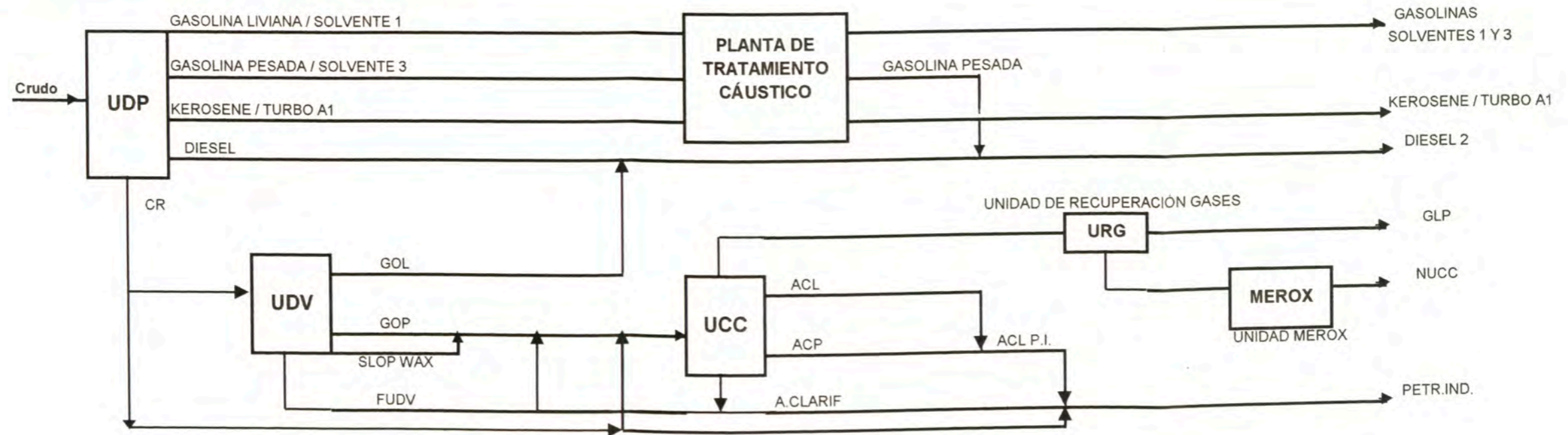
II.1. ESQUEMA ACTUAL DE LA REFINERÍA TALARA

II.1.1. DESCRIPCIÓN GENERAL

La Refinería Talara está ubicada en la Ciudad de Talara, Región Grau, a 1185 Km al norte de Lima. Es la Refinería más antigua del país, el inicio de operaciones se remonta a comienzos de siglo. Cuenta con una Unidad de Destilación Primaria y un Complejo de Craqueo Catalítico (CCC) conformado por Unidad de Destilación al Vacío (UDV) y una Unidad de Craqueo Catalítico. Además cuenta con una Unidad de Recuperación de Gases, una Unidad Merox, la Planta de Lubricantes, el sistema de servicios industriales y el sistema de tratamiento de efluentes.

A continuación se describe con más detalle las unidades de mayor importancia para la Refinería y para el presente trabajo de Tesis. En la Figura N°1 se muestra el Esquema general de procesamiento de la Refinería Talara.

Figura N°1:
ESQUEMA GENERAL DE PROCESAMIENTO DE LA REFINERÍA TALARA



II.1.1.1. UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

En esta unidad el crudo se fracciona en sus diferentes componentes primarios mediante una destilación atmosférica simple. Los productos obtenidos son:

Gases: Obtenidos por el tope de la unidad y contienen generalmente propanos y butanos los cuales son transferidos a la unidad de Recuperación de gases del CCC donde se juntan con las corrientes bases del GLP del CCC.

Nafta liviana: Es el corte lateral superior. Se utiliza como componente de las gasolinas terminadas. Por este corte y bajo condiciones especiales de operación se obtiene también el denominado Solvente 1.

Nafta pesada: Es el segundo corte lateral. Actualmente se usa mayormente como componente del petrodiesel 2 terminado, y eventualmente, como componente de las gasolinas. Por este corte y bajo condiciones especiales de operación se obtiene también el Solvente 3.

Kerosene: Es el corte lateral intermedio. Por este corte y bajo condiciones especiales de operación se obtiene también el combustible de Aviación Turbo A1

Diesel primario: Corte lateral inferior. Es el componente principal del producto petrodiesel 2.

Crudo reducido: Producto residual de la UDP, susceptible de seguir siendo destilado mediante la

aplicación de vacío. Generalmente se usa como carga para la Unidad de Vacío.

La UDP tiene una capacidad máxima de 62.0 MB trabajando con crudos con gravedad API>30. Al procesar crudos con gravedad API<30 la unidad necesariamente tiene que disminuir la carga de alimentación produciendo una ineficiencia en la misma. Esta disminución se debe fundamentalmente al mayor volumen de crudo reducido que se produce al procesar crudos con gravedad API<30, volumen que no puede ser manejado adecuadamente por las bombas de descarga diseñadas para esta unidad. Además, si el volumen de crudo reducido se incrementa, la performance del sistema de enfriamiento se ve afectada al no permitir que la disminución de temperatura alcance los niveles aceptables por las normas de seguridad correspondientes.

II.1.1.2. COMPLEJO DE CRAQUEO CATALÍTICO

Este complejo cuenta con las siguientes plantas:

II.1.1.2.1. UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

Esta unidad ha sido diseñada principalmente para preparar la carga de gasóleos para la Unidad de Craqueo Catalítico. Tiene una capacidad de procesamiento de 24.0 MBD y actualmente se produce también las bases asfálticas.

Los productos obtenidos son:

Gasóleos Liviano: Corte lateral superior. Se utiliza principalmente como componente del combustible Petrodiesel 2 y eventualmente como carga a la Unidad de Craqueo.

Gasóleo pesado: Corte lateral inferior. Se obtiene en porcentajes de más de 60% respecto a la unidad. Es el componente principal y mayoritario de la carga a la UCC.

Slop Wax: Corte lateral inferior. Se obtienen en cantidades relativamente pequeñas siendo el objetivo principal de ello el lograr arrastrar en este corte los materiales que pudiesen contaminar al catalizador. Se usa principalmente como componente de los residuales y periódicamente como carga a la UCC.

Fondos: Componente principal del Petróleo Industrial³¹ y periódicamente bajo condiciones especiales de operación estos fondos cumplen las especificaciones de las bases o cementos asfálticos.

II.1.1.2.2. UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO

Su función principal es convertir los productos residuales, conformados principalmente por gasóleos pesados, en gases y destilados de mayor valor agregado. Actualmente tiene una capacidad de 16.6 MBD.

³¹ El Petróleo Industrial está constituido por: fondos UDV, fondos UCC, ACL (aceite cíclico ligero) y ACP (aceite cíclico pesado).

Los cortes obtenidos son:

Gases: Conformado por propano, propileno y butanos. El propileno es la materia prima para la planta de Solventes, mientras que los propanos y butanos son los componentes del Gas Licuado de Petróleo (GLP).

Nafta de Alto Octanaje: Denominada Nafta de craqueo. Es el destilado que se obtiene en mayor volumen. Su característica principal es que su octanaje es mayor de 90.

Aceites cíclicos: el ligero (LCO) y el pesado (HCO). El primero se caracteriza por su capacidad altamente depresora de la viscosidad y el Pour Point. Se utiliza como principal material de corte de los residuales.

Aceite clarificado: Producto de fondos de alto contenido aromático.

II.1.1.3. PLANTA DE LUBRICANTES

Es la más antigua de las plantas existentes, cuenta con 2 torres de fraccionamiento que trabajan en serie y por medio de un juego de eyectores de 3 etapas se reduce la presión a 29"Hg. Anteriormente servía para obtener destilados lubricantes nafténicos. Eventualmente, esta unidad destila crudo reducido HCT ayudando así a la Unidad de Destilación al vacío. Su capacidad es de 1200 Barr/día.

Es importante señalar que existe una **Planta de agitadores y filtros** hasta hace poco utilizada para el procesamiento de los destilados lubricantes nafténicos

(LCT) provenientes de la planta de lubricantes. Actualmente, esta planta está fuera de servicio.

II.2. CRUDOS PROCESADOS ACTUALMENTE EN LA REFINERÍA TALARA

Los crudos procesados en la Refinería durante 1998, fueron crudos provenientes de lugares cercanos, tal es el caso del crudo Mayna, Crudo Oriente Ecuatoriano (COE) y el crudo de la zona (ONO). Este último crudo está conformado por crudos provenientes de varias empresas que operan en el norte del país.

La Refinería actualmente procesa mezclas de crudos conformados preferentemente por el crudo ONO y el crudo Mayna. Ocasionalmente, en vez del crudo Mayna, la mezcla se hace con el crudo COE.

Según conversaciones con el Departamento Técnico de la Refinería, las tendencias de mezcla futuras involucrarían mayormente a los crudos ONO y Mayna. Inclusive se tendería a un aumento en la proporción de crudo Mayna en la mezcla. Esta tendencia beneficia y es concurrente, como se verá más adelante, a la elección de la mezcla de crudos más apropiada para producir bases lubricantes parafínicas.

II.3. MANUFACTURA DE BASES LUBRICANTES. TECNOLOGÍAS

La manufactura de bases lubricantes se inicia con la **destilación atmosférica** del petróleo crudo, seguida por una **destilación al vacío** del residuo atmosférico o crudo reducido.

La destilación al vacío separa las **fracciones lubricantes** en función de los diferentes grados requeridos de bases lubricantes.

La **etapa de desasfaltado** con solvente permite obtener, a partir del residuo de vacío, un aceite más pesado y de mayor viscosidad (DAO). El solvente que se utiliza industrialmente es el **propano líquido**. A una temperatura entre 60 y 70°C este solvente disuelve las estructuras parafínicas del aceite y causa la precipitación de los compuestos resinosos y asfálténicos.

Tanto las fracciones o destilados lubricantes como el aceite desasfaltado requieren un tratamiento que debe buscar la predominancia de estructuras químicas que favorezcan de la calidad de una Base Lubricante y maximicen de su Rendimiento. La calidad buscada implica conseguir esencialmente:

1. Alto Índice de Viscosidad
2. Bajo Pour Point (Punto de Congelamiento)
3. Buena estabilidad térmica y resistencia a la oxidación

En el Cuadro N°1 se muestran resaltadas, dicho tipo de moléculas.

En la actualidad existe una variedad de tratamientos que pueden ser circunscritos a dos esquemas tecnológicos:

1. **Hidrotratamiento, y**
2. **Refinación por Solventes Selectivos**

CUADRO N°1
PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS según ESTRUCTURA

ESTRUCTURA	IV	POUR POINT	INTERÉS
1. n-Parafinas	Muy Alto	Alto	POCO
2. i-Parafinas con 1 cadena larga	Alto	Medio	INTERM.
3. i-Parafinas con 1 cadena isómera	Alto	Bajo	MUCHO
4. i-Parafinas con muchas cadenas	Medio	Bajo	INTERM.
5. Monociclos con cadenas largas	Alto	Bajo	MUCHO
6. Policondensados	Bajo	Bajo	POCO

Fuente: (Ref.10)

II.3.1. HIDROTRATAMIENTO

Este esquema tecnológico de tratamiento involucra la modificación catalítica con Hidrógeno³², de la estructura química de los compuestos indeseables, de modo tal que se pueda obtener moléculas que otorguen al aceite aquellas propiedades que lo hacen altamente cotizado.

Dentro del esquema del Hidrotratamiento se llevan a cabo dos etapas principales: el **Hidrorrefinamiento** y

³² Billon, et.al., (Ref.10-Pág.10)

el **Desparafinado Catalítico**. Finalmente, puede haber un tratamiento de **Hidroacabado** (Hydrofinishing).

II.3.1.1. Hidrorrefinamiento

En esta etapa las transformaciones químicas de la carga se hacen sobre los compuestos policíclicos insaturados.

El catalizador utilizado en este tratamiento consiste en níquel-molibdeno sobre un transportador ácido del tipo sílica-alúmina. Las presiones de Hidrógeno a las que se trabaja son altas (2200-2700 psia) y las temperaturas son relativamente moderadas (380-420°C). Para mantener la relación de Hidrógeno/Hidrocarburo durante el proceso, debe haber un buen sistema de reciclo de Hidrógeno³³.

Entre las reacciones químicas principales que se deben llevar a cabo en esta transformación estructural están³⁴:

1. Hidrogenación de **poli-aromáticos** en **poli-nafténicos**
2. Hidrociclación de **poli-aromáticos y poli-naftenoaromáticos** en **mononaftenos**
3. Hidroisomerización de **n-parafinas** en **isoparafinas**

Existen, sin embargo, algunas reacciones químicas relacionadas con el hidrocraqueo de moléculas parafínicas y con la desalquilación de compuestos nafténicos y aromáticos que deben evitarse por su efecto en la reducción del Rendimiento y calidad del aceite. El índice de viscosidad que se consigue

³³ Billon, et.al., (Ref.10-Pág.12)

³⁴ Billon, et.al., (Ref.10-Pág.10,11)

después de un Hidrorrefinamiento está en el rango de 130-140.

Es importante indicar, que si bien este tratamiento reduce en algo el porcentaje de ceras o n-parafinas (reacción N°3), bajo las condiciones operativas descritas, las n-parafinas son las moléculas de menor reactividad. Por esta razón, dentro del esquema tecnológico del Hidrotratamiento, el desparafinado catalítico ha experimentado un gran desarrollo en estos últimos años.

II.3.1.2. Desparafinado Catalítico³⁵

Es un proceso cinético catalítico que selectivamente rompe e isomeriza las moléculas constituyentes de la cera parafínica. Las ceras son convertidas (craqueadas) sobre materiales porosos, zeolitas, en productos de bajo punto de ebullición y en moléculas parafínicas isomerizadas que ya no son ceras.

Las presiones de Hidrógeno aquí utilizadas varían entre 300 y 4000 psia. También es necesario un buen sistema de reciclo de Hidrógeno. Los puntos de congelamiento (Pour Point) que se consiguen en las bases lubricantes están en el rango de -21 a -15°C.

II.3.1.3. Hidroacabado (Hydrofinishing)³⁶

Esta etapa se realiza para otorgarle al aceite un mejor color y una buena estabilidad térmica.

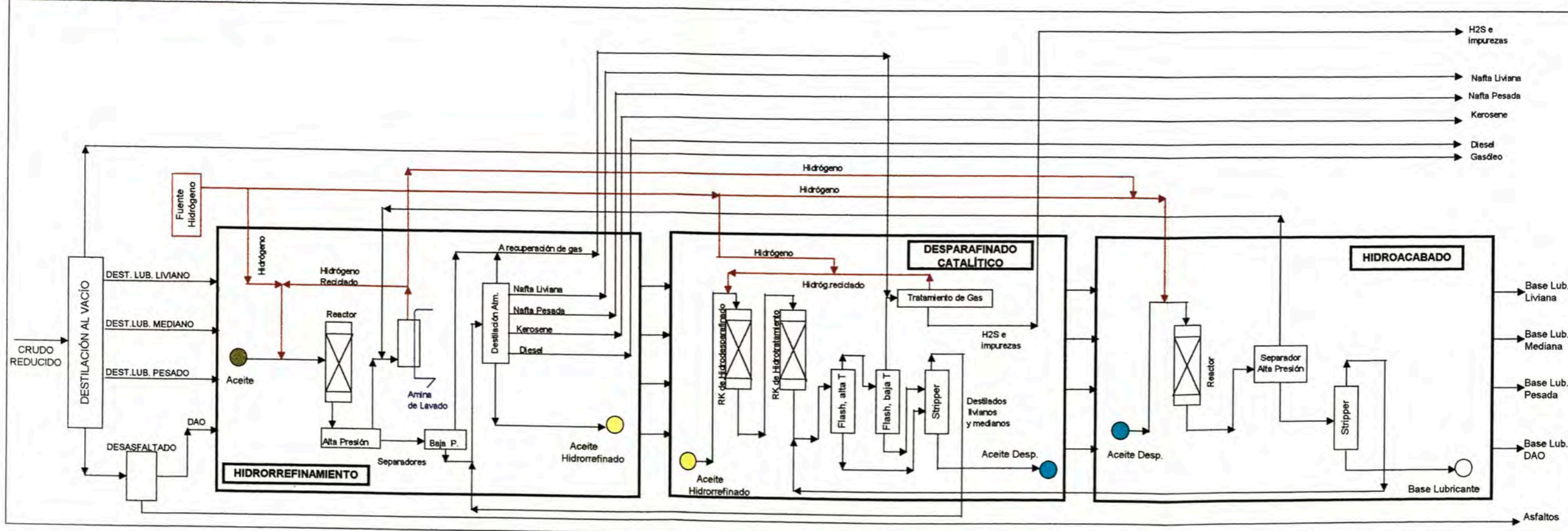
³⁵ NPRA, (Ref.54-Pág.1)

³⁶ Billon, et.al., (Ref.10-Pág.8)

El catalizador utilizado difiere poco del correspondiente al Hidrorrefinamiento. El rango de presiones de H_2 en las que se opera es de 440-2200 psia.

En la Figura N°2 se muestra el esquema tecnológico del Hidrotratamiento.

Figura N°2:
ESQUEMA GENERAL DEL HIDROTRATAMIENTO



II.3.2. REFINACIÓN POR SOLVENTES SELECTIVOS

Esta refinación está basada en la separación física, es decir, no se realiza ninguna modificación en la estructura química de los componentes del aceite. A diferencia del esquema tecnológico anterior, los componentes indeseables son retirados selectivamente por medio de solventes y aquellas estructuras químicas que favorecen un alto IV y un bajo Pour Point son mantenidas.

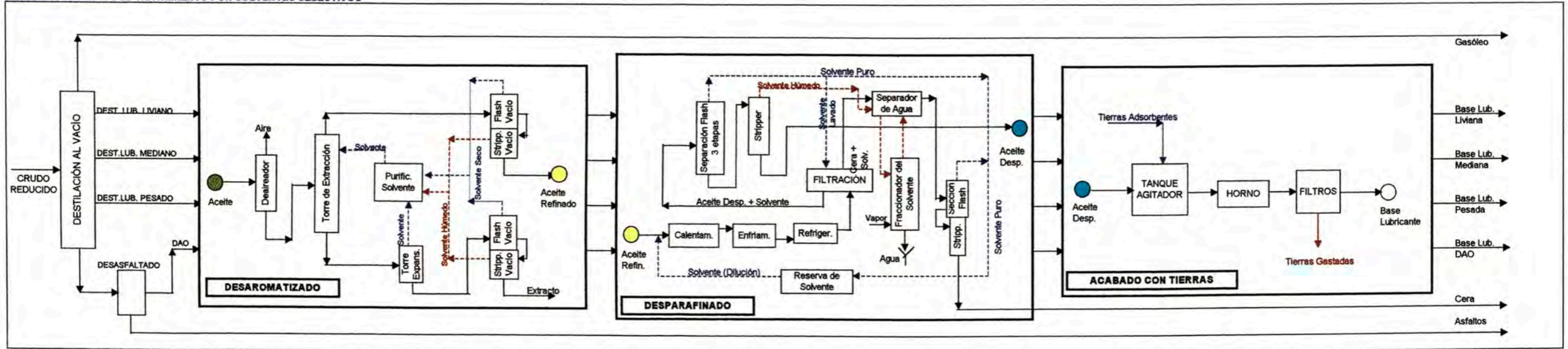
El esquema de refinación por solventes, por el que tiene que pasar el destilado lubricante, incluye las etapas de **Desaromatizado y Desparafinado**. Finalmente, al igual que en el esquema tecnológico anterior, se puede realizar un tratamiento final que, bajo el esquema de refinación selectiva, se le conoce como **Acabado con Tierras Adsorbentes**. El detalle técnico de cada etapa se desarrolla en el Capítulo V.

A continuación, se presenta un acercamiento de cada etapa.

II.3.2.1. Desaromatizado

La etapa de **desaromatizado** tiene como función principal mejorar las características viscosimétricas del aceite con el objetivo de obtener un alto IV. Las temperaturas de operación en planta están entre 50-110°C, a presión atmosférica. El aceite refinado puede alcanzar niveles de IV entre 95-100. El material extraído consta básicamente de moléculas cíclicas policondensadas. Los solventes que pueden ser utilizados son: Furfural, Fenol, n-Metil-2-Pirrolidina, etc.

Figura N°3:
ESQUEMA GENERAL DEL TRATAMIENTO POR SOLVENTES SELECTIVOS



II.3.2.2. Desparafinado

El objetivo de esta etapa es remover los hidrocarburos de alto punto de fusión, y de esta forma disminuir el Pour Point del aceite. Estos corresponden a las ceras parafínicas. El solvente es usado para precipitarlas, a la vez que mantiene los demás hidrocarburos en solución. El más común y difundido consiste en una mezcla de MEK (Metil-etil Cetona) y tolueno. También se puede utilizar sólo MIBK (Metil-isobutil Cetona). La separación se realiza a bajas temperaturas (-25 a -30°C) y por filtración. El Pour Point que se consigue está en el orden de -12 a -15°C.

II.3.2.3. Acabado con Tierras Adsorbentes

El objetivo de esta etapa, como en el Hydrofinishing, es mejorar el color y la estabilidad del aceite. Industrialmente, la presencia de esta etapa en el esquema tecnológico depende de la performance de los tratamientos precedentes así como de la tecnología del equipo utilizado en los mismos.

Usualmente se utiliza arcillas o tierras activadas que tengan la propiedad de adsorber selectivamente el componente colorante del aceite. El tratamiento involucra la mezcla a temperaturas moderadas del aceite y las tierras y, posteriormente, la separación de estas últimas por filtración.

En la Figura N°3 se muestra el esquema tecnológico de la Refinación por Solventes Selectivos.

II.4. CRITERIO DE SELECCIÓN DEL ESQUEMA TECNOLÓGICO DE TRATAMIENTO

Industrialmente, la elección de un esquema u otro es función de una serie de criterios³⁷:

1. La capacidad de la Refinería
2. El nivel de producción de bases lubricantes y sus especificaciones
3. La flexibilidad técnica frente a las fluctuaciones en la oferta del petróleo y en el mercado de lubricantes
4. Las consideraciones ambientales que colocan restricciones de calidad en los subproductos del proceso

El resultado de la evaluación de dichos criterios puede, incluso, derivar en la elección de un esquema "híbrido" que aproveche las ventajas de ambas propuestas tecnológicas. En ese sentido, si bien en líneas generales el Hidrotratamiento es técnicamente más eficaz, es importante determinar tanto el tipo como la cantidad de los componentes a remover al momento de elegir un esquema de tratamiento. Por ejemplo, la refinación selectiva con furfural remueve con mayor efectividad los compuestos aromáticos parcialmente hidrogenados; y el desparafinado con solventes es más efectivo en la remoción de los componentes más pesados³⁸.

³⁷ Billon, et.al., (Ref.10-Pág.1,19)

³⁸ OGJ, (Ref.53-Pág.3,4)

La elección del esquema de tratamiento para la formulación del presente Tema de Tesis, fue una consecuencia del análisis de la situación actual de la Refinería Talara desde dos perspectivas: el **Petróleo crudo procesado** y las **Condiciones Técnicas de la Refinería**.

1. **Petróleo crudo procesado.**

Los crudos procesados actualmente en la Refinería de Talara son de base mixta pero con predominio parafínico (HCT) y, en consecuencia, son fuente potencial de bases lubricantes de alto IV.

Lo anterior indujo a incorporar la buena calidad de la materia prima como necesidad técnica imprescindible en el eficiente aprovechamiento de las ventajas tecnológicas del esquema de tratamiento a elegir. En ese sentido, el **Esquema de Refinación por Solventes Selectivos** representaba la **propuesta tecnológica más coherente** frente al Hidrotratamiento cuya eficacia técnica es mucho más evidente cuando se ha partido de una materia prima de baja calidad.

2. **Condiciones Técnicas.**

La Refinería de Talara no posee las facilidades operativas necesarias como para haberse planteado, desde un inicio, un esquema de Hidrorrefinamiento. Este tipo de tecnología necesita adicionalmente a los reactores (que han de adquirirse o diseñarse), un sistema de alimentación de H₂ a la planta de tratamiento. Este sistema además de incluir la recirculación necesaria de H₂ para la eficiente

conversión de las estructuras moleculares, debe ser capaz de proporcionar a los reactores una presión con un alcance de hasta 4000 psia. Adicionalmente son necesarios separadores de alta presión, baja presión y lavadores para recuperar el H₂ de recicló.

El **Refinamiento por Solventes Selectivos**, de otro lado, **podía incorporarse de manera mucho menos drástica al esquema actual de la Refinería**, a través de su Planta de Agitadores y Filtros, puesto que:

- 2.1. La transferencia de materia entre el aceite y el solvente puede realizarse a través del contacto por agitación y,
- 2.2. La sección de filtros de la planta en mención ya ha tratado anteriormente aceites con tierras adsorbentes.

La convergencia de ambas perspectivas determinó que la propuesta tecnológica de tratamiento elegida en la definición del Tema de Tesis, fuese la **Refinación por Solventes Selectivos**.

A continuación se procederá a establecer la metodología general del trabajo experimental llevado a cabo en las Instalaciones del Laboratorio de la Refinería de Talara.

II.5. METODOLOGÍA GENERAL

El tema de Tesis seleccionado es un trabajo de desarrollo tecnológico e investigación que se llevó a cabo en el Laboratorio de la Refinería de Talara.

Cada capítulo establece la metodología utilizada en su desarrollo. Sin embargo, se ha creído conveniente mostrar una metodología general que describa, a grandes rasgos, el desarrollo del trabajo experimental:

1. Análisis de los crudos HCT que procesa la Refinería de Talara³⁹: Mayna, ONO y COE, así como de sus mezclas. Culminado este análisis se procede a una primera etapa de selección de muestras⁴⁰ en función de la preponderancia de su naturaleza parafínica.

A las muestras seleccionadas se les realiza un segundo análisis, esta vez de su crudo reducido. La elección final está en función del corte lubricante que posea el mayor índice de viscosidad.

2. El crudo reducido de la muestra seleccionada (acumulado mediante destilación ASTM-D285) se procede a destilarlo al vacío en cortes al 5% en volumen para su posterior caracterización. Al residuo de vacío se le extrae el aceite vía desasfaltado. Este aceite es conocido como DAO (deasphalted oil).

³⁹ Si bien el crudo COE es ecuatoriano, es utilizado algunas veces por la Refinería de Talara. El título de la Tesis indica la evaluación de *Crudos Nor-Peruanos* puesto que la evaluación final corresponde a una mezcla crudos Nor-Peruanos, como se verá más adelante.

⁴⁰ Los crudos y mezclas de crudos son llamados mezclas.

La caracterización incluye la medición de la mayoría de propiedades físicas y la determinación de la naturaleza química de los cortes. Al finalizar esta etapa se determina los rangos de corte de tres destilados lubricantes y se procede a su producción masiva (acumulación), junto con la del aceite desasfaltado (DAO).

3. Habiendo acumulado cantidad suficiente de los tres destilados lubricantes y del DAO, se procede a su refinación con solventes selectivos. El tratamiento incluye la extracción en laboratorio de los componentes aromáticos, así como, de las ceras parafínicas, obteniéndose la **base lubricante** como producto final.

CAPÍTULO III

SELECCIÓN DEL CRUDO

METODOLOGÍA GENERAL DEL CAPÍTULO III

Los Tesistas han establecido una metodología que ha permitido conocer la naturaleza química y propiedades físicas de varios crudos y mezclas de crudos. La metodología general de este capítulo está diseñada por etapas de selección, lo que permitirá, al final de la misma, enfocar la evaluación mencionada en un solo crudo o mezcla de crudos. La metodología fue la siguiente:

1. Realizar una primera etapa, a la que se denominó **Preliminar**, en la que se toma en cuenta nueve muestras, entre crudos y mezclas de crudos, bajo criterios que se señalarán en la sección correspondiente. A ellos se les realizaron análisis y se seleccionaron sólo aquellos que sobresalieron por las propiedades físicas y naturaleza química y que se adecuaban a aquello que los tesistas buscaban como fuente de bases lubricantes.
2. La segunda etapa a la que se le ha denominado, de **Elección**, pone en competencia a los residuos atmosféricos provenientes de los crudos seleccionados haciendo uso de la destilación al vacío. Del análisis del corte lubricante se obtuvieron propiedades y rendimientos. Sobre la

base de estos datos se elegirá el mejor crudo para la producción de bases lubricantes parafínicas, concluyendo con el mismo la Evaluación Global.

III.1. PRIMERA ETAPA: EVALUACIÓN PRELIMINAR

III.1.1. CRITERIOS DE SELECCIÓN

La selección de los crudos y sus mezclas, que intervienen en esta evaluación, ha sido hecha bajo los criterios de **Disponibilidad** y de **Selectividad**. Los crudos elegidos son aquellos que regularmente procesa la Refinería de Talara. Como base para la decisión de selección de los crudos se encontró apoyo en la serie histórica de procesamiento de la Unidad de Destilación Primaria (UDP) de todo el año 1997 hasta marzo de 1998. La selectividad está referida al diseño de la UDP que obliga al procesamiento en forma preferencial de crudos livianos⁴¹, razón por la cual la materia prima de la Refinería Talara está constituida, básicamente, por mezclas o crudos puros de este tipo. Teniendo como base el crudo ONO (crudo de la zona Nor-Oeste del Perú), se han utilizado como carga a la UDP, mezclas conformadas por crudos Loreto, Mayna ó COE (Crudo Oriente Ecuatoriano) todos ellos crudos pesados. Según conversaciones con el Departamento Técnico de la Refinería, las tendencias de mezcla para 1999 involucrarían mayormente al crudo Mayna.

Los criterios expuestos conducen al análisis y evaluación de los tres crudos: MAYNA, COE y ONO.

Por último hasta la fecha en que se elaboró la tesis la tendencia mencionada registraba un aumento en la proporción de crudo Mayna en la mezcla Mayna-ONO debido a la declinación de producción del crudo ONO.

⁴¹ La definición de crudos livianos y pesados está determinada por su gravedad API. Para los efectos de esta tesis, un crudo será liviano si tiene más de 29.9°API, y será pesado si tiene menos de dicho valor.

Esto beneficia y es concurrente, como se verá más adelante, a la elección final adoptada.

III.1.2. METODOLOGÍA DEL PROCEDIMIENTO APLICADO

La metodología seguida en esta primera etapa de selección fue la siguiente:

1. Elección de los crudos y mezclas de crudos que ingresarán a la evaluación.
2. Una vez elegidas las muestras⁴², se procedió a su caracterización física en Laboratorio. Ésta consistió en destilaciones ASTM⁴³ D86 y la determinación del API, Porcentaje en Peso de Azufre e Índices de Refracción.
3. Con los valores obtenidos en estas pruebas físicas se procedió a calcular los parámetros de caracterización de las muestras. Dichos parámetros son el **Factor de Caracterización K_{UOP}** y la **Naturaleza Química (Prueba n.d.M⁴⁴, ASTM D-3238)** de las muestras expresadas en sus porcentajes por tipo de carbono (parafínico, nafténico y aromático).
4. Los parámetros de caracterización calculados fueron procesados con la ayuda de una computadora personal y objeto de un análisis basado en sus tendencias, con el objeto de elegir el crudo o la mezcla de crudos apropiada para continuar con la evaluación.

⁴² Muestra.- Es la denominación que se le dará a los crudos y a sus mezclas en esta etapa.

⁴³ American Society for Testing and Materials

⁴⁴ n.d.M: indica índice de refracción (n), densidad (d) y Peso Molecular (M).

Acotación Metodológica:

DESTILACIÓN TBP

El tipo de destilación que recomienda la literatura técnica para realizar una evaluación de crudos, es la destilación conocida por sus siglas en inglés con el nombre de TBP, *True Boiling Point (Punto Verdadero de Ebullición)*. Este nombre se debe a que el equipo en el cual se realiza la destilación posee alta selectividad, esto es, permite obtener en los topes los componentes puros del petróleo crudo con temperatura constante, desde los constituyentes volátiles hasta los líquidos, los cuales se proceden a su recojo en forma sucesiva vía las probetas colectoras⁴⁵. El equipo consta básicamente, de una columna de 15 a 18 platos teóricos, y un balón que debe exceder en 50% al volumen de carga. Esta carga varía entre 1 a 30 litros. Se establece una relación de reflujo de 5:1. La destilación se hace al Petróleo crudo estabilizado (debutanizado) hasta una temperatura de corte de 400°C (temperatura atmosférica equivalente). Las ventajas de este método son:

- a. Permitir la recuperación del gas licuado, fracciones destiladas y un residuo de calidad, todos ellos en volúmenes suficientes como para realizar todos los análisis en laboratorio que permitan la evaluación de un petróleo (Destilación Preparativa⁴⁶).
- b. La determinación de rendimientos en volumen y en masa de las fracciones mencionadas. Los resultados son representativos de la operación industrial.

⁴⁵ Wuithier, (Ref.51-Pág.61)

⁴⁶ Wauquier, (Ref.50-Págs.17-18)

Las oficinas de diseño utilizan la destilación TBP, el análisis de las propiedades de las fracciones provenientes de ésta, y las condiciones operativas de la misma, para juzgar la economía de una operación propuesta⁴⁷.

- c. Obtener el trazado de una curva de destilación que represente la temperatura en función del porcentaje en peso o en volumen recuperado.

El aparato puede ser utilizado para trabajar a presión subatmosférica, puesto que por encima de los 340°C (a 1 atm) se puede producir craqueo térmico⁴⁸ de la muestra. La reducción de la presión puede realizarse hasta alcanzar los 2 mmHg de vacío.

A falta del equipo TBP en el Laboratorio de la Refinería de Talara, los Tesistas optaron por regirse a la metodología basada en las destilaciones ASTM, las mismas que pueden numéricamente transformarse a destilaciones TBP utilizando ecuaciones matemáticas normadas. No obstante lo anterior las capacidades de destilación son pequeñas a comparación de los equipos TBP, por lo que ha sido necesario efectuar numerosas destilaciones ASTM para obtener los volúmenes requeridos.

Ambos tipos de destilaciones son analíticas y son conocidas como destilaciones basadas en la vaporización **diferencial**, es decir, el aumento en pequeña proporción de la temperatura, por la

⁴⁷ Nelson, (Ref.36-Pág.101)

⁴⁸ Craqueo Térmico. Fenómeno por el cual moléculas grandes existentes en el crudo se descomponen en moléculas menores de bajo punto de ebullición sólo por efecto de altas temperaturas (Ref.11-Pag.14-12)

aplicación de calor, provoca una evolución de vapor⁴⁹ (cambio de estado, debido al calor latente). Tan pronto como este vapor es removido y la temperatura nuevamente elevada (calor sensible), otra evolución de vapor ocurre. De esta forma, el vapor se hace más rico en componentes livianos que el líquido original⁵⁰. Cualquiera de estas destilaciones define las características de volatilidad de los crudos y las fracciones de petróleo, difiriendo solamente en el grado de fraccionamiento alcanzado. Las destilaciones ASTM se hacen en balones ENGLER, el reflujo sólo resulta de las pérdidas de calor a través de las paredes del cuello del balón. A continuación, algunas ventajas de la destilación ASTM frente a la TBP:

- Son más fáciles de maniobrar durante la experiencia
- El tiempo de destilación es de hasta un décimo del requerido para una TBP
- Llegan en menos tiempo a destilar la primera gota

Sin embargo, aún cuando ambos tipos de destilación están estandarizados, los valores TBP son más confiables por el mayor grado de fraccionamiento de una TBP el cual permite obtener una precisa distribución de los componentes de la mezcla⁵¹.

⁴⁹ Todo componente en el líquido tiende a salir de la mezcla en proporción a su presión parcial de vapor a una temperatura determinada. Nelson, (Ref.36-Pág.377)

⁵⁰ Nelson, (Ref.36-Pág.377)

⁵¹ API, (Ref.1-Pág. 3.1)

III.1.3. PROCEDIMIENTO

III.1.3.1. Elección de Muestras

Sobre la base de lo anotado en II.1.1. se eligieron las siguientes muestras:

1. Crudo Mayna
2. Crudo ONO
3. Crudo COE
- 4 Mezcla de Crudos Mayna-30%/ONO-70%⁵²
5. Mezcla de Crudos Mayna-50%/ONO-50%
6. Mezcla de Crudos Mayna-70%/ONO-30%
7. Mezcla de Crudos COE-30%/ONO-70%
8. Mezcla de Crudos COE-50%/ONO-50%
9. Mezcla de Crudos COE-70%/ONO-30%

La determinación de los porcentajes 30, 50 y 70% dentro de las mezclas se basa en **dos criterios**. El PRIMER CRITERIO está relacionado con el tope máximo de crudo Mayna (en la mezcla con el crudo ONO) que puede procesar la UDP. Según datos del Departamento Técnico de la Refinería de Talara no es conveniente sobrepasar porcentajes de 70% en volumen. La explicación de este límite está en el diseño de la UDP, que impide que se procese durante varios días un crudo pesado sin que se produzcan dificultades operativas y de seguridad. Mayores detalles en II.1.1.1.

El SEGUNDO CRITERIO evalúa la participación de los crudos en porcentajes menores para medir tendencias en sus propiedades y rendimientos. Por ello se tomó puntos de 50% y 30% tanto para el crudo Mayna, como

⁵² Este y todos los porcentajes de mezcla están en volumen.

para el crudo COE, y así mostrar una simetría en las tendencias de los parámetros de caracterización.

III.1.3.2. Determinación de Propiedades Físicas

Se sabe que, tanto los crudos como las fracciones de petróleo son mezclas muy complejas. Debido a que es imposible identificar los miles de hidrocarburos que conforman estas sustancias⁵³, tanto la naturaleza química como las propiedades de las mismas están definidas por medias empíricas⁵⁴.

Las propiedades físicas que se midieron en el laboratorio fueron las siguientes:

- | | |
|----------------------------------|-------------|
| 1. Gravedad API a 15.6°C (60°F). | ASTM D-1298 |
| 2. Porcentaje en peso de Azufre. | ASTM D-1552 |
| 3. Índice de Refracción (20°C). | ASTM D-1747 |

En el Cuadro N°2 se muestran los valores obtenidos de estas propiedades físicas.

La gravedad API, el Porcentaje de Azufre y el Índice de Refracción, son necesarios para la determinación del parámetro de Naturaleza Química. La gravedad API, transformada a su equivalente en gravedad específica, junto con el índice de refracción permiten un primer acercamiento a la naturaleza química mediante un gráfico densidad-índice refracción⁵⁵, que se verá más adelante.

⁵³ Más de 3000 compuestos, de las cuales 1000 son compuestos de azufre (Nelson, Ref.37-Pág.112). Más de 10000 compuestos (Jacob, et.al., Ref.26-Pág.2)

⁵⁴ Hariu, et.al., (Ref.25-Pág.143)

⁵⁵ Wuithier, (Ref.51-Pág.57, fig.1.28)

CUADRO N°2:
PROPIEDADES FÍSICAS MEDIDAS EN LABORATORIO
CRUDOS Y MEZCLAS DE CRUDOS

MUESTRAS	API	% S	n _D
ONO	35,5	0,049	1,4841
MAY-30/ONO-70	32,8	0,127	1,4909
COE-30/ONO-70	32,1	0,661	1,4945
MAY-50/ONO-50	31,1	0,229	1,4971
MAY-70/ONO-30	29,7	0,243	1,4983
COE-50/ONO-50	29,6	1,020	1,5003
COE-70/ONO-30	28,3	1,360	1,5047
MAYNA	27,3	0,480	1,5088
COE	25,0	1,650	1,5105

III.1.3.2.1. Destilación Atmosférica de las muestras

La destilación ASTM D-86 realizada a las muestras fue con el objeto de determinar temperaturas de ebullición que faciliten el cálculo de la **Temperatura Media Ponderada (TMP)** que representa la temperatura Promedio de Ebullición de la mezcla de hidrocarburos, que constituyen el crudo.

En la fotografía N°1 se muestra el equipo de destilación ASTM D-86 utilizado en el laboratorio.



Fotografía N°1. Destilador ASTM D-86

La TMP servirá para determinar otros parámetros, tales como el Factor de Caracterización K_{TOP} , y además la naturaleza química. El Peso Molecular, se calcula usando esta TMP, y como se verá más adelante, es el parámetro que directamente interviene en el n.d.M.

Los datos experimentales de las destilaciones D-86 se muestran en el Anexo N°1.

Las diferencias que hay entre temperaturas de corte para diferentes destilaciones pueden ser explicadas a modo de ilustración por el siguiente fenómeno. Muchos pares de compuestos destilan juntos a una temperatura no necesariamente correspondiente a la temperatura de ebullición de ambos⁵⁶. Nelson⁵⁷ hace una referencia a la mecánica molecular al verificar la existencia de moléculas de alto punto de ebullición en el primer vapor aún cuando la temperatura es mucho más baja que dichos puntos de ebullición. Estas moléculas han sido golpeadas por las moléculas de bajo punto de ebullición (de mayor velocidad) de forma que les proporcionan la energía necesaria para salir del líquido. Al perder esta energía estas moléculas, ya no salen del líquido en el momento correspondiente haciéndolo después junto con compuestos de mayor punto de ebullición.

En el Anexo N°2, se aprecia las curvas de destilación de las 9 muestras. El valor 0% en volumen es el correspondiente al Punto Inicial de Ebullición⁵⁸. El 70 % de volumen destilado se ha establecido como el punto final de ebullición atmosférica. Los criterios tomados para esta decisión fueron:

⁵⁶ Nelson, (Ref.37-Pág.112)

⁵⁷ Nelson, (Ref.36-Pág.378)

⁵⁸ Punto Inicial de Ebullición (PIE).- Temperatura en la que se recoge la primera gota de destilado en la probeta.

Craqueo térmico de la muestra. Por encima del 70%V siempre se verificó formación de vapores blancos.

Peligro que origina una fractura del balón si se continua destilando por encima del valor mencionado.

Lamentablemente, en este punto del trabajo de laboratorio, el equipo ASTM D-1160 estaba fuera de servicio y no se pudo realizar la destilación al vacío para completar la curva de destilación. Estas dificultades obligaron a los Tesisistas a extrapolar, los valores de temperatura por encima del 70% destilado. Sin embargo, al momento de la segunda etapa de selección el equipo ya se encontraba operativo pudiéndose completar la curva.

II.1.3.2.2. Cálculo de Temperatura Media Ponderada (TMP)

Maxwell⁵⁹, indica que para la determinación del Factor de Caracterización K_{UOP} y el Peso Molecular la temperatura promedio que debe ser usada es la **Temperatura Media Ponderada (TMP)**.

Para el cálculo de esta temperatura se recurrió a un método de *cálculo integral por pseudocomponentes* de la curva TBP diseñado por J. Miquel y F. Castells⁶⁰. El método requiere de la curva TBP y la gravedad específica de la muestra a analizar. Como las temperaturas registradas corresponden a la destilación ASTM D-86, se requiere de correlaciones de

⁵⁹ Maxwell, (Ref.30-Pág.10)

⁶⁰ Miquel, et.al., (Ref.32-Págs.101-105)

transformación a su equivalente TBP. Se ha utilizado la propuesta por Riazi y publicada por Wauquier⁶¹:

$$T_{TBP} = a \cdot T^b$$

Donde: T: Temperatura ASTM D-86, [°K]

T_{TBP}: Temperatura TBP, [°K]

Los valores de a y b varían según la tabla siguiente:

% Volumen Destilado	Coeficiente a	Coeficiente b
0	0.9177	1.0019
10	0.5564	1.0900
30	0.7617	1.0425
50	0.9013	1.0176
70	0.8821	1.0226

A partir de las temperaturas TBP calculadas se procedió a desarrollar el modelo matemático correspondiente a su curva. Miquel y Castells⁶² sugieren que se proponga correlaciones polinómicas de tercer grado como máximo. Con dichas correlaciones es posible extrapolar datos hasta el 100% de destilado según consta en su estudio.

En el Anexo N°3, se muestran las curvas TBP extrapoladas polinómicamente con base a los datos experimentales de las nueve muestras, así como las funciones de las que proceden y que han sido usadas en todos los cálculos presentados en el Anexo N°4.

⁶¹ Wauquier, (Ref.50-Pág.102)

⁶² Miquel, et.al., (Ref.33-Págs.265-269)

El método de pseudocomponentes se basa en "dividir" la mezcla (crudo) en una serie de rangos pequeños de ebullición, cada uno caracterizado por sus propiedades medias (peso molecular, densidad, TMP). Estos cortes se consideran como componentes individuales en una mezcla multicomponente simulada⁶³, ver Anexo N°4 (Figura A). El número de pseudocomponentes depende del rango de temperatura de destilación. Miquel y Castells aconsejan por experiencia propia, que aproximadamente cada 25°K se defina un pseudocomponente, de esta forma se reproduce en forma apropiada las propiedades de volatilidad⁶⁴ de la fracción o de la mezcla estudiada, especialmente en aquellas de amplios rangos de ebullición.

El procedimiento asume un factor de caracterización K_{UOP} constante para cada pseudocomponente, y que es el mismo para todo el rango de destilación. Si bien esta asunción es para fracciones de petróleo, con un intervalo de ebullición de 300°K, el procedimiento fuera de esta restricción ha tenido un error absoluto máximo de 1.66% en el balance de materia y de 0.53% en el balance molar. Estos valores indican que se trata de un buen método para estimar factores de caracterización (ver cuadro N°3).

Nota. - El Cálculo de la Temperatura Media Ponderada (TMP) bajo los procedimientos gráficos diseñados por Maxwell no se han seguido en esta Tesis puesto que la Temperatura volumétrica que poseen la mayoría de crudos y mezclas de la presente evaluación sobrepasa los 600°F, así como la pendiente=6, que son valores estimados como máximos en sus nomogramas.

⁶³ API, (Ref.1-Pág. 3.2)

⁶⁴ Refleja una mejor distribución de componentes ligeros, medianos y pesados en la mezcla.

En el Anexo N°4 se explica el procedimiento de cálculo de la TMP y el K_{UOP} . Asimismo, se presenta el correspondiente programa desarrollado por los Tesistas en Lenguaje Basic.

Los resultados finales de la aplicación de dicho programa a las nueve muestras se han tabulado en el Cuadro N°3. El detalle de los cálculos se presenta en el Anexo N°5, donde se muestra: el API del crudo, la función polinómica TBP utilizada, además de las fracciones molares (X_i) y volumétricas (X_{vi}), peso molecular (PM_i) y densidad (ρ_i) de cada pseudocomponente.

**Cuadro N°3:
RESULTADOS PROGRAMA PSEUDOCOMPONENTES**

RESULTADOS	MUESTRAS								
	MAYNA	MAY-70 ONO-30	MAY-50 ONO-50	MAY-30 ONO-70	ONO	COE-70 ONO-30	COE-50 ONO-50	COE-30 ONO-70	COE
N_{pse}	33	26	24	24	19	19	19	20	20
T_{ibp} (°K)	682,56	637,48	617,21	599,3	543,29	563,78	571,36	583,99	600,61
TMP	644,25	606,92	588,34	569,74	524,77	539,75	551,15	561,46	577,01
K_{UOP}	11,779	11,722	11,701	11,698	11,569	11,44	11,334	11,322	11,19
Error Materia,	1,66	1,5	1,49	1,55	1,19	1,4	1,22	1,3	1,33
Error Molar,	0,53	0,26	0,28	0,4	0,27	0,36	0,16	0,13	0,005

III.1.3.2.3. Cálculo del Peso Molecular (PM)

API⁶⁵ recomienda el uso de la ecuación de Riazi, en el Anexo N°4, para el cálculo del Peso Molecular (PM)⁶⁶. Ésta es una función de la TMP y de la gravedad específica a 60°F/60°F (ge):

$$PM = 42.965 \cdot \{ \exp(2.097 \cdot 10^{-4} \cdot TMP - 7.78712 \cdot ge + 2.08476 \cdot 10^{-3} \cdot TMP \cdot ge) \} \cdot (TMP^{1.26007} \cdot ge^{4.98308})$$

⁶⁵ American Petroleum Institute.

⁶⁶ Wauquier, (Ref.50-Págs.98-99)

Donde: TMP: Temperatura Media Ponderada, [$^{\circ}$ K]
ge : Gravedad Específica 60 $^{\circ}$ F/60 $^{\circ}$ F
PM : Peso Molecular, [gr/mol]

Esta ecuación es aplicable para mezclas de hidrocarburos con una gravedad específica menor a 0.97 y para una TMP menor a los 840 $^{\circ}$ K (1052.3 $^{\circ}$ F). El error promedio de esta ecuación es de aproximadamente 5%. Los datos de las muestras de crudos estudiadas se encuentran dentro de estos límites. La TMP utilizada es la obtenida con el Programa Basic del Anexo N $^{\circ}$ 3.

En el Cuadro N $^{\circ}$ 4, se puede observar los resultados obtenidos para las nueve muestras.

**CUADRO N $^{\circ}$ 4:
TEMPERATURA MEDIA PONDERADA Y PESO MOLECULAR
CRUDOS Y MEZCLAS DE CRUDOS**

MUESTRAS	API	TMP ($^{\circ}$ K)	TMP ($^{\circ}$ F)	PM
ONO	35,5	524,8	485	193,8
MAY-30/ONO-70	32,8	569,7	566	232,4
COE-30/ONO-70	32,1	539,7	512	203,8
MAY-50/ONO-50	31,1	588,3	599	249,4
MAY-70/ONO-30	29,7	606,9	633	267,7
COE-50/ONO-50	29,6	551,1	532	211,5
COE-70/ONO-30	28,3	561,5	551	219,6
MAYNA	27,3	644,2	700	308,1
COE	25,0	577,0	579	230,3

Tanto las TMP como los PM obtenidos dan una idea del tamaño de las moléculas presentes en las distintas muestras. Si bien es cierto, el crudo ONO, que es el más liviano, tiene la menor TMP y el menor PM, no significa que el crudo COE, que es el más pesado, tenga la TMP y el PM más alto. Se observa que la muestra que posee los mayores valores corresponde al crudo Mayna.

Sería interesante analizar las tendencias por el tipo de mezcla por separado, es decir, las mezclas

Mayna-ONO y luego las mezclas COE-ONO. Lo anterior es consecuencia de las naturalezas químicas distintas entre el crudo COE y el crudo Mayna. Este análisis se encuentra en detalle en el Anexo N°6.

III.1.3.3. Determinación de Parámetros de Caracterización

III.1.3.3.1. Factor de Caracterización K_{UOP}

Este parámetro fue introducido por Watson y Nelson como un índice del carácter químico de hidrocarburos puros y de fracciones de petróleo, utilizando las variaciones en sus propiedades físicas (TMP y Gravedad específica). Es tan sólo un parámetro aproximado de la naturaleza química de los hidrocarburos, pero de validez general porque es factible de ser utilizado en todo el rango de ebullición de un crudo⁶⁷. Este factor ya se ha definido en la ecuación(4) del Anexo N°4.

En forma general, el factor está en un rango de 12.5 para cargas parafínicas a 10.0 para cargas altamente aromáticas⁶⁸. En forma particular, Nelson menciona que crudos de base parafínica tienen K_{UOP} entre 12 y 12.5; los de base intermedia parafínica entre 11.8 y 12; y los de base nafténica entre 11 y 11.5⁶⁹. Los resultados obtenidos para los 2 tipos de mezclas se muestran en la Figura N°4 y en el Cuadro N°5 y N°6.

En el perfil de la mezcla Mayna-ONO se observa una tendencia creciente. Existe mucha similitud en

⁶⁷ Maxwell, (Ref.30-Pág.12)

⁶⁸ Bland, et.al., (Ref.11-Pág.14-9)

⁶⁹ Nelson, (Ref.36-Pág.89)

cuanto al K_{UOP} entre las mezclas 30, 50 y 70% Mayna, siendo de aproximadamente de 11.7, que es un buen valor al ser cercano a 12 indicativo que se trata de un hidrocarburo con proporciones similares de cadenas y ciclos⁷⁰, con predominancia de las cadenas. El K_{UOP} del crudo ONO es un tanto más bajo superando por poco el valor 11.5. El crudo Mayna muestra un excelente 11.8, indicativo de un hidrocarburo mixto con el mayor grado de parafinicidad entre las nueve muestras.

CUADRO N° 5
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN
CRUDOS MEZCLA MAYNA-ONO

% Mayna	API	K_{Uop}	K_{Uop} Ajuste
0	35,5	11,569	11,569
30	32,8	11,698	11,693
50	31,1	11,701	11,710
70	29,7	11,722	11,716
100	27,3	11,779	11,780

CUADRO N° 6
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN
CRUDOS MEZCLA COE-ONO

%COE	API	K_{Uop}	K_{Uop} Ajuste
0	35,5	11,569	11,571
30	32,1	11,440	11,427
50	29,6	11,344	11,366
70	28,3	11,322	11,309
100	25	11,190	11,192

Sin embargo, en el perfil de la mezcla COE-ONO, se observa una tendencia decreciente del K_{UOP} , y por lo tanto, del grado de parafinicidad, conforme se incrementa la proporción del crudo COE en la mezcla. Esto indica, que el crudo COE tiene bajo carácter parafínico, al ser su K_{UOP} sensiblemente menor a 11.2. Esto es indicativo de un crudo cuyo porcentaje aromático-nafténico podría, en el peor de los casos, superar el porcentaje de carácter parafínico. La Figura N°4 muestra además que el punto más bajo de K_{UOP} para las mezclas Mayna es el mayor para las mezclas COE. En resumen, las tendencias de parafinicidad, en forma absoluta, son totalmente opuestas. Sin embargo, el factor K_{UOP} no es el único parámetro a tomar en cuenta, es necesario completar la caracterización de

⁷⁰ Wauquier, (Ref.50-Pág.42)

las muestras determinando su naturaleza química. Este análisis es más específico y permitirá confirmar las suposiciones anteriores, además de ofrecer un panorama más completo para la selección.

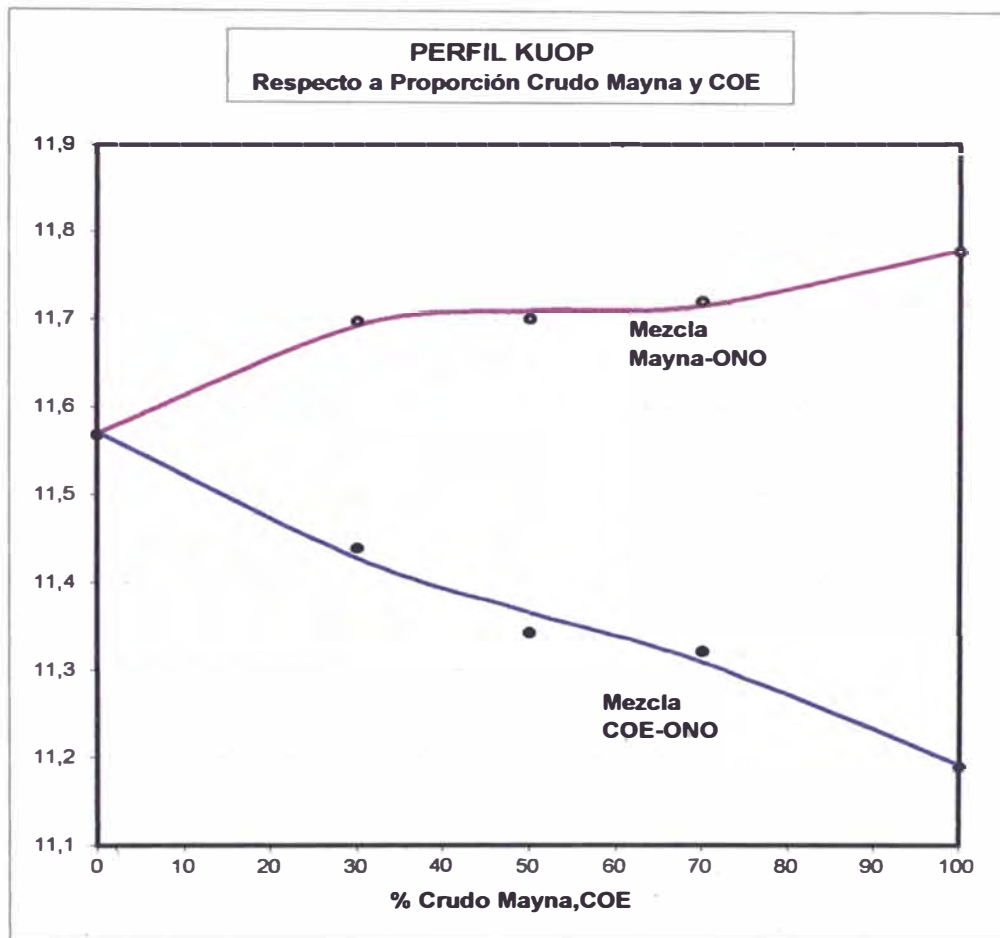


Figura N°4

III.1.3.3.2. Determinación de la Naturaleza Química

La determinación de la naturaleza química de las muestras se basó en la utilización del *método n.d.M.* Este método involucra fórmulas y ecuaciones y está estandarizado según la norma ASTM D-3238-95. Además

Wuithier⁷¹ presenta la posibilidad de hacer uso del Punto de Anilina, en reemplazo del Peso Molecular si no es posible obtenerlo. Aún cuando la norma no establece el procedimiento de cálculo en caso que las propiedades necesarias sean medidas a una temperatura distinta a 20°C, Wuithier da la posibilidad de utilizar propiedades medidas a 70°C.

El método calcula la distribución de carbonos y el contenido de anillos en una molécula promedio de aceite. Es decir, los resultados están expresados en términos de anillos aromáticos por molécula promedio (R_A), anillos nafténicos por molécula promedio (R_N); porcentaje del total de átomos de carbono que están presentes en las estructuras de los anillos aromáticos ($\%C_A$), en los anillos nafténicos ($\%C_N$) y en las cadenas parafinas ($\%C_P$)⁷².

El método ofrece una precisión del orden + 1.5% para los porcentajes de carbono y de ± 0.08 para el número de anillos por molécula a condición de que: el PM sea mayor a 200, el $\%C_A$ inferior a $1.5 \cdot \%C_N$, y que el porcentaje de C_P sea superior a 25%⁷³. En el Anexo N°7 se muestra la rutina de cálculo seguida para la determinación de los parámetros de composición química y que puede ser obtenida en cualquiera de las dos fuentes bibliográficas mencionadas.

Los resultados de dicha rutina de cálculo para las nueve muestras se observan en los Cuadros N°7 y N°8. Estos resultados se ajustan gráficamente a rectas, como se observa en las Figuras N°5 y N°6. El ajuste obedece a la necesidad de mostrar tendencias de naturaleza química.

⁷¹ Wuithier, (Ref.51-Pág.59)

⁷² ASTM, (Ref.3-Págs.337-338)

⁷³ Wuithier, (Ref.51-Pág.60)

CUADRO N°: 7
NATURALEZA QUÍMICA DE LOS CRUDOS
MEZCLAS MAYNA/ONO

MUESTRAS	Datos Experimentales			Datos Ajustados		
	%C _{paraf}	%C _{naftén}	%C _{arom}	%C _{paraf}	%C _{naftén}	%C _{arom}
ONO	67,4	1,7	30,9	67,46	2,54	30,00
MAY-30/ONO-70	67,6	3,3	29,1	67,65	1,96	30,39
MAY-50/ONO-50	68,0	1,1	30,9	67,84	1,38	30,77
MAY-70/ONO-30	62,1	10,0	28,0	68,04	0,80	31,16
MAYNA	68,2	0,0	31,8	68,23	0,23	31,54

La Figura N°5 muestra que cuanto mayor sea la proporción de crudo Mayna en la mezcla con el ONO, el carácter parafínico se incrementa ligeramente, aproximadamente desde 67% a 68%. Al mismo tiempo se observa una disminución del carácter nafténico con el incremento de la proporción del crudo Mayna, desde aproximadamente 2.5% hasta 0.2%. Cabe señalar que los puntos correspondientes al 70% Mayna, no se han considerado en los ajustes por mostrar una desviación de las tendencias según la gráfica.

CUADRON°: 8
NATURALEZA QUÍMICA DE LOS CRUDOS
MEZCLAS COE/ONO

MUESTRAS	Datos Experimentales			Datos Ajustados		
	%C _{paraf}	%C _{naftén}	%C _{arom}	%C _{paraf}	%C _{naftén}	%C _{arom}
ONO	67,4	1,7	30,9	66,68	1,04	32,28
COE-30/ONO-70	63,3	3,1	33,6	62,78	4,62	32,61
COE-50/ONO-50	56,2	10,3	33,5	58,88	8,19	32,93
COE-70/ONO-30	55,9	9,5	34,6	54,97	11,77	33,26
COE	51,6	16,4	32,1	51,07	15,36	33,58

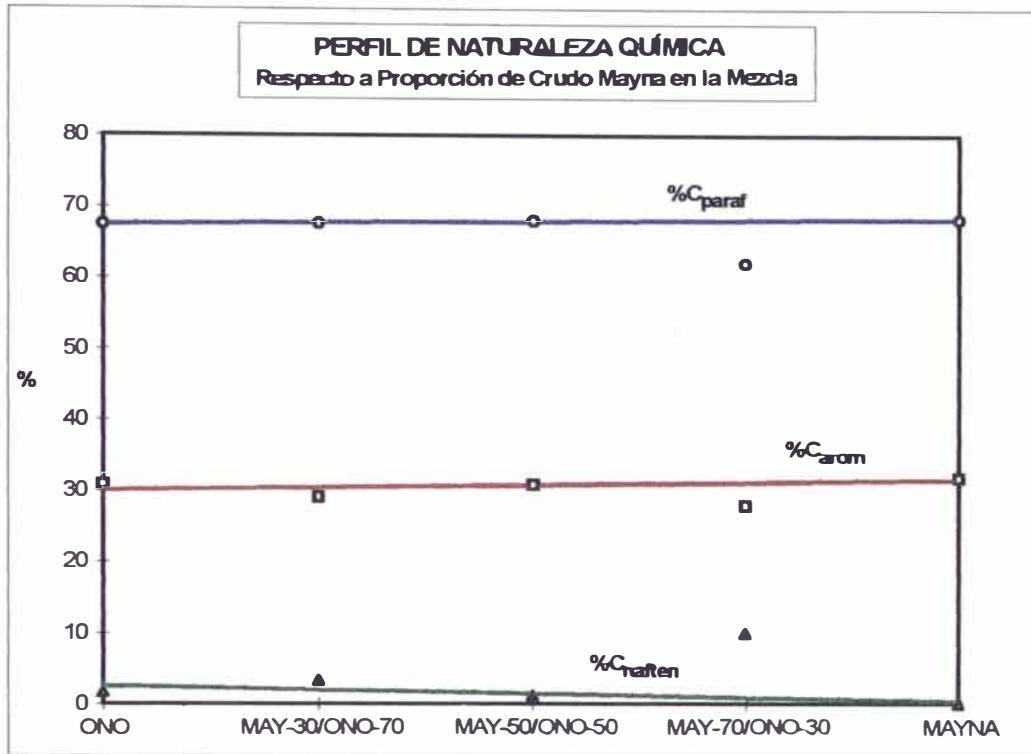


Figura N°5

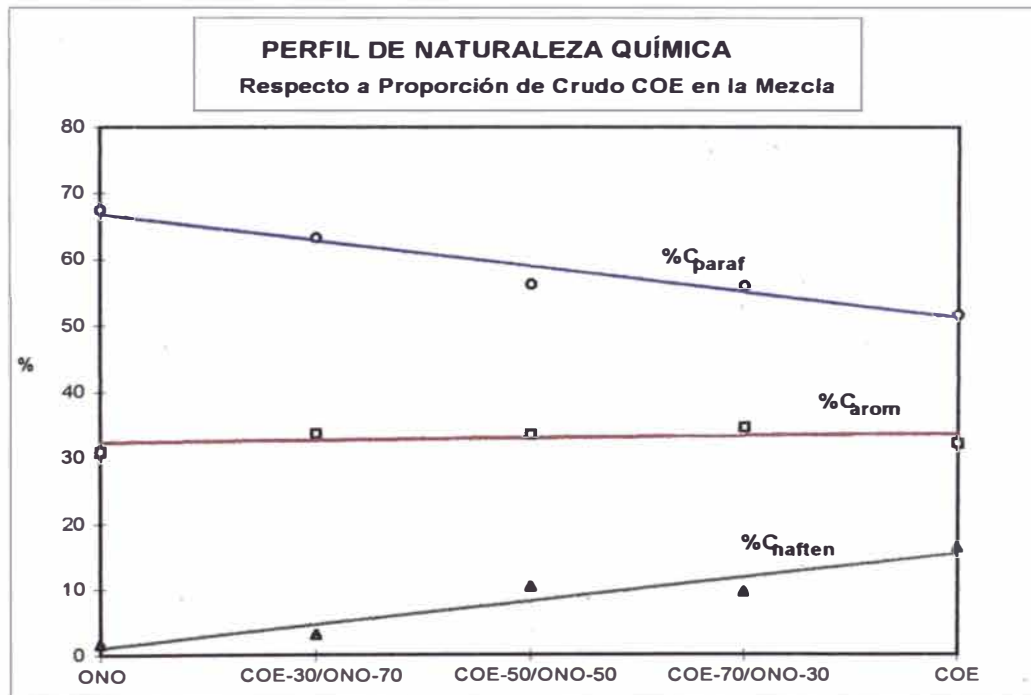


Figura N°6

La Figura N°6 muestra que cuanto mayor sea la proporción de crudo COE en la mezcla con el crudo ONO, el carácter parafínico disminuye notoriamente, desde aproximadamente 67% a 51%, mientras que al mismo tiempo el carácter nafténico aumenta desde 1 a 15%. En ambos tipos de mezcla existe un porcentaje de carácter aromático aproximadamente constante de 30 a 33%.

En promedio, este porcentaje nos indica que existe un anillo por molécula de crudo, y por los resultados, mayormente se trata de anillos aromáticos. En la Figura N°7, se confirma que las muestras estudiadas son de carácter mixto (parafínico, aromático y nafténico), pero que existe una predominancia parafínica-aromática. La naturaleza química encontrada, junto con el factor K_{UOP} permiten tener un mejor juicio sobre las características de las muestras.

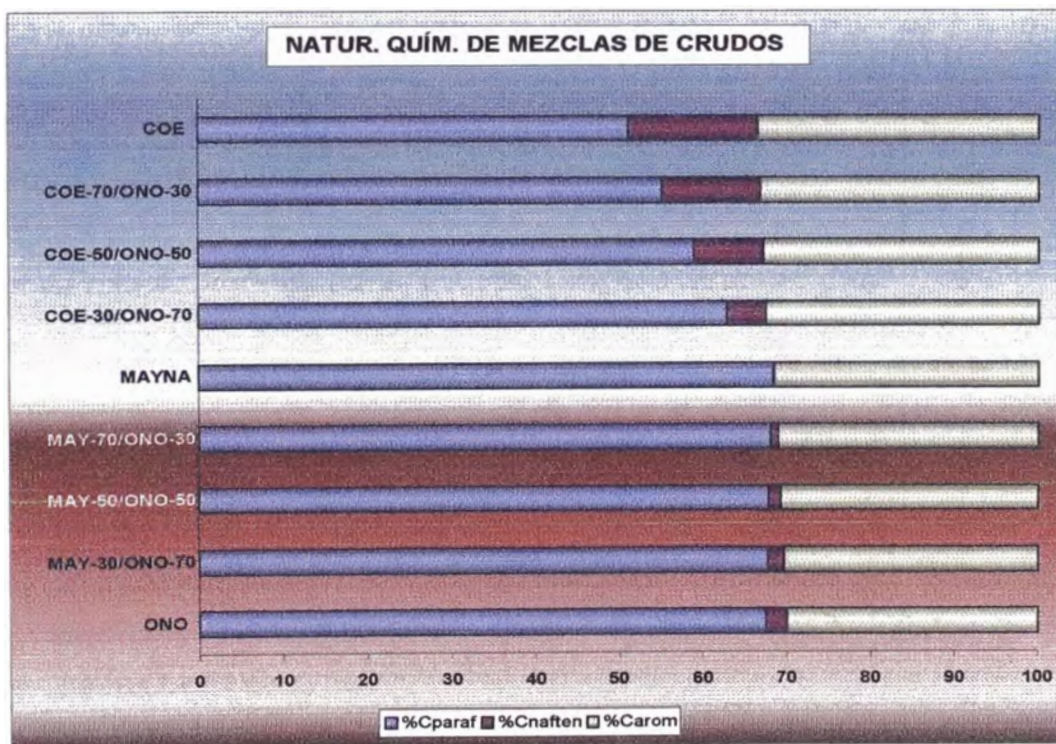


Figura N°7

Con lo dicho anteriormente se confirman, las hipótesis anteriores con respecto a la presencia de más hidrocarburos con carácter parafínico en las mezclas Mayna que en las mezclas COE. Obviamente, el K_{UOP} como parámetro indicativo de parafinicidad ratifica la teoría que a mayor K_{UOP} mayor carácter parafínico.

En la sección III.1.3.2. se mencionó que Wuithier muestra un sistema índice de refracción-densidad^{20°C}, en el cual se puede establecer un criterio de caracterización. En este sistema se determina que a partir de la coordenada $d^{20°C}=0.856$ y $n_D^{20°C}=1.476$ hacia arriba (mayores densidades e índices), existe un apreciable carácter aromático. Los datos que se han obtenido de estas propiedades para las muestras caen en el rango que se acaba de mencionar. Esto refuerza las deducciones hechas en cuanto a la presencia importante de componentes aromáticos en las muestras.

El Anexo N°8, muestra un cuadro donde están todas las variables de entrada, los resultados intermedios y los finales que tienen que ver con el cálculo del n.d.M. permitiendo comparar cualquier dato que se quiera.

III.1.4. CONCLUSIONES PRELIMINARES

1. Se descarta en esta primera etapa de selección el crudo COE y sus mezclas con el ONO, en todas sus proporciones porque muestran tendencias negativas de parafinicidad en sus parámetros de caracterización.
2. El crudo Mayna, aún cuando presenta un buen K_{UOP} y la máxima proporción de carácter parafínico entre

todas las muestras, se descarta por las dificultades que generaría su procesamiento en la UDP de la Refinería Talara.

3. El crudo ONO, como materia prima (100%), se descarta básicamente por la diferencia que muestra en el K_{UOP} con respecto a los valores correspondientes para las mezclas 30,50 y 70% Mayna. El aspecto de rendimiento de crudo reducido, aún cuando no se ha estudiado en esta etapa, está relacionado directamente con el API del Crudo, cuanto menor es éste más rendimiento de fondos de UDP se obtendrá. En ese sentido, los datos muestran una gran diferencia en el API entre el ONO puro (35.5°) API y las mezclas ($30-32^\circ$)API.
4. Tanto las mezclas Mayna-Ono como las mezclas COE-ONO, muestran un carácter predominantemente parafínico-aromático.
5. Los K_{UOP} de las mezclas Mayna-30%/ONO-70%, Mayna-50%/ONO-50%, y Mayna-70%/ONO-30%, numéricamente difieren en el orden de los centésimos, siendo el mayor valor el correspondiente a la mezcla 70% Mayna (11.77).
6. Según las tendencias que muestra la Figura N°5, la diferencia de $\%C_{PARAF}$ en las mezclas Mayna-30%/ONO-70%, Mayna-50%/ONO-50%, y Mayna-70%/ONO-30% es del 0.2% entre cada una, siendo mayor la correspondiente a la mezcla 70% Mayna con un $\%C_{PARAF} = 68.04$.
7. Existe la confirmación vía la naturaleza química, que las muestras estudiadas son HCT, porque su carácter parafínico, en el peor de los casos (COE-100%) supera el 50% de la composición total.
8. El crudo Mayna incrementa el carácter parafínico en las mezclas, mientras que el COE lo disminuye.

III.1.5. MEZCLAS DE CRUDOS PRE-SELECCIONADAS

Terminada esta primera etapa y sobre la base del análisis anterior, los tesisistas consideraron como posibles materias primas para la producción de bases lubricantes de carácter parafínico las siguientes:

1. Primera Opción: **Mayna-70%/ONO-30%**
2. Segunda Opción: **Mayna-50%/ONO-50%**
3. Tercera Opción: **Mayna-30%/ONO-70%**

En la etapa siguiente se procederá a una evaluación comparativa más específica y de esta forma seleccionar técnicamente la mejor mezcla de crudos de entre ellas.

III.2. SEGUNDA ETAPA: ELECCIÓN FINAL

III.2.1. FUNDAMENTO

Esta etapa de selección tiene su fundamento en la leve diferencia del valor numérico en los parámetros de caracterización calculados para las mezclas MAYNA-30/ONO-70, MAYNA-50/ONO-50 y MAYNA-70/ONO-30. Es necesario, por lo tanto, establecer una diferenciación técnica mucho más selectiva. La vía utilizada para conseguir este propósito fue la del análisis del crudo reducido de las tres mezclas de crudos consideradas, pues al final, la **Materia Prima** para la producción de bases lubricantes será el **Crudo Reducido** que se seleccione.

III.2.2. METODOLOGÍA DEL PROCEDIMIENTO APLICADO

Se procedió bajo la siguiente metodología:

1. Destilación Atmosférica Hempel ASTM D-285 de las tres mezclas de crudos.
2. Destilación al Vacío ASTM D-1160 (10 mmHg), de cada crudo reducido resultante del paso (1).
3. Caracterización
 - 3.1. Al corte lubricante de cada residuo atmosférico se midió:
 - 3.1.1. Gravedad API
 - 3.1.2. Viscosidades a 40°C y 100°C
 - 3.1.3. Pour Point

3.1.4. Determinación de Índice de Viscosidad

Éstas constituyen las propiedades físicas que caracterizan a los aceites lubricantes.

3.2. En el residuo de vacío, medición de:

3.2.1. Gravedad API

3.3. Determinación de Rendimientos

4. Decisión final. Con base en las caracterizaciones hechas en el paso (3), elección de la materia prima,

III.2.3. PROCEDIMIENTO

III.2.3.1. Destilación Atmosférica Hempel ASTM D-285

Esta destilación tuvo como fin la obtención de crudos reducidos en volumen suficiente para la obtención posterior del Corte lubricante. Además como resultado de estas destilaciones, y como información adicional de utilidad para la Refinería Talara, se determinaron los valores promedio de los rendimientos de las fracciones ligeras.

Mediante el proceso de destilación Hempel se obtendrán los porcentajes recuperados en función a los siguientes rangos de temperatura definidos por el Laboratorio, considerando las características físicas de los cortes que se desean obtener en el programa de producción de la Refinería Talara:

<i>Fracción 1</i>	<i>Hasta 300°F = Hasta 148.9°C</i>
<i>Fracción 2</i>	<i>De 300 a 350°F = De 148.9 a 176.7°C</i>
<i>Fracción 3</i>	<i>De 350 a 400°F = De 176.7 a 204.4°C</i>
<i>Fracción 4</i>	<i>De 400 a 450°F = De 204.4 a 232.2°C</i>
<i>Fracción 5</i>	<i>De 450 a 500°F = De 232.2°C a 260°C</i>
<i>Fracción 6</i>	<i>De 500 a 550°F = De 260°C a 287.7°C</i>
<i>Fracción 7</i>	<i>De 550 a 600°F = De 287.7°C a 315.6°C</i>

Al balón de destilación se cargan 400 ml de crudo. El porcentaje en volumen con relación a la carga, de las fracciones recuperadas se calcula así:

$$\% V_i = \text{Volumen recuperado} \cdot 100 / 400$$

El porcentaje destilado final(%C_{DEST}) se calcula sumando todos los porcentajes (%V_i) de las fracciones hasta la última fracción. El porcentaje en volumen de crudo reducido se calcula de la siguiente manera:

$$\% C_{RED} = \frac{\text{Peso Crudo Reducido} / \text{Gr.Esp}_{CRUDO RED}}{400} \cdot 100$$

La pérdida⁷⁴ en (%V) se calcula:

$$\% Pérdida = 100 - \%C_{RED} - \%C_{DEST}$$

En la fotografía N°2 se muestra el equipo de destilación Hempel (ASTM D-285).

⁷⁴ Las pérdidas son debidas a los componentes extremadamente volátiles de la carga que no han sido condensados y recogidos en la probeta al inicio de la destilación.



Fotografía N°2. Destilador Hempel ASTM D-285

El principal cuidado a tener en esta etapa es la correcta homogeneización de la carga por destilar. Entre las consecuencias mencionadas por el Boletín Técnico ARPEL, y que los tesisistas asimilan al trabajo en el laboratorio, está la variación del rendimiento de los destilados así como el del crudo reducido. La falta de dicha homogeneización provoca que el crudo se **estratifique**⁷⁵. Más aún, la estratificación se presenta sobretodo en los crudos parafínicos o en aquellos que tengan mayor proporción parafínica en su constitución, y está relacionada directamente con el tiempo de almacenamiento del crudo antes de destilarlo. Los componentes parafínicos pesados tienden a concentrarse en ciertos niveles variando la carga que se destilará.

El Cuadro N°9 muestra: el promedio de los porcentajes de las fracciones, la gravedad específica del crudo reducido acumulado, así como los rendimientos de crudo reducido para las tres muestras. El Anexo N°9 muestra las corridas de laboratorio y los respectivos datos para elaborar el Cuadro N°9. En el Anexo N°10 se muestra una comparación por corte de destilación Hempel para las tres mezclas de crudos.

⁷⁵ Ecopetrol, (Ref.17-Pág.15)

CUADRO N°9:
PROMEDIO DE DESTILACIONES PARA CADA MEZCLA DE CRUDOS
DESTILACIÓN HEMPEL

FRACCIÓN		CRUDO: MAY-30/ONO-70		CRUDO: MAY-50/ONO-50		CRUDO: MAY-70/ONO-30	
		Vol _{prom.} ml	% Destilado	Vol _{prom.} ml	% Destilado	Vol _{prom.} ml	% Destilado
Hasta 300°F	Hasta 148,9°C	61	15,3	51	12,8	44	11,0
300 - 350°F	148,9 - 176,7°C	14	3,5	17	4,3	15	3,8
350 - 400°F	176,7 - 204,4°C	24	6,0	15	3,8	16	4,0
400 - 450°F	204,4 - 232,2°C	23	5,8	19	4,8	15	3,8
450 - 500°F	232,2 - 260,0°C	26	6,5	23	5,8	20	5,0
500 - 550°F	260,0 - 287,8°C	30	7,5	25	6,3	29	7,3
550 - 600°F	287,8 - 315,6°C	43	10,8	65	16,3	38	9,5
		% Destilado Final	55,25	% Destilado Final	53,75	% Destilado Final	44,3
		Peso C.Reduc.(gr)	164,03	Peso C.Reduc.(gr)	169,43	Peso C.Reduc.(gr)	204,36
		% Crudo Reducido	43,99	% Crudo Reducido	45,40	% Crudo Reducido	54,7
		% Pérdida	0,76	% Pérdida	0,85	% Pérdida	1,00
		P _{crudo red (Acumul)}	0,9322	P _{crudo red (Acumul)}	0,9330	P _{crudo red (Acumul)}	0,9340

El crudo reducido acumulado de estas destilaciones Hempel representa la carga para la destilación ASTM D-1160

III.2.3.2. Destilación al Vacío. ASTM D-1160

Tuvo como fin obtener el corte lubricante y residuo de vacío para la respectiva caracterización de cada uno de una las mezclas de crudos.

La destilación D-1160 se hizo con una carga de 200 ml, en este caso de crudo reducido. La presión a la que se destiló es de 10 mmHg.

Se necesitó de tres destilaciones al vacío para acumular volumen suficiente para la caracterización. Las temperaturas registradas de destilación no fueron las mismas en ninguna de las tres corridas, existieron variaciones. En el Anexo N°11 se mencionan los posibles factores que ocasionaron dichas variaciones.

En el Cuadro N°10 se presentan las temperaturas promedio de la destilación ASTM D-1160 de los crudos reducidos de las tres mezclas provenientes de las destilaciones Hempel. Las temperaturas que dan origen al Cuadro N°10 se encuentran en el Anexo N°12.

CUADRO N°10:
DESTILACIÓN AL VACÍO ASTM D-1160
Temperaturas referentes a 10 mmHg

% Vol.Dest.	TEMPERATURA (°F)		
	MAYNA 30%	MAYNA 50%	MAYNA 70%
0	320	342	305
10	446	460	448
20	476	490	478
30	500	510	510
40	530	542	546
50	564	578	584
60	600	614	620

Se observa como a partir del 30% destilado se comienzan a diferenciar las temperaturas para cada mezcla siendo, para un mismo % en volumen, mayores en la mezcla MAYNA-70 con respecto a la mezcla MAYNA-50 y ésta a su vez, con valores mayores que la mezcla

MAYNA-30. Esto es un indicativo que a partir del 30% en volumen destilado, la proporción del crudo MAYNA comienza a ser un factor preponderante sobre la temperatura de destilación debido a la presencia de hidrocarburos más pesados.

Se ha destilado hasta el 60% en volumen de crudo reducido con el fin de poder comparar las fracciones lubricantes y residuos de vacío de cada mezcla. Se trata de un criterio impuesto por los Tesistas para fijar una variable del proceso. Los Tesistas comprobaron que por encima del 60%, la destilación de cortes excesivamente parafinosos dificultan el control manual del destilador para detener en el momento preciso la operación.

Wauquier⁷⁶ presenta un procedimiento para transformar temperaturas ASTM D1160 (10 mmHg) a sus equivalentes atmosféricos TBP. El cálculo no es directo, requiere de una transformación previa a temperaturas TBP (10 mmHg). En el Anexo N°13 se muestra en detalle el procedimiento de cálculo.

Los resultados de los cálculos en cada paso, y para cada mezcla, se presentan en el Anexo N°14. Los resultados finales se muestran en el cuadro N°11.

CUADRO N°: 11
TEMPERATURA (°F)- TBP, 760 mmHg
Porcentaje con respecto al crudo reducido

% Vol.Des.	Mezclas de Crudos		
	May-30%	May-50%	May-70%
0	545	568	533
10	705	724	709
30	778	792	791
50	860	876	883
60	901	917	923

⁷⁶ Wauquier, (Ref.50-Págs.103-105)

III.2.3.3. Caracterización

Obtenidas las fracciones lubricantes de las tres mezclas, así como sus residuos de vacío, se procedió a medir las propiedades físicas importantes.

En las **fracciones lubricantes**:

1. Gravedad API, que servirá para calcular rendimientos.
2. Viscosidad a 40°C y a 100°C, con el fin de calcular el Índice de Viscosidad (IV).
3. Pour Point, con un fin comparativo. El Pour Point de bases de carácter parafínico está relacionado con la cristalización de las n-parafinas. La severidad del tratamiento estará determinada, justamente, por la cantidad de las n-parafinas presentes en las fracciones lubricantes.
4. El cálculo del Índice de Viscosidad es el parámetro más importante en esta etapa confirmatoria. El IV muestra la capacidad de un lubricante a conservar constante su viscosidad en un gran rango de temperaturas⁷⁷. Un IV cercano a 100 indica que el lubricante no es viscoso a bajas temperaturas o delgado a altas temperaturas, a este grupo pertenecen las bases parafínicas⁷⁸. Como existe una relación directamente proporcional entre el K_{UOP} y el IV, es de suponer que se mantendrá la tendencia que favorece a la mezcla MAYNA-70/ONO-30. Sin embargo, es probable que el IV sea un parámetro más sensible para la diferenciación de las mezclas, porque su cálculo lo es para pequeños cambios en las viscosidades.

⁷⁷ Wauquier, (Ref.50-Pág.291)

⁷⁸ Wynne, (Ref.52-Pág.49)

En el **Residuo de Vacío**:

Sólo se midió la gravedad API, con el fin de establecer el balance de materia que permita concluir con los cálculos de rendimientos de las tres mezclas.

Finalmente el cuadro N°12 presenta las propiedades anteriormente citadas y la Figura N°8 el Balance total de Rendimiento.

CUADRO N°12:
CARACTERIZACIÓN CONFIRMATORIA
Mezclas de Crudo

CORTE	MAYNA 30%	MAYNA 50%	MAYNA 70%
Destilado			
Sp.Gr.	0,8973	0,8978	0,9024
API	26,2	26,1	25,3
$\mu_{40^{\circ}\text{C}}$	34,1	44,6	47,3
$\mu_{100^{\circ}\text{C}}$	5,2	6,1	6,4
Pour Point, °C	33	30	25
I.V.	70,9	71,4	75,8
Residuo			
Sp.Gr.	0,9909	0,9915	0,9981
API	11,3	11,2	10,27

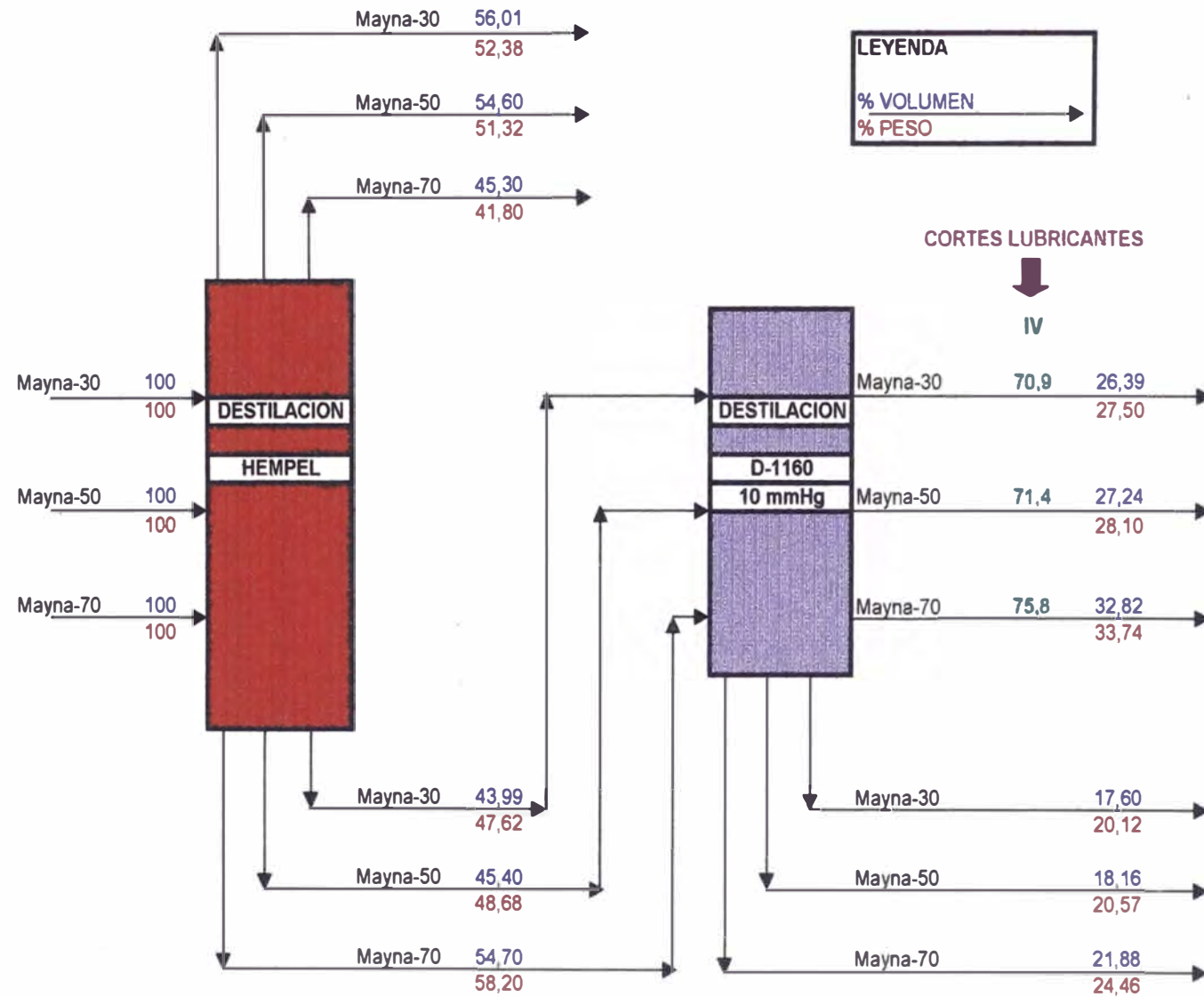
BALANCE RENDIMIENTOS en DESTILACIÓN VACÍO

	MAYNA 30%	MAYNA 50%	MAYNA 70%
Vol. carga, ml	200	200	200
Sp.Gr. Carga	0,9322	0,9330	0,9340
Carga, gr	186,4	186,6	186,8
Vol. Dest., ml	120	120	120
Sp.Gr. Dest.	0,8973	0,8978	0,9024
Destilado, gr	107,7	107,7	108,3
Residuo, ml	79,5	79,5	78,7
Pérdida, ml	0,5	0,5	1,3
RENDIMIENTOS EN VOLUMEN			
% Destilado	60,0	60,0	60,0
% Residuo	39,7	39,8	39,3
% Pérdida	0,3	0,2	0,7
RENDIMIENTOS EN PESO			
% Destilado	57,8	57,7	58,0
% Residuo	42,2	42,3	42,0

Como complemento informativo de utilidad a la Refinería, en el Anexo N°15 se muestra una vía para determinar la curva que representa la destilación TBP del crudo.

Figura N° 8

DIAGRAMA DE BALANCE DE MATERIA: DESTILACIÓN EN LABORATORIO. MEZCLAS CRUDOS MAYNA/ONO



III.2.4. DECISIÓN FINAL

Los resultados de la caracterización hecha en la sección III.2.3.3. indican una **diferencia apreciable en el IV** de la fracción lubricante de la mezcla Mayna-70/ONO-30 (75.8) con respecto a las correspondientes de las mezclas 50% Mayna (71.4) y 30% Mayna (70.9). Entre éstas existe tan sólo una diferencia en el IV de 0.5, mientras que con la mezcla Mayna 70% existe una diferencia promedio⁷⁹ de 4.7, es decir una diferencia casi 10 veces mayor.

Los rendimientos obtenidos en crudos reducidos indican la superioridad de la mezcla Mayna-70% y consecuentemente en los respectivos rendimientos de sus fracciones lubricantes y residuo de vacío.

Por lo tanto, tomando en consideración las conclusiones preliminares de la sección III.1.4. y visto los resultados obtenidos de los estudios y análisis realizados en la Segunda Etapa, los Tesistas **eligieron la mezcla de crudos MAYNA-70/ONO-30** como materia prima para continuar el desarrollo del tema de Tesis propuesto.

Finalmente se presenta en el Cuadro N°13, la hoja técnica de la mezcla seleccionada como complemento informativo y de resumen de la caracterización hecha, así como también, en el Anexo N°16 se muestra la curva TBP (graficada a mayor escala) y sus fracciones atmosféricas.

El Anexo N°17, muestra la hoja técnica de las mezclas Mayna-50% y Mayna-30%.

⁷⁹ Promedio de la diferencia de IV entre las mezclas Mayna-70% y Mayna-50%, y la correspondiente entre las mezclas Mayna-70% y Mayna-30%.

CUADRO N°13:

CRUDO MAY-70/ONO-30

HOJA TÉCNICA

PRUEBA	Resultado
GRAVEDAD API (15,6°C)	29,7
Gravedad específica (15,6°C)	0,8778
Viscosidad, cS (37,8°C)	17,41
Viscosidad, cS (50°C)	12,29
Azufre Total, % Peso	0,243
Sales, (lbs/MBrl)	0,2
Agua y Sedimentos, %vol	0,1
Peso Molecular	268
Kuop	11,7
% C _{aromáticos} (ajustado)	31,2
% C _{parafínicos} (ajustado)	68,0
% C _{nafténicos} (ajustado)	0,8
Destilación ASTM D-86	
PIE (°F)	186,0
5% Recuperado	280,3
10% Recuperado	360,0
15% Recuperado	430,7
20% Recuperado	490,0
25% Recuperado	539,5
30% Recuperado	569,7
35% Recuperado	596,0
40% Recuperado	611,7
45% Recuperado	636,0
50% Recuperado	654,5
55% Recuperado	682,0
60% Recuperado	699,5
65% Recuperado	731,5
70% Recuperado	767,5
Temperatura Media Ponderada (°F)	632,8
Destilación Hempel	
Recuperado hasta 148,9°C	11,0
Recuperado de 148,9 hasta 176,7°C	3,8
Recuperado de 176,7 hasta 204,4°C	4,0
Recuperado de 204,4 hasta 232,2°C	3,8
Recuperado de 232,2 hasta 260,0°C	5,0
Recuperado de 260,0 hasta 287,7°C	7,3
Recuperado de 287,7 hasta 315,6°C	9,5
Recuperado hasta 315,6°C, % Vol	44,3
Residuo +315,6°C, %Vol	54,7
Pérdida	1,0
Pruebas Residuo Hempel	
Gravedad API (15,6°C)	20,0
Gravedad específica (15,6°C)	0,9340
Viscosidad, cS (50°C)	147,25
Pour Point, °C	27

CAPÍTULO IV

OBTENCIÓN DE DESTILADOS

LUBRICANTES Y ACEITE DESASFALTADO

METODOLOGÍA GENERAL DEL CAPÍTULO IV

Luego de seleccionar la mezcla de crudos HCT MAYNA-70/ONO-30 como la más apropiada para obtener Bases Lubricantes se procedió a analizar con más detalle el **Crudo Reducido** y los destilados procedentes del mismo.

La metodología establecida por los Tesistas en esta parte está basada en dos aspectos:

1. **Determinación de los rangos finales de corte de los Destilados Lubricantes.** Los pasos seguidos fueron:
 - 1.1. **Obtención del Crudo Reducido.** Acumulación de residuo atmosférico a través de destilaciones Hempel a la mezcla MAYNA-70/ONO-30.
 - 1.2. **Destilación del Crudo Reducido.** Destilación ASTM D-1160 (al vacío), modificada por lo Tesistas, para la caracterización y obtención de los cortes de vacío al 5% en volumen.
 - 1.3. **Cálculos.** A través de procedimientos de cálculo y datos experimentales de (1.2) se procede a establecer los rangos de corte que permitirán definir y obtener el corte Gas-Oil, los tres destilados lubricantes, y el residuo de vacío.

2. Obtención de los tres destilados lubricantes y el aceite desasfaltado (DAO) para la Refinación Selectiva.

2.1. Acumulación de crudo reducido.

2.2. Destilación al vacío del crudo reducido.

Acumulación de Destilados Lubricantes y Residuo de Vacío de acuerdo a los rangos de corte determinados en (1).

2.3. Desasfaltado. Extracción, a partir del residuo de vacío acumulado, del Aceite desasfaltado (DAO).

IV.1. RANGOS FINALES DE CORTE DE LOS DESTILADOS LUBRICANTES

IV.1.1. OBTENCIÓN DEL CRUDO REDUCIDO

Si bien toda la evaluación ha partido del análisis del crudo, éste primariamente produce gases, gasolinas, kerosene, diesel, además del residuo atmosférico. De dicha separación inicial no es posible obtener destilados lubricantes, es necesario someter al residuo a otra separación a presión reducida, para obtenerlos.

Para obtención del crudo reducido fue necesario realizar varias destilaciones Hempel en el Laboratorio a la mezcla de crudos MAYNA-70/ONO-30. El Anexo N°18 muestra las 16 destilaciones realizadas, el API de los crudos MAYNA y ONO utilizados para la mezcla, así como las estadísticas de porcentajes destilados, porcentajes de crudo reducido y pérdidas resultantes. Las diferencias que existen entre temperaturas de corte se sustentan en el Anexo N°11. El Cuadro N°14 muestra en resumen los resultados del Anexo N°18. Como se recordará, el porcentaje en volumen de crudo reducido, mostrado en el cuadro N°9 fue de 54.7%, la variación con respecto al mostrado en el cuadro N°14, es de sólo 3.3%.

Cuadro N°14:

RESUMEN DESTILACIONES HEMPEL

ACUMULACIÓN PARA CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO REDUCIDO

Parámetro	Promedio	Desv.Est.
<i>API (Mezcla Crudos)</i>	29.2	0.3
<i>Punto Final Ebull. (°F)</i>	569	17
<i>% Vol. Destilado</i>	41.2	0.3
<i>API (Crudo Reducido)</i>	20.0	0.1
<i>% Vol. Crudo Reducido</i>	58.0	0.4
<i>% Vol. Pérdidas</i>	0.8	0.4
<i>% Peso Crudo Reducido</i>	61.5	0.4

IV.1.2. DESTILACIÓN AL VACÍO AL 5% EN VOLUMEN DEL CRUDO REDUCIDO

La obtención de 14 cortes destilados al 5% en volumen permitirá, a través de un posterior análisis de viscosidades, determinar los rangos finales.

La destilación al vacío se hizo subdividiendo el residuo atmosférico en cortes al 5% en volumen. No se eligió porcentajes en volumen menores por las siguientes razones:

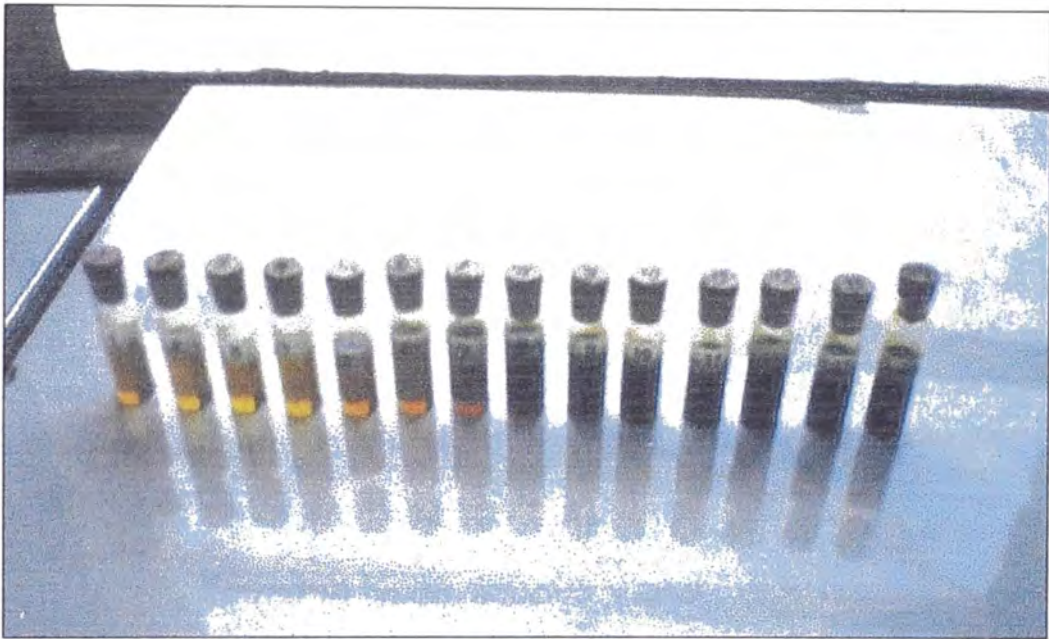
1. La necesidad de obtener mayor número de destilaciones y así recolectar un volumen suficiente de corte factible de ser caracterizado.
2. La maniobrabilidad del equipo modificado por los Tesistas no permitía cambios rápidos de los recipientes colectores.

3. Tratándose de una carga tan pequeña (200 ml), favorecería la heterogeneidad en la composición de cada corte durante la acumulación de los mismos.

Como complemento informativo, en el Anexo N°19 se presenta una caracterización del crudo reducido utilizado en esta etapa, mostrándose los resultados (Cuadro E), así como los procedimientos de cálculo. Adicionalmente, en el Anexo N°20 se presenta el análisis de propiedades físicas que se realizó a los 14 cortes con el fin de tener un mejor conocimiento de la composición y constitución de toda la fracción lubricante.

La destilación se rige, básicamente, por la norma ASTM D1160. El equipo que se utiliza para cumplir con dicha norma fue modificado, en parte, cambiando el recipiente de destilado original de 200 ml por una válvula de vidrio de 2 vías y dos recipientes de destilado graduados de 25ml. Hay que recalcar que estas innovaciones no modifican el procedimiento de destilación normalizado. El equipo TBP, referido en la sección III.1.2., es el recomendado técnicamente para el tipo de evaluación que se hará a continuación, por el mayor volumen de carga, como por la calidad en el fraccionamiento. A falta de un Equipo TBP en buenas condiciones en el Laboratorio de la Refinería Talara, se optó por utilizar la destilación ASTM.

En la fotografía N°3 se muestra los 14 cortes al 5% obtenidos en la destilación al vacío ASTM D-1160.



Fotografía N°3. Catorce cortes de vacío al 5% vol.

IV.1.2.1. Procedimiento establecido para la Acumulación de Cortes provenientes de la Destilación al Vacío

El procedimiento que a continuación se presenta está conformado por análisis normalizados e innovaciones propias:

1. Cargar crudo reducido HCT MAYNA-70/ONO-30 en un balón de vidrio de 500 ml diseñado para destilación ASTM-D1160 en una cantidad de 200 ml. Este volumen debe ser medido exactamente en cada destilación, de lo contrario contribuiría a que los rangos de corte observados no sean los mismos en cada corrida. El volumen se carga en función al peso del crudo reducido a destilar. Éste se calcula midiendo el API de la muestra (a 60°F⁸⁰), convirtiendo su valor al equivalente de gravedad específica⁸¹ y multiplicándolo por 200 ml, a continuación un ejemplo:

$$\text{API}(60^\circ\text{F}) \text{ crudo reducido} = 20.0$$

$$\text{Gravedad Específica } (60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F}) = 141.5/(20.0+131.5)$$

$$\text{Gravedad Específica } (60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F}) = 0.9340$$

$$\text{Peso Muestra} = 0.9340 \cdot 200 = 186.8 \text{ gr}$$

La carga se adiciona lentamente al balón previamente tarado hasta completar el peso ya calculado. Se

⁸⁰ El API se mide a una temperatura T, no necesariamente a 60°F. La conversión de dicho API a su equivalente a 60°F se realiza mediante el uso de Tablas de conversión normadas existentes en el laboratorio.

⁸¹ Gravedad Específica 60°F/60°F = 141.5/(API+131.5)

sugiere que luego de la adición de la muestra al balón se agregue granallas de vidrio pequeñas que permitirán un calentamiento uniforme del crudo reducido durante la destilación por su constante movimiento dentro de la muestra.

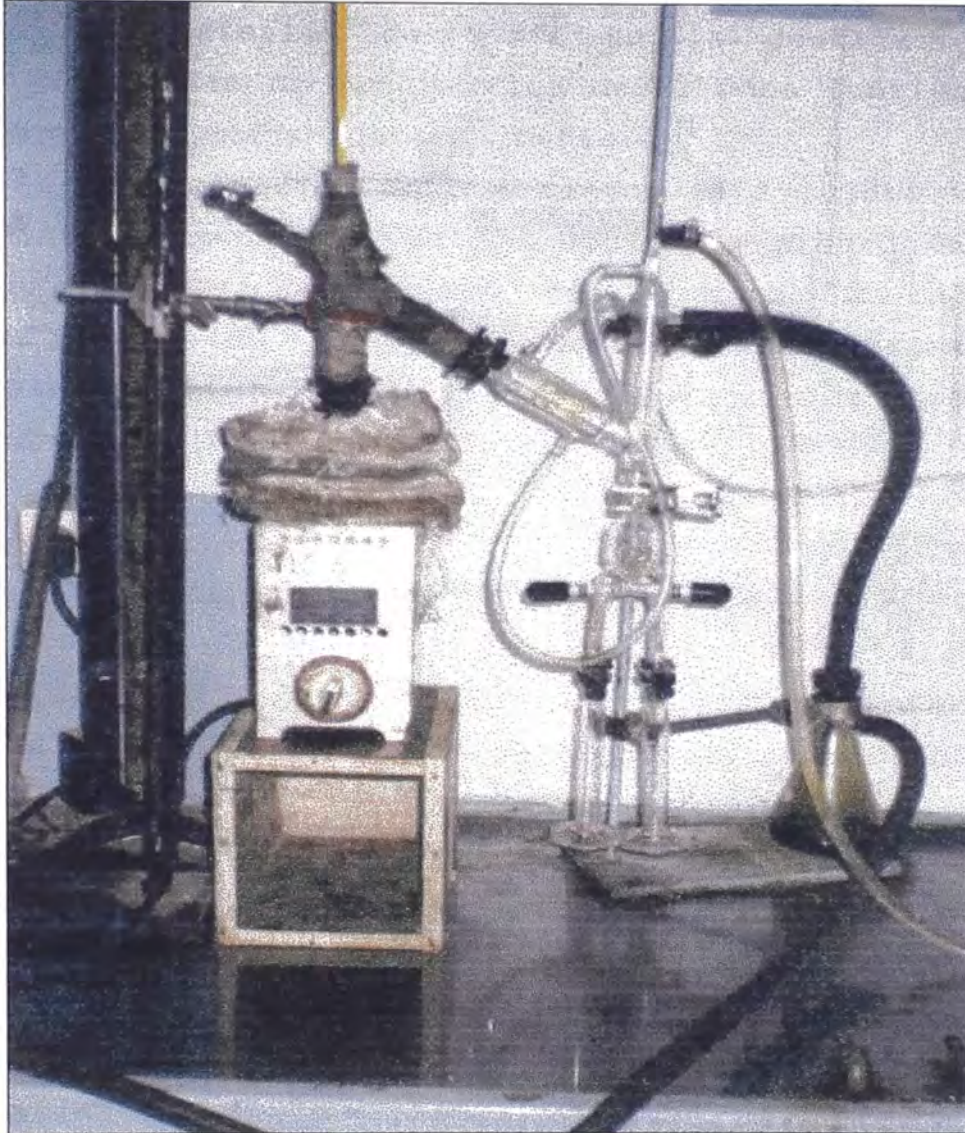
2. Proceder a la limpieza del equipo de ASTM-D1160 modificado, utilizar solventes, puede usarse acetona o nafta liviana.
3. Lubricar con silicona las uniones del equipo y asegurarlas con ganchos diseñados para este tipo de destilación al vacío.
4. Encender la bomba de vacío y graduar la presión del interior del equipo a 10 mmHg. Sugerencia: Disminuir la presión lentamente, de lo contrario puede trasvasarse el crudo reducido del balón hacia el condensador y los recipientes.
5. Hacer circular líquido de enfriamiento (agua) por los condensadores y a la vez prender la cocina eléctrica que proporcionará el calentamiento de la muestra para su destilación. Enseguida, poner en funcionamiento la campana de extracción.
6. Durante la destilación se debe tener especial cuidado en el momento de cambiar de trayectoria el destilado (modificando de posición la válvula de dos vías), de no hacerlo lentamente, se puede producir un cambio brusco en la presión del sistema provocando el trasvase del líquido caliente del balón hacia el condensador y los recipientes.

7. Después de obtener los 14 cortes, cada uno de 5% en volumen, se apaga la cocina eléctrica y se va disminuyendo lentamente el vacío hasta llegar a la presión atmosférica en el equipo. Luego, utilizando guantes de cuero y una máscara anti-gas, se procede a extraer el balón del equipo en caliente. Si se deja enfriar, el residuo de la destilación al vacío se pone tan viscoso que es muy difícil de retirarlo del interior del balón. Además este residuo es necesario para obtener bases altamente viscosas, por lo que es necesario recuperarlo en su máxima cantidad.

8. El residuo de vacío es vertido en una lata o recipiente metálico que soporte un cambio brusco de temperatura. Recuperar la mayor cantidad posible en la lata y agregar Diesel-2 al interior del balón, que aún contiene una pequeña cantidad de residuo, con el fin de proveer un medio de enfriamiento y poder diluirlo con facilidad. La elección del Diesel-2 como solvente es por sugerencia de laboratoristas de la Refinería de Talara, basándose en que es una sustancia pesada no muy explosiva, con baja viscosidad comparada con el residuo de vacío y más miscible que otras, como las naftas o kerosenes que tenderían a volatilizarse.

La limpieza de todo el equipo es imprescindible para las subsiguientes destilaciones. Todo el procedimiento dura aproximadamente 2 horas y de preferencia debe realizarse sin interrupciones.

El equipo utilizado en el laboratorio para la destilación al vacío de los cortes lubricantes se muestra en la fotografía N°4.



Fotografía N°4. Equipo de Destilación al Vacío
ASTM D-1160

IV.1.3. DETERMINACIÓN DE RANGOS VOLUMÉTRICOS FINALES DE CORTE

En esta sección se muestra el procedimiento seguido para la determinación de los rangos volumétricos finales de corte en la destilación a vacío con el fin de obtener los destilados lubricantes que serán refinados posteriormente.

La determinación de los rangos está sujeta tanto a la naturaleza física de los cortes, expresada en su temperatura de destilación, así como a la calidad mínima exigida de las bases lubricantes, expresada por su viscosidad, IV y Pour Point, propiedades determinantes de las bases lubricantes.

IV.1.3.1. Metodología

La determinación de los rangos volumétricos finales de corte ha seguido la siguiente metodología:

- 1. Predicción de Rangos volumétricos Finales.**
Utilizando datos experimentales de viscosidad y procedimientos numéricos encontrados en la literatura técnica, **se realizó el cálculo de viscosidades de los destilados sin Refinar** a partir de las especificaciones técnicas de las bases lubricantes parafínicas⁸²: IV, viscosidad a 37.8°C y Pour Point. A través de un programa en lenguaje BASIC y con las viscosidades obtenidas de la

⁸² Este cálculo es necesario puesto que se conoce los valores de las propiedades de las bases lubricantes, pero no los correspondientes a sus destilados de origen. El cálculo, como se mostrará luego, es función de las especificaciones a alcanzar y del tratamiento que se realice sobre los destilados.

caracterización de cortes al 5%, se determinan los rangos volumétricos de corte que corresponden a las **viscosidades calculadas**.

2. **Verificación y Ajuste de Rangos Predichos.** Los Tesistas ajustaron la posición de los rangos volumétricos de corte, a través de varias destilaciones, hasta que no se produjese desviaciones entre las **viscosidades calculadas** en (1) y las viscosidades medidas en el laboratorio correspondientes a dichos rangos de corte ajustados.
3. **Obtención de Destilados Lubrificantes y del Aceite Desasfaltado.** Fijados los rangos volumétricos finales de corte se procede a la acumulación de los destilados y del residuo de vacío. De éste último se extrae el aceite *desasfaltado*. Este aceite se denominará DAO (Deasphalted Oil). Los destilados lubricantes y el DAO se obtienen en volumen suficiente para caracterizarlos y realizarles el respectivo tratamiento con solventes.

IV.1.3.2. Predicción de Rangos Volumétricos Finales

Para determinar los rangos volumétricos finales de corte se debe conocer la viscosidad que tendría cada destilado sin Refinar. A continuación se muestra el procedimiento de cálculo de dicha viscosidad y del rango en volumen destilado que le corresponde.

IV.1.3.2.1. Cálculo de Viscosidades de los Destilados a partir de las Especificaciones de las Bases Lubrificantes

Las bases lubricantes deben cumplir ciertas especificaciones. Dentro de ellas, la viscosidad es la que define el Tipo de base lubricante y con ello, su campo de aplicación. Para obtener las bases lubricantes en especificación, los destilados deberán ser desaromatizados y desparafinados. Estos procesos afectan las propiedades físicas de estos destilados, entre las que se encuentra la viscosidad. Por esta razón, es necesario un *procedimiento de cálculo que prediga el valor de la viscosidad del destilado* antes de la remoción del componente aromático y de la parafina.

Twu y Bulls⁸³ han establecido correlaciones entre la carga (destilados lubricantes) y los productos (bases lubricantes) provenientes de procesos de extracción y desparafinado. El procedimiento requiere de datos de calidad que debe cumplir el producto y calcula las viscosidades de la carga.

El procedimiento mencionado se presenta en el Anexo N°21 y sus resultados se muestran en el Cuadro N°15.

**CUADRO N°15:
RESULTADOS DEL PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO – PREDICCIÓN
DE VISCOSIDADES POR ETAPA DE TRATAMIENTO**

μ cSt	B.L. 1 / HVI 55		B.L. 2 / HVI 95		B.L. 3 / HVI 160S	
	Destilado Parafinoso	Refinado Parafinoso	Destilado Parafinoso	Refinado Parafinoso	Destilado Parafinoso	Refinado Parafinoso
40°C	18.40	15.81	48.94	38.61	104.99	69.49
100°C	3.74	3.58	6.61	6.19	10.29	9.13

⁸³ Twu, et.al., (Ref.48-Pág.143-144)

Nota.- Cabe destacar que los resultados del procedimiento descrito en el Anexo N°21 son sólo aproximados. Las correlaciones utilizadas tienen constantes correspondientes a un crudo árabe y los rendimientos o calidades de la base lubricante dependen tanto de la severidad como de la selectividad del tratamiento que los Tesistas realizaron.

IV.1.3.2.2. Determinación de los Rangos volumétricos

Sobre la base de los resultados anteriores y utilizando el Programa para el cálculo de viscosidades de cortes acumulados listado en el Anexo N°20-C, se determinó los rangos volumétricos de corte de los destilados al vacío.

Se ha elegido la viscosidad a 100°C como el parámetro que fija la posición del corte, las variaciones de este parámetro son pequeñas con respecto al incremento en el volumen destilado permitiendo mayor exactitud en la definición del corte. El procedimiento fue el siguiente:

- 1. Ampliación de los datos de viscosidades instantáneas.** Para poder utilizar el programa del Anexo N°20-C con mayor exactitud fue necesario incrementar el número de datos de viscosidad instantánea (Ver Anexo N°20, Cuadro A). Se amplió a 29 el número de datos instantáneos de viscosidad. Estos datos adicionales provienen del cálculo de viscosidad para una mezcla de dos aceites (ASTM D-341). Dicho cálculo implica la determinación de un dato intermedio entre dos datos experimentales conocidos. Se utilizó el programa listado en el Anexo N°20-B. En el Cuadro N°16 se muestra esta ampliación.

**CUADRO N°16:
AMPLIACIÓN DE VISCOSIDADES INSTANTÁNEAS**

% Vol.Des.	cSt	
	Viscos. a 40°C	Viscos. a 100°C
0,00	6,50	2,00
2,50	8,10	2,13
5,00	9,75	2,38
7,50	11,80	2,70
10,00	12,52	2,80
12,50	13,30	2,92
15,00	14,83	3,09
17,50	16,59	3,34
20,00	18,48	3,54
22,50	20,61	3,81
25,00	23,36	4,09
27,50	26,62	4,42
30,00	30,35	4,73
32,50	34,75	5,11
35,00	40,66	5,66
37,50	47,58	6,32
40,00	55,67	6,96
42,50	65,31	7,69
45,00	75,43	8,41
47,50	87,35	9,17
50,00	103,85	10,14
52,50	124,05	11,15
55,00	145,15	12,24
57,50	170,50	13,42
60,00	206,52	15,03
62,50	251,25	16,88
65,00	287,92	18,09
67,50	331,20	19,41
70,00	345,00	19,60

2. **Agrupación de datos instantáneos.** Utilizando el programa del Anexo N°20-C se procedió a **agrupar** los datos del cuadro N°16 hasta que estas "viscosidades agrupadas" (medidas a 100°C) sean similares a las mostradas en el Cuadro N°15 para los destilados parafinosos. Los resultados de estas acumulaciones se presentan en Cuadro N°17.

CUADRO N°17:

DESVIACIÓN DE LA VISCOSIDAD AGRUPADA

DESTILADOS	Viscosidad a 100°C, cSt		DESV.ABS. (%)
	Agrupada	(Cuadro N°15)	
N°1	3.95	3.74	5.6
N°2	6.56	6.61	0.8
N°3	10.60	10.29	3.0

El primer corte se realizó en 17.5% en volumen y corresponde al gasóleo de vacío (temperatura de corte superior a 710°C). Los rangos obtenidos se correlacionan con las temperaturas y luego se determinan los rendimientos aproximados. Los detalles de los Rangos volumétricos de Corte Predichos se muestran en el Cuadro N°18.

CUADRO N°18:

**RANGOS DE CORTE DETERMINADOS PARA OBTENER DESTILADOS LUBRICANTES
CORTES DE VACÍO HCT MAY-7/0ND-30**

CORTE	RANGO %V (sobre Crudo Reducido)	Rango de Ebullición, °F 760 mmHg	Rango de Ebullición, °C 760 mmHg	Viscosidad (100°C), cSt	Viscosidad (40°C), cSt	IV	Rendimiento %V (sobre Crudo Reducido)	Rendimiento %V (sobre Crudo)
Gasóleo	0 - 17,5	439 - 710	226 - 377	2,62	11,02	51,1	17,5	10,1
Destilado 1	17,5 - 30,0	710 - 751	377 - 399	3,95	22,07	47,7	12,5	7,2
Destilado 2	30,0 - 47,5	751 - 843	399 - 451	6,56	51,03	70,8	17,5	10,1
Destilado 3	47,5 - 55,0	843 - 880	451 - 471	10,60	112,68	69,1	7,5	4,3
Residuo(*)	55,0 - 100,0	Sobre 880	Sobre 471	-	-	-	45,0	26,1

Estos resultados servirán de punto de partida para realizar las afinaciones correspondientes a los rangos volumétricos y luego acumular los destilados lubricantes definitivos.

IV.2. OBTENCIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y ACEITE DESASFALTADO

IV.2.1. PROCEDIMIENTO PARA LA ACUMULACIÓN DE DESTILADOS LUBRICANTES Y RESIDUO DE VACÍO

1. Acumulación de crudo reducido a través de destilaciones atmosféricas del petróleo crudo.
2. Verificación de Rangos de Corte predichos. Se realizan varias destilaciones ASTM D1160 para afinar los rangos de corte, de modo tal que, las viscosidades medidas (a 100°C) de dichos cortes se desvíen lo menos posible de los valores calculados que se muestran en el Cuadro N°18.
3. Conseguido el objetivo del paso (2), se procede a destilar el crudo reducido obtenido en el paso (1). Esta es la etapa en donde se acumula el gasóleo, los destilados lubricantes y el residuo de vacío.

IV.2.1.1. Acumulación de Crudo Reducido

En el Anexo N°22 se muestra las 89 destilaciones Hempel realizadas. Se acumuló aproximadamente 19.3 litros de crudo reducido. En la prueba N°30 la primera reserva de Crudos ONO y Mayna se consumió. A partir de la prueba N°35 se utiliza la segunda reserva de crudos. Los crudos aquí son un tanto más pesados. Por lo tanto, la temperatura de corte atmosférica final fue reducida de 569°F (primera reserva de crudos) a 556°F (segunda reserva de crudos) para mantener el API del crudo reducido en el promedio de 20.0° como se

observa en la estadística. El API experimental final fue de 19.9°. Esto prueba que los datos promedio son confiables.

En el Cuadro N°19 se muestra en resumen los resultados del Anexo N°22.

Cuadro N°19:
RESUMEN DESTILACIONES HEMPEL
ACUMULACIÓN DEL CRUDO REDUCIDO PARA
ETAPA DE TRATAMIENTO

Parámetro	Promedio	Desv.Est.
API (Mezcla Crudos)	28.3	0.4
Punto Final Ebull. (°F)	556	28
% Vol. Destilado	38.0	1.2
API (Crudo Reducido)	20.0	0.2
% Vol. Crudo Reducido	61.1	1.3
% Vol. Pérdidas	0.8	0.4
% Peso Crudo Reducido	64.5	1.2

En el Cuadro N°20 se muestran las propiedades calculadas del crudo reducido según los procedimientos establecidos en el Anexo N°19.

CUADRO N°20:
CUADRO RESUMEN CARACTERÍSTICAS DE MATERIA PRIMA
Crudo Reducido HCT MAYNA-70/ONO-30. Acumulación para
Tratamiento de Destilados.

API	19.9	IR ₂₀	1.5318
TMP	883.2°F / 746.0°K	Azufre (% peso)	0.470
K _{UOP}	11.793	% C _{PARAFÍNICO}	62.4
d ₂₀ (gr/cc)	0.9329	% C _{AROMÁTICO}	34.7
PM (gr/mol)	425.16	% C _{NAFTÉNICO}	2.9

IV.2.1.2. Verificación de Rangos de Corte Predichos

Terminada la acumulación de suficiente crudo reducido, se procedió a comprobar los rangos y las viscosidades predichas anteriormente. Bastaron tres

pruebas para afinar los rangos y definirlos. El criterio de convergencia fue la cercanía de las viscosidades experimentales con las que aparecen en el Cuadro N°18. Las pruebas tentativas y aquella definitiva se muestran en el Cuadro N°21.

En el Anexo N°23 se muestran las curvas de destilación del crudo reducido Mayna-70%/ONO-30%; una comparación de las performances de destilación cuando la reserva de dicho crudo reducido es cambiada, y el resultado del análisis por pseudocomponentes.

Cuadro N°21:

PRUEBAS PARA EL AFINAMIENTO DE RANGOS DE CORTE

CORTE	Volumen Destilado (ml)	Rango Corte (% Vol)	Viscos. 100°C cSt	Viscos. 40°C cSt	IV
PRUEBA N°1					
GASÓLEO	35	0 – 17.5	2.76	12.00	51.8
DEST.N°1	25	17.5 – 30	3.86	21.10	50.0
DEST.N°2	35	30 – 47.5	6.50	53.57	56.7
DEST.N°3	15	47.5 – 55	11.1	128.83	61.5
PRUEBA N°2					
GASÓLEO	35	0 – 17.5	2.74	11.99	51.7
DEST.N°1	30	17.5 – 32.5	4.01	23.41	33.9
DEST.N°2	30	32.5 – 47.5	6.90	58.44	61.0
DEST.N°3	15	47.5 – 55	11.0	128.80	61.4

PRUEBA DEFINITIVA DE RANGO DE CORTE (3ª PRUEBA)

CORTE	Volumen Destilado (ml)	Rango Corte (% Vol)	Viscos. 100°C cSt	Viscos. 40°C cSt	IV
GASÓLEO	35	0 – 17.5	2.76	12.00	51.8
DEST.N°1	28	17.5 – 31.5	3.90	21.48	49.0
DEST.N°2	32	31.5 – 47.5	6.70	54.51	64.7
DEST.N°3	15	47.5 – 55	11.01	128.88	61.6

Las variaciones de las viscosidades (a 100°C) con respecto a las correspondientes del Cuadro N°18 (viscosidades predichas) son:

- Para el Gasóleo, 5.3%
- Para el Dest.N°1, 1.3%
- Para el Dest.N°2, 2.1%
- Para el Dest.N°3, 3.9%

Los rangos que aparecen en la prueba N°3 son los RANGOS VOLUMÉTRICOS FINALES DEFINITIVOS y bajo los cuales se hará la acumulación de destilados y del residuo de vacío.

IV.2.1.3. Acumulación de los Destilados Lubricantes y el Residuo de Vacío

Fueron necesarias 37 destilaciones al vacío se acumuló los destilados como se muestra en el Cuadro N°22. Los datos detallados de las destilaciones al vacío realizadas para acumular destilados se encuentran en el Anexo N°24.

CUADRO N°22:

DESTILADOS ACUMULADOS. RANGOS DE CORTE.

CORTE	RANGO %VOL.	RANGO °F	VOLUMEN ACUMULADO APROX. (lt)
GASÓLEO	0 – 17.5	534 – 702	1.2
DESTILADO N°1	17.5 – 31.5	702 – 764	1.0
DESTILADO N°2	31.5 – 47.5	764 – 835	1.1
DESTILADO N°3	47.5 – 55	835 – 875	0.5
DESTILADO N°4	55 – 67.5	875 – 940	1.1
RESIDUO	> 67.5	> 940	2.3

Estas temperaturas corresponden a la curva TBP de la Figura B del Anexo N°23

En el cuadro anterior se observa cinco destilados de vacío, tres de ellos, DESTILADO N°1, 2 Y 3 son los destilados lubricantes que serán refinados con Tratamiento por solventes. El gasóleo posee propiedades que se encuentran entre las de un gasóleo liviano y un gasóleo pesado obtenido en la Unidad de Destilación al Vacío (UDV) de la Refinería Talara. Por el rango de temperatura, este Gasóleo contiene, como ya se mencionó anteriormente, porcentajes de diesel y kerosene. Entre las causas de esta presencia puede estar la poca selectividad y la baja eficiencia de la destilación Hempel.

El DESTILADO N°4 se obtuvo por las siguientes razones:

1. La separación (vía destilación) del DESTILADO N°4 del residuo de vacío implica que el aceite desasfaltado (extraído con éter de petróleo) tenga viscosidades altas, mucho mayores a las correspondientes al aceite desasfaltado 'mezclado' con el DESTILADO N°4 y por lo tanto, cercanas a las especificaciones de las bases muy viscosas (HVI 650)
2. Para esta etapa ya se tenía una estimación de cuánto volumen se necesitaba para determinar las tendencias de comportamiento de los Destilados Lubricantes con los solventes extractivos y luego proceder a la refinación. Aproximadamente un litro era necesario por cada destilado. Se sabe que el DESTILADO N°3 es el que menos volumen produce por cada destilación (15 ml), por lo que se requeriría al menos 67 destilaciones. Los Tesistas consideran que un elevado número de destilaciones de tan poco

volumen influyen negativamente en la homogeneidad y, por lo tanto, en la calidad de los destilados. La cantidad obtenida de 0.5 lt es suficiente para realizar el tratamiento con solventes, mas no así para la determinación de tendencias de comportamiento. Por esta razón, la existencia del DESTILADO N°4, junto con la del DESTILADO N°1 y N°2, permitirán obtener mediante interpolación las tendencias de tratamiento para el DESTILADO N°3.

En el Cuadro N°23 y en la Figura N°9 se muestran las propiedades y naturaleza química, respectivamente, de los destilados lubricantes. La determinación de dichas propiedades sigue los procedimientos establecidos para la caracterización de cortes lubricantes del Anexo N°20.

En el Anexo N°25 se muestra, en detalle, el cuadro de resultados del análisis n.d.M. de los destilados.

CUADRO N°23:

PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS DESTILADOS ACUMULADOS

Destilación al Vacío ASTM D-1160 - Crudo Reducido (API=19,9) Mayna-70/ONO-30

CORTES	% Volumen	Rendimiento por Crudo Reducido		Rendimiento por Crudo		760 mmHg	Gravedad API (60°F)	Sp.Gr (60°F)
		% en Vol	% en Peso	% en Vol	% en Peso	Rango Ebullición (TBP,°F)		
Gas Oil	0 - 17,5	17,5	16,5	10,7	10,7	534 - 702	28,8	0,8827
Destilado 1	17,5 - 31,5	14,0	13,4	8,6	8,6	702 - 764	26,8	0,8939
Destilado 2	31,5 - 47,5	16,0	15,5	9,8	10,0	764 - 835	24,8	0,9053
Destilado 3	47,5 - 55,0	7,5	7,3	4,6	4,7	835 - 875	23,8	0,9111
Destilado 4	55,0 - 67,5	12,5	12,4	7,6	8,0	875 - 940	21,7	0,9236

CORTES	Color ASTM	Viscos.,cSt (40°C)	Viscos.,cSt (100°C)	IV	Pour Point °C	Ind. Refrac. (70°C)	% Sólidos Disueltos (70°C)	% Azufre (En Peso)	Peso Molecular
Gas Oil	1,5	10,93	2,54	33,5	-3	1,4640	69,4	0,21	274
Destilado 1	2,0	23,01	4,10	57,0	12	1,4713	72,4	0,28	327
Destilado 2	3,5	56,42	6,73	60,0	21	1,4788	75,3	0,30	376
Destilado 3	5,0	130,99	11,55	66,8	36	1,4849	77,7	0,32	453
Destilado 4	7,5	226,25	16,15	65,2	42	1,4907	80,0	0,43	490

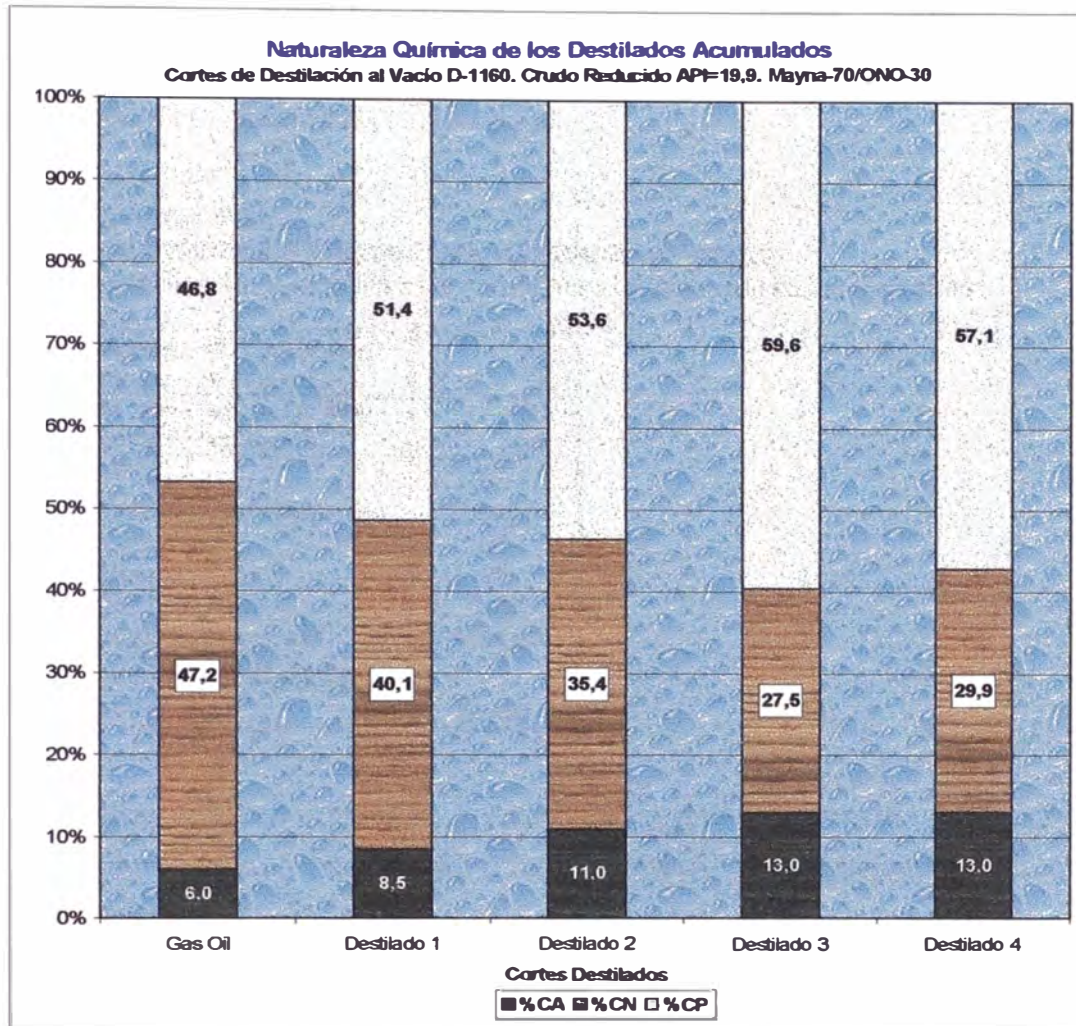


Figura N°9

Como se observa en la Figura N°9, los destilados lubricantes se hacen más parafínicos mientras más pesados y viscosos son. El carácter aromático se incrementa también.

IV.2.2.2. OBTENCIÓN DEL ACEITE DESASFALTADO (DAO)

El Aceite desasfaltado proviene de una extracción que se le hace al residuo de vacío, cuyas propiedades se encuentran en el Cuadro N°24. En esta extracción

interviene un solvente que precipita el material asfáltico y disuelve el aceite. El resultado es un aceite sin material asfáltico.

CUADRO N°24:

PROPIEDADES FÍSICAS DEL RESIDUO DE VACÍO

Destilación al Vacío ASTM D-1160 - Crudo Reducido (API=19,9) Mayna-70/ONC-30

Rendim., %v Crudo Red.	31,7
Rendim., %v Crudo	19,4
Rendim., %p Crudo Red.	34,2
Rendim., %p Crudo	22,1
API _{60°F}	8,7
Gravedad Específica _{60°F}	1,0094
Ductibilidad	28
Penetración	38
Azufre, % peso	0,62
Viscosidad _{100°C} , cSt	8863,68
Temperatura Ebullición	
TBP °F	> 940

Usualmente, este tipo de extracciones se realiza con propano líquido, a altas presiones y bajas temperaturas.

El solvente ideal para el desasfaltado es el **propano líquido**. Por medidas de seguridad vigentes en el Laboratorio de la Refinería no se pudo trabajar con dicho solvente. Debido a este inconveniente se optó por el desasfaltado con **éter de petróleo**, alternativa propuesta por PETROBRAS⁸⁴, y que detalla un procedimiento a seguir en el laboratorio.

El **éter de petróleo** precipita los asfaltenos pero no las resinas. Éstas serán extraídas utilizando tierras adsorbentes, en este caso tierras Fuller (mismas que son usadas en la planta de tratamiento de aceites lubricantes nafténicos de la Refinería de Talara).

⁸⁴ PETROBRAS, (Ref.40-Págs.8-10)

Las propiedades del aceite desasfaltado y libre de resinas se muestran en el Cuadro N°25.

CUADRO N°25:
PROPIEDADES FÍSICAS DEL ACEITE DESASFALTADO
 Extracción del Residuo de Vacío con Éter de Petróleo

<i>Relación Éter/Residuo</i> ¹	<i>1 lt/30 gr aceite</i>
<i>Temperatura Contacto, °C</i>	25
<i>Rendim., % peso Residuo</i>	24,5
<i>Rendim., % peso Crudo Reducido</i>	8,4
<i>Rendim., % peso Crudo</i>	5,4
<i>Rendim., % vol Residuo</i>	27,1
<i>Rendim., % vol Crudo Reducido</i>	8,6
<i>Rendim., % vol Crudo</i>	5,3
<i>API</i> _{60°F}	23,6
<i>Gravedad Específica</i> _{60°F}	0,912
<i>Pour Point, °C</i> ² (según Norma D-97)	42
<i>Viscosidad</i> _{40°C} , cSt	724,5
<i>Viscosidad</i> _{100°C} , cSt	39,84
<i>IV</i>	92,84
<i>Peso Molecular</i>	814
<i>Color</i>	8
<i>Azufre, % peso</i>	0,392
<i>Índice Refracción (70°C)</i>	1,486
<i>% C aromáticos</i>	9,8
<i>% C nafténicos</i>	19,3
<i>% C parafínicos</i>	70,9

¹ Relación para Laboratorio

² Punto Congelamiento observado = 39,2°C

IV.2.2.1. Procedimiento desarrollado en el Laboratorio

El procedimiento seguido se ha diagramado en la Figura N°10 y se describe a continuación:

1. Extracción de Asfaltenos.

1.1. Dilución con éter de petróleo.

Se mezcló 30 gr de residuo con 1 litro de éter de petróleo en un Erlenmeyer de 2 litros. Se agitó durante 20 minutos. La parte no soluble en éter la constituyen los asfaltenos. Se deja reposar la solución por 24 horas.

1.2. Filtración de Asfaltenos.

Al día siguiente, se filtra a vacío, lentamente durante algunas horas. Se usó 2 papeles de filtro especial N°41 para filtraciones a vacío y se recibió el filtrado en un Erlenmeyer de dos litros. No se debe dejar secar el residuo, constantemente se debe enjuagar pequeñas dosis de éter. Se sugiere 150 ml. Seguir lavando hasta que el éter pase por el filtro incoloro.

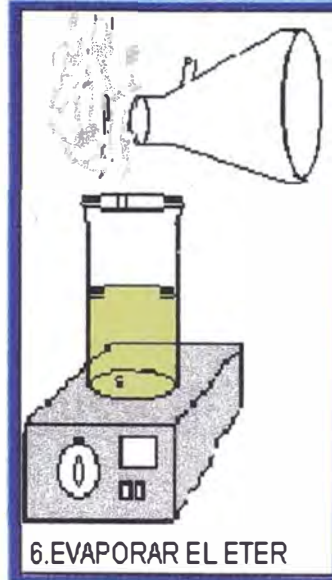
2. Extracción de Resinas

2.1. Adsorción con Tierras Fullmont.

Se añade a la solución contenida en el Erlenmeyer tierra Fullmont en la proporción recomendada de 25 gr por cada gramo de residuo inicial. Se deja en reposo por 24 horas.

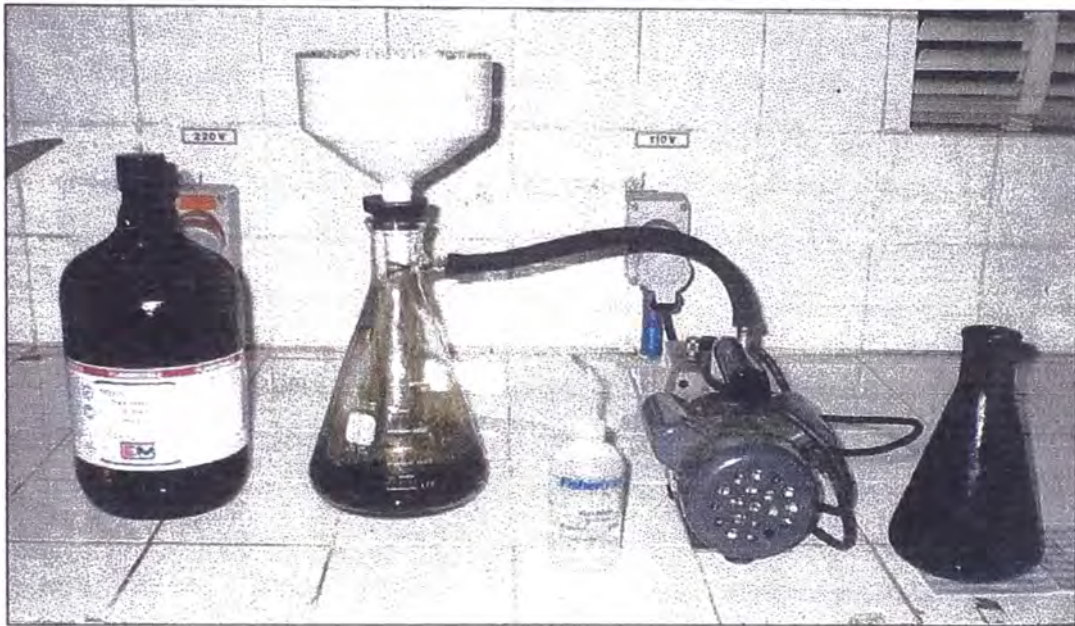
2.2. Separación de las Resinas.

Usando un filtro de vacío y un papel de filtro del tipo industrial (utilizado en la planta de agitadores y filtros de la Refinería Talara), se separó la resina del aceite. Constantemente se tiene que agregar éter cuidando que no se seque la torta. Se filtró hasta que el líquido filtrado esté claro. El líquido tiene usualmente un color amarillo. Finalmente, el líquido se coloca en un vaso tarado y se evapora en baño María a 70-75°C hasta que quede una capa fina, o sea el aceite. Pesar y determinar rendimientos.



DESASFALTADO
PROCEDIMIENTO
DE LABORATORIO
Figura N°10

En la fotografía N°5 se puede observar la disposición del equipo de laboratorio para la realización del desasfaltado.



Fotografía N°5. Desasfaltado desarrollado en el Laboratorio

Al terminar esta etapa se tiene acumulados y caracterizados los destilados lubricantes y el aceite desasfaltado. Éstos serán tratados con solventes selectivos para la obtención de las Bases Lubricantes Parafínicas.

CAPÍTULO V

REFINACIÓN SELECTIVA

INTRODUCCIÓN

Este capítulo describe la Refinación, realizada a escala Laboratorio, de los destilados lubricantes y del aceite desasfaltado (DAO) obtenidos en la etapa anterior y detallados en el Capítulo IV (Ver Cuadros N°23, 24 y 25).

El desarrollo de este capítulo no está orientado al análisis del equilibrio entre fases, ni a la optimización del binomio rendimiento-calidad de las bases producto de la refinación. **El objetivo de esta etapa es alcanzar, bajo los medios disponibles⁸⁵ en el laboratorio, las especificaciones requeridas por las Bases Lubricantes Importadas de Alto Índice de Viscosidad (HVI⁸⁶).** Dichas especificaciones fueron gentilmente facilitadas por las empresas Mobil Oil del Perú S.A. y Shell del Perú S.A.

Después de la refinación, la base lubricante mejora sus propiedades viscosimétricas, disminuye su punto de fluidez, y presenta una buena estabilidad frente a la oxidación y al calor. El tipo de tratamiento escogido no involucra modificaciones estructurales en la naturaleza química de la carga (destilados y DAO), ello implica la necesidad de una predominancia parafínica en su composición. Éste es el

⁸⁵ Circunscritas al tratamiento extractivo selectivo.

⁸⁶ HVI: High Viscosity Index

caso de las cargas lubricantes obtenidas del Crudo Reducido HCT Mayna-70/ONO-30.

METODOLOGÍA GENERAL DEL CAPÍTULO V

La presente metodología expone la forma en que se realizó, en el Laboratorio de la Refinería Talara, la Refinación Selectiva de: los destilados lubricantes y del Aceite desasfaltado (DAO). Es importante indicar que las características objetivo en esta refinación son: **el IV y el Pour Point**. Ambas características están ligadas, puesto que la remoción de componente parafínico, si bien reduce el Pour Point, también provoca una disminución del IV. Los Tesistas después del refinamiento selectivo esperan obtener un IV y un Pour Point dentro de especificación. Por ello en la etapa de desaromatizado han priorizado el IV, tratando de alcanzar los valores máximos posibles. De esta forma, cuando se realice el desparafinado, la disminución del IV (a causa de la remoción de ceras o reducción del Pour Point a su valor de especificación), no sea importante, y se encuentre aún dentro del rango de especificación.

A continuación la metodología seguida:

1. **Desaromatizado.** Extracción de compuestos esencialmente aromáticos por contacto con Furfural para aumentar el IV.
 - a) Marco teórico;
 - b) Descripción del procedimiento experimental;
 - c) Ensayos experimentales y cambio de condiciones operativas;
 - d) Observaciones y resultados del tratamiento

CARGA: **DESTILADOS LUBRICANTES/DAO**

PRODUCTO: **BASES DESAROMATIZADAS**

2. **Desparafinado.** Extracción de ceras parafínicas de alto peso molecular, con MEK-Tolueno, para disminuir el Pour Point del aceite.

a) Se enmarca teóricamente la operación;

b) Se detalla el procedimiento experimental seguido en el Laboratorio;

c) Se reportan observaciones y resultados.

CARGA: **BASES DESAROMATIZADAS**

PRODUCTO: **BASES DESPARAFINADAS**

3. **Acabado con Tierras (Finishing).** Adsorción de compuestos indeseables en las bases desparafinadas, para disminuir el color ASTM y mejorar las propiedades.

a) Se hacen referencias teóricas de esta adsorción selectiva de material que inestabiliza al aceite;

b) Se detalla el procedimiento experimental;

c) Se expone observaciones y condiciones del tratamiento, así como los resultados obtenidos que corresponden a la Base Lubricante Terminada o Producto Final.

CARGA: **BASES DESPARAFINADAS**

PRODUCTO: **BASES LUBRICANTES TERMINADAS**

Acotación Metodológica

De la Metodología General se desprende que el Tratamiento Selectivo se inicia con el **Desaromatizado** y luego con el **Desparafinado**. Para efectos del trabajo en el Laboratorio, el orden asumido no es de mucha importancia. Debido a la flexibilidad en el manejo de las condiciones que muestran las operaciones en pequeña escala, se pudo también realizar el tratamiento en orden inverso.

La elección del orden de tratamiento obedece a un criterio a escala industrial, el cual, está regido básicamente por una evaluación de ventajas y desventajas de orden técnico y económico en función de las implicancias que a continuación se muestran:

1. Si se desaromatiza primero.

Existe menos carga a la planta de desparafinado, en consecuencia se reducirá el costo operativo de la misma. La desventaja estriba en que durante el desparafinado se produce pérdida de aceite desaromatizado junto con la cera. Este aceite tiene un valor agregado, que no posee un destilado, y que incrementa el costo por la pérdida⁸⁷. Técnicamente, la presencia de cera no interfiere en el desaromatizado puesto que las temperaturas de tratamiento, son lo suficientemente altas como para mantener estas ceras en solución.

Bajo este esquema se puede regular y manejar el IV. Siendo el desparafinado la etapa posterior, el

⁸⁷ Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16-Pág.1886)

Pour Point es disminuido hasta un valor tal que no produzca una disminución drástica del IV.

2. Si se desparafina primero.

Si bien el aceite que se pierde junto con la cera, no posee valor agregado (aceite no desaromatizado), la carga a desparafinar es mayor en este caso. Si se considera que el costo operativo de una unidad de desparafinado puede llegar a ser 10 veces⁸⁸ el correspondiente al de una de desaromatizado, la desventaja puede ser notable.

Bajo este esquema, no se puede manejar el IV. Aunque el desparafinado permite definir el Pour Point, el valor máximo de IV que se pueda obtener después del desaromatizado es función, en primera instancia, del componente parafínico removido inicialmente.

⁸⁸ Verli, (Ref.49-Pág.1510)

V.1. DESAROMATIZADO: REFINACIÓN CON FURFURAL

V.1.1. MARCO TEÓRICO

El desaromatizado es una operación de extracción líquido-líquido que utiliza un solvente selectivo, en este caso Furfural, para remover del aceite aquellos hidrocarburos que le otorgan malas características viscosimétricas y una baja estabilidad. Si bien estos hidrocarburos retirados tienen fundamentalmente un carácter aromático, se sabe que pueden removerse también, en menor grado, componentes nafténicos y olefínicos⁸⁹. El aceite refinado bajo este procedimiento selectivo posee un alto IV, una mejor estabilidad térmica y resistencia a la oxidación. La remoción de hidrocarburos aromáticos y otros compuestos indeseables puede ser aproximadamente de un 80%⁹⁰.

En la extracción selectiva un solvente⁹¹ es puesto en contacto íntimo con el aceite y la mezcla es llevada a una temperatura determinada en la que se forman dos capas o fases susceptibles de ser fácilmente separadas. La capa que contiene la mayor cantidad de aceite, se denomina *FASE REFINADO* (de menor densidad) y está *poco asociada al solvente*. La

⁸⁹ Bland, et.al. (Ref.16-Pág.3-79)

⁹⁰ Petro-Canada Lubricants, (Ref.41-Pág.3)

⁹¹ Según Poole (Dunstan (ed.), et.al. Ref.16-Pág.1852-1853), los solventes se dividen en **Extractivos** (como el Furfural o el Fenol) y en **Precipitantes** (como el Propano líquido). Los extractivos producen un Refinado asociado a la menor cantidad de Solvente y la separación de componentes se basa en su estructura química. Los precipitantes, producen un refinado asociado a casi todo el solvente y la separación se basa en el peso molecular mas que en la estructura química.

otra capa que está asociada a la *mayor cantidad de solvente* se llama *FASE EXTRACTO* (de mayor densidad) y contiene la porción aromática del aceite.

El extracto puede ser utilizado en la plastificación del caucho, en lubricaciones sencillas, como solvente para pinturas, barnices, como parte de la carga a una unidad de craqueo catalítico y para la fabricación de asfaltos y fuel-oils⁹².

V.1.1.1. Criterio de Selección del Solvente

Como ya se mencionó anteriormente, el solvente es el agente que efectúa la separación de los componentes indeseables del aceite. Para cumplir dicha función en forma eficiente y eficaz, el solvente escogido debe tener las siguientes propiedades^{93, 94}

1. Debe ser **estable térmica y químicamente**, a lo largo de todo el proceso y cuando se encuentra almacenado.
2. Debe ser **altamente selectivo**⁹⁵, es decir que sea capaz de realizar una buena separación entre los componentes de naturaleza parafínica y aquellos de naturaleza aromática, de modo que se produzca un **buen rendimiento de refinado** de alta calidad.
3. Debe poseer un **buen poder solvente**, es decir que la disolución de cantidades relativamente grandes de aceite requiera el **mínimo de solvente**.

⁹² Wuithier, (Ref.51-Pág.622)

⁹³ Dunstan (ed.), et.al. (Ref.16-Pág.1877)

⁹⁴ Sequeira, et.al. (Ref.45-Pág.133)

⁹⁵ Su **selectividad** se traduce por el coeficiente de repartición entre las fases solvente y aceite. Este coeficiente a una temperatura dada está expresado por la relación de las concentraciones del soluto en las respectivas fases.

4. Debe ser **fácilmente recuperable** tanto del refinado como del extracto. Como el medio utilizado para esta separación es la destilación, es necesario que las volatilidades relativas entre solvente y aceite sean favorables. Por lo tanto es esencial un bajo calor latente de vaporización del Solvente⁹⁶.
5. Debe poseer **baja presión de vapor**, evitándose el uso de equipos a presión.
6. Debe poseer **alta densidad** para favorecer una rápida separación entre las fases.
7. Por la misma razón anterior, no **debe formar emulsión** con el aceite. Es decir, la tensión interfacial que provoque debe ser alta para favorecer la separación de fases por coalescencia.
8. Debe ser **adaptable a varios tipos de destilados lubricantes**, desde los livianos a los residuales.
9. Debe estar **disponible a un costo razonable**.
10. **No debe ser corrosivo** para los metales convencionales de construcción.
11. Debe ser **biodegradable y no tóxico** por seguridad ambiental.

En el mundo existen muchas plantas de extracción por solventes. Entre los solventes que se usan están: n-Metil-2-Pirrolidina (Proceso MP ó EXOL N), Furfural, Fenol, Clorex, Nitrobencono, Duo-Sol (Propano líquido-Ácido Cresílico con Fenol). Sin embargo, el rango de adaptabilidad que poseen la MP, el Furfural y el Fenol han hecho de éstos los solventes comercialmente más utilizados. En el cuadro N°26 se muestra la comparación de dichos solventes.

Los criterios utilizados para escoger el **Furfural** como solvente en el presente trabajo de Tesis, están

⁹⁶ Perry, (Ref.39-Pag.15-15, Vol.4)

respaldados en el historial técnico del mismo⁹⁷, estando a su favor la **baja toxicidad**; relativo **bajo costo**; disponibilidad en el mercado; la enorme cantidad de plantas existentes en el mundo. y sobretodo, su **excelente selectividad y adaptabilidad.**

Si bien es cierto, la **MP** tiene una alta selectividad, poder solvente, adaptabilidad, y una baja toxicidad, pudiendo ser incluso una alternativa sobre el furfural en el caso que se requieran altas tasas de solvente/aceite, el **factor costo** y disponibilidad, **impidió que se le escogiera como solvente** en el laboratorio. En cuanto al **Fenol**, su menor nivel de Rendimiento; el hecho que su uso esté concentrado en la Industria Petroquímica y su **alta toxicidad** fueron motivos suficientes para no elegirlo como solvente.

⁹⁷ Sequeira, et.al. (Ref.45-Pág.134)

CUADRO N°26:

COMPARACIÓN DEL FURFURAL, MP Y FENOL COMO SOLVENTES EN PROCESOS DE EXTRACCIÓN

Característica	Furfural	N-metil-2-Pirrolidina (MP)	Fenol
Costo Relativo, 1996 ^(*)	<i>1.0</i>	2.1	0.36
Densidad ^{20/4°C}	<i>1.15</i>	1.03	1.07
Calor Latente de Vaporización, Btu/lb	<i>193.2</i>	212	206
Selectividad	<i>Excelente</i>	<i>Muy Buena</i>	<i>Buena</i>
Poder Solvente	<i>Buena</i>	<i>Excelente</i>	<i>Muy Bueno</i>
Estabilidad	<i>Buena</i>	<i>Excelente</i>	<i>Muy Buena</i>
Biodegradabilidad	<i>Buena</i>	<i>Buena</i>	<i>Buena</i>
Toxicidad	<i>Moderada-Baja</i>	<i>Baja</i>	<i>Alta</i>
Adaptabilidad	<i>Excelente</i>	<i>Muy Buena</i>	<i>Buena</i>
Emulsividad	<i>Baja</i>	<i>Moderada-Baja</i>	<i>Alta</i>
Relación Solvente/Aceite	<i>Moderada-Baja</i>	<i>Muy Baja</i>	<i>Baja</i>
Temperatura Extracción	<i>Moderada-Baja</i>	<i>Baja</i>	<i>Intermedia</i>
Rend. Aceite Refinado	<i>Excelente</i>	<i>Muy Bueno</i>	<i>Buena</i>
Color del Producto	<i>Muy Bueno</i>	<i>Excelente</i>	<i>Buena</i>
Corrosividad	<i>Intermedia</i>	<i>Baja</i>	<i>Moderada-Baja</i>

Fuente: 1980 Proceedings Refining Department Vol.59, 45th Midyear Meeting May, 12-15, 1980, Houston, Texas. American Petroleum Institute: *RETURN TO BASICS: HOW TO REDUCE ENERGY REQUIREMENTS IN LUBE OIL SOLVENT EXTRACTION AND DEWAXING PROCESSES*, A. Sequeira, M.R. McClure, C.W. Harrison, R. Maxelon. Pág.134.

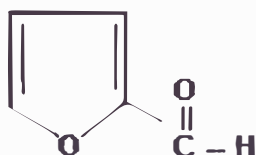
(*) Costos Extrapolados según Índices Nelson-Farrar. Oil & Gas Journal. 1998

V.1.1.2. El Solvente: Furfural

Los primeros trabajos sobre la utilización del Furfural en la refinación selectiva de aceites lubricantes se hicieron en 1925 por Egon Eichwald. Sin embargo, el desarrollo de este proceso y su aplicación a escala industrial fueron llevados a cabo en los laboratorios de la Texas Company. La primera planta fue construida en la Refinería de la Indian Refining.

Company en Illinois siendo puesta en marcha en Diciembre de 1933⁹⁸.

El nombre Furfural es la denominación comercial de un *aldehído heterocíclico de la serie furánica*, obtenido por la deshidratación de las pentosas, las cuales provienen de la hidrólisis de las pentosanas que se encuentran fundamentalmente en los desechos agrícolas (cáscaras de maíz, bagazo de caña de azúcar, residuos de cereales, etc.). A continuación se muestra la fórmula estructural del Furfural:



Furfural

El proveedor del Furfural de los Tesistas fue la compañía QO Chemical, Inc. Las especificaciones generales del solvente utilizado en el presente trabajo de Tesis son las siguientes:

Contenido de Furfural = 98.5%

Humedad = 0.2%

Acidez, Eq/lit = 0.008%

En el Cuadro N°27 se muestran las propiedades físicas del Furfural puro.

⁹⁸ Dunstan (ed.) et.al., (Ref.16-Pág.1817)

CUADRO N°27:

PROPIEDADES FÍSICAS DEL FURFURAL

1. Peso Molecular, [g/mol]	96.08
2. Densidad a 20°C, [kg/m ³]	1159.8
3. Viscosidad a 37.8°C, [cS]	0.907
4. Pto. Ebullición a 1 atm, [°C]	161.7
5. Pto. Fusión a 1 atm, [°C]	36.5
6. Índice de Refracción a 20°C	1.5260
7. Capacidad Calorífica (20-100°C), [Btu/lb]	0.748
8. Entalpía de Vaporización, [Btu/lb]	193.2
9. Concentración explosiva, %	2.1
10. Solubilidad parcial con el agua, %	8.96 (a 37.8°C)
11. Azeótropo con el agua a 97.9°C, %P Furfural	35
12. Pérdida Estabilidad Térmica	> 220-230°C

Fuente: Revista INGENIERÍA QUÍMICA, Nov. 1991, Págs.224-225

V.1.2. FACTORES CONDICIONANTES DEL TRATAMIENTO EN EL LABORATORIO

La extracción selectiva requiere que los constituyentes a separarse tengan solubilidades relativas diferentes en dos líquidos inmiscibles o parcialmente miscibles⁹⁹, de forma que exista una distribución adecuada de los constituyentes tanto en el refinado como en el extracto. Siendo el objetivo principal del tratamiento lograr una buena separación del componente aromático de aquel que no lo es, fue necesario estudiar los principales factores que condicionaron la eficacia del solvente en el tratamiento realizado.

La razón de transferencia de masa ó Flux del componente aromático desde la fase aceite hacia la fase solvente depende de¹⁰⁰:

1. La diferencia existente entre las concentraciones del componente aromático en el seno de las fases

⁹⁹ Hanson, (Ref.24-Pág.77)

¹⁰⁰ Hanson, (Ref.24-Pág.80)

con respecto a sus valores en el equilibrio interfacial¹⁰¹. Esta diferencia se denomina también *Fuerza Impulsora*.

2. El coeficiente de transferencia de masa, y
3. El área sobre la cual la transferencia de masa ocurre y que está ligada a la tensión interfacial.

Estos tres factores son los que permiten la difusión molecular de un componente entre las fases. Dicha difusión por defecto es lenta, por ello se requiere de un conjunto de condiciones operativas que favorezcan la performance de la transferencia. Debido a que el tratamiento se hizo a nivel laboratorio, los Tesistas consideraron a la **temperatura** y la **relación Solvente/Carga**¹⁰², como las variables operativas que tienen el mayor efecto sobre la calidad y el rendimiento de la base desaromatizada.

Las **Etapas Operativas** como la **Agitación** y la **Separación de fases** son procedimientos mecánicos cuya naturaleza se ha mantenido fija en el presente trabajo de Tesis, y si bien intervienen en la eficiencia de la refinación, el análisis de sus efectos posee mayor valía cuando las pruebas se realizan a escala piloto. A modo de información, se hace más adelante una descripción de dichos efectos.

El efecto que ejerce la presión atmosférica sobre el equilibrio líquido-líquido es despreciable debido a

¹⁰¹ La resistencia a la transferencia de masa se concentra en una capa delgada ficticia a cada lado de la interfase y es consecuencia de la diferencia de concentraciones mencionada (Hanson, Ref.24-Pág.80). Esta teoría de la doble capa no representa exactamente el intercambio de masa entre las fases pero es una representación útil del proceso. Lightfoot (Treybal, Ref.47-Pág.71) ha establecido una teoría rigurosa acerca de la transferencia de masa entre un líquido y una gota.

¹⁰² La denominación carga se referirá en adelante al aceite que no ha recibido tratamiento alguno (destilados y DAO)

que se trabajó en un rango de temperatura en el cual la presión de vapor del solvente está por debajo de 760 mmHg (Presión de vapor del furfural (35-120°C): 13-239 mmHg), de forma tal que no se forma una fase vapor que interrumpa el equilibrio líquido¹⁰³.

V.1.2.1. Temperatura

La temperatura es una variable operativa que afecta notablemente la extracción:

1. **Si la temperatura de operación es alta,** Bajo estas condiciones el solvente disuelve gran cantidad de componente no aromático a causa del incremento en su poder solvente. Como consecuencia de ello, el refinado posee un índice de viscosidad alto pero un bajo rendimiento¹⁰⁴. Esto se puede apreciar en los resultados obtenidos en las pruebas realizadas. (Ver Figuras N°12,14,16).
2. **Si la operación se realiza a temperaturas menores,** el poder solvente disminuye, se produce un aumento en el rendimiento del refinado y, el componente aromático que no se llega a disolver hace que el índice de viscosidad obtenido no sea tan alto como el alcanzado a temperaturas más elevadas. Los resultados muestran estas variaciones obtenidas en el laboratorio. (Ver Figuras N°12,14,16).

¹⁰³ Treybal, (Ref.47-Pág.536)

¹⁰⁴ A escala industrial, el Rendimiento puede ser mejorado con operaciones a contracorriente porque se mejora el poder solvente y la selectividad. (Bland, et.al., Ref.11-Pág.3-87)

Estos comportamientos en la selectividad y el poder solvente, son resultado de la variación en los mecanismos de transferencia, debido principalmente a que la temperatura afecta tanto al flujo difusional (transferencia másica) de los componentes de una fase a otra, como a la tensión interfacial¹⁰⁵.

V.1.2.2. Relación Solvente/Carga

La relación Furfural/Carga es una variable que afecta específicamente, la selectividad de la extracción. Según se muestra en los resultados obtenidos en el laboratorio (Cuadros N°29, 31, 33), el Rendimiento de refinado se incrementa conforme disminuye la relación Furfural/Carga. Sin embargo, el índice de viscosidad disminuye. En otras palabras, si se desea incrementar la calidad de la base desaromatizada, se debe adicionar más furfural.

En este caso, los resultados de la extracción dependen de la variación de las propiedades físicas del sistema (viscosidad, tensión interfacial) como función del cambio en la composición volumétrica del mismo. Por ejemplo, un incremento en la relación solvente/carga es un aumento en la fase continua (furfural) y en consecuencia, de las fuerzas o esfuerzos cortantes, que se producen en dicha fase, durante la agitación. Estas fuerzas incrementan la transferencia de masa del componente aromático hacia el seno de la fase continua. Las fuerzas cortantes (fuerzas de viscosidad) vencen a las fuerzas de tensión interfacial promoviéndose la dispersión e incrementándose el área interfacial.

¹⁰⁵ Hanson, (Ref.24-Pág.81)

Aunque existen expresiones matemáticas que definen el comportamiento de las variables anteriormente citadas, en la industria y en este tipo de procesos cuenta mucho la experiencia y el saber hacer (know how).

V.1.2.3. Etapas Operativas

V.1.2.3.1. Agitación

Cuando dos líquidos se mezclan, vía una agitación, uno de ellos se "rompe" en gotas (FASE DISPERSA), mientras que el otro no lo hace (FASE CONTINUA). Es importante entonces, la manera cómo se realiza la mezcla. Como se verá posteriormente en el procedimiento de laboratorio, se ha considerado como fase dispersa a la Carga (aceite), y como fase continua al solvente (furfural). Esta determinación se ha basado en los siguientes criterios¹⁰⁶:

- ◆ La fase minoritaria es la dispersa (La Relación Solvente/Carga en los trabajos realizados siempre es mayor que 1); y
- ◆ El aceite fue adicionado lentamente sobre el solvente en agitación cuando se realizó la mezcla.

Los efectos principales de la agitación son:

- ◆ Reducir la resistencia a la transferencia de masa debido al aumento tanto de los esfuerzos cortantes en la fase furfural, como de la circulación interna del aceite en cada gota; y

¹⁰⁶ Hanson, (Ref.24-Pág.81)

- ◆ Aumentar el área interfacial por la creación de una dispersión más eficaz, de modo tal que se logra incrementar la transferencia másica. El grado y la naturaleza de la agitación (tipo de agitador, velocidad y tiempo de agitación), junto con la proporción de las fases, determinan el tamaño de gota de aceite dispersada. Este tamaño disminuye con el incremento en la agitación.

Como se mencionó anteriormente, al no ser la agitación objeto del trabajo de Tesis se mantuvieron fijos tanto el grado como la naturaleza de la misma, permitiéndose con ello mostrar el efecto de las variables temperatura y Relación Furfural/Carga. En lo fundamental, la agitación debe poseer una velocidad que establezca un área interfacial grande, sin que se llegue a la formación de gotas demasiado pequeñas (Que se comporten como "esferas rígidas") y limiten la transferencia de masa a través de ellas, y además dificulten la coalescencia de las mismas¹⁰⁷.

V.1.2.3.2. Separación de Fases

La separación de fases se realiza en condiciones de reposo para disminuir los esfuerzos cortantes de dispersión. Se trata de la parte culminante de la operación de desaromatización, y en cierta forma, determina la eficiencia global de la misma¹⁰⁸. El factor preponderante en esta etapa es la **velocidad de coalescencia** que tiene relación directa con el diseño de los mezcladores-sedimentadores industriales.

¹⁰⁷ Hanson, (Ref.24-Pág.81)

¹⁰⁸ Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16-Pág.1862)

El mecanismo de coalescencia es afectado por:

- ◆ **La agitación precedente.** Si la agitación generó gotas muy pequeñas puede dificultar la coalescencia al favorecer la formación de una emulsión estable.
- ◆ **La Temperatura.** Un incremento en la temperatura provoca una disminución en la viscosidad del sistema, permitiendo que las fuerzas interfaciales superen a las fuerzas de corte de la fase continua y provoquen la coalescencia de las gotas dispersas de aceite.

V.1.3. PROCEDIMIENTO DESARROLLADO EN EL LABORATORIO

El procedimiento que se describe en el cuadro N°28 fue diseñado por los Tesistas en las instalaciones del Laboratorio de la Refinería Talara. Ha sido aplicado a cada uno de los destilados lubricantes y al aceite desasfaltado obtenido en la etapa anterior. Véase la Figura N°11.

**CUADRO N°28:
DESAROMATIZADO – PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO**

PASOS	CRITERIO	OBSERVACIONES
<p>1.- CALENTAMIENTO. Se calienta con agitación permanente por separado y simultáneamente furfural hasta una temperatura T, y aceite (carga) a una temperatura superior a T en 10 o 15°C</p>	<p>Necesidad de una misma temperatura en el momento de contacto, con el objeto de obtener datos de Rendimiento e IV que correspondan a la temperatura T</p>	<p>El calentamiento adicional de la carga hasta 10 o 15°C (know how) por encima de T es para compensar la pérdida de calor durante el vertimiento sobre el furfural</p>
<p>2.- CONTACTO. Alcanzadas las temperaturas mencionadas en (1) y manteniendo la agitación, se vierte la carga lentamente sobre el furfural. Controlar que la temperatura T se mantenga durante el contacto</p>		<p>Existe una ligera variación en la temperatura durante el vertimiento por lo que se debe controlar la velocidad del mismo</p>
<p>3.- AGITACIÓN. Dejar la mezcla en agitación durante 40 minutos. Mantener la temperatura T constante. La velocidad de agitación debe ser tal que provoque un vórtice a un tercio de la base del vaso (dato por experiencia)</p>	<p>Establecer la dispersión del aceite en el solvente y la consiguiente extracción del componente aromático a una temperatura T homogénea en toda la mezcla</p>	<p>Por encima de los 40 min. el IV del refinado no sufre incrementos apreciables. Agitación por debajo de 40 min. produjo refinados con IV menores hasta en 3 puntos. El tiempo mínimo aconsejable es de 15 min.¹⁰⁹. Debido a la diferencia de densidades entre ambos, sin presencia del vórtice, y a falta de un movim. axial, el aceite se mezcla sólo con una parte del furfural. Durante la agitación el color de la mezcla es el del furfural</p>
<p>4.- DECANTACIÓN. Culminada la agitación, verter rápidamente la mezcla en un embudo de separación previamente calentado a una temperatura mayor en 30°C aprox. a la temperatura T (dato por experiencia)</p>	<p>Vertimiento rápido en el recipiente separador para asegurar poca variación en la temperatura de separación T</p>	<p>El calentamiento del embudo separador se debe realizar en una estufa y de forma simultánea con la agitación, de forma tal que en el momento de la decantación las paredes del separador estén por encima en 30°C y compensen las pérdidas de calor por el vertimiento y la separación</p>
<p>5.- FORMACIÓN DE FASES. Esperar que se produzca la separación de las fases refinado y extracto por coalescencia que ocurre rápidamente (entre 1 y 2 minutos). En la fotografía N°6 se muestra esta formación de fases.</p>	<p>Tiempo necesario en que debe producirse la coalescencia de las fases</p>	<p>Debido a la rapidez en que las fases coalescen se produce una aglomeración de gotas de aceite en la interfase (a modo de burbujas) que en pocos segundos drenan en la homofase del aceite, observándose luego en forma definida al refinado (amarillo) y extracto (marrón muy oscuro)</p>

¹⁰⁹ Fahim, et.al. (Ref.18-Pág.156)

<p>6.- SEPARACIÓN PRIMARIA. Se abre la llave del embudo separador y se procede al drenaje de la fase extracto a un flujo de 1 o 2 ml/seg hasta que a la altura de la llave se observe el paso de refinado momento en el cual debe cerrarse la llave. En la fotografía N°7 se muestra el detalle.</p>	<p>Remover el grueso de la fase extracto a la temperatura T</p>	<p>El drenaje debe ser rápido para evitar una caída notable de la temperatura en el sistema que en ese momento no recibe energía de fuente alguna. Cuidar de perder el mínimo de refinado al cerrar la llave</p>
<p>7.- SEPARACIÓN SECUNDARIA Cerrada la llave se produce la coalescencia del extracto remanente procedente de las paredes del embudo separador y del seno del refinado. Terminada esta sedimentación que demora menos de un minuto, abrir la llave lentamente y drenar el remanente goteando. Cerrar la llave cuando cae la primera gota de refinado.</p>	<p>Remover el remanente de la fase extracto y/o furfural que no fue separado</p>	<p>Usualmente la cantidad de extracto y/o furfural que se remueve en esta separación es poca. El refinado posee aún en su seno furfural emulsionado (gotas anaranjadas)</p>
<p>8.- FILTRACIÓN Se dispone de un embudo dentro del cual se coloca un papel de filtro (del tipo utilizado en la planta de agitadores y filtros de la Refinería Talara). A continuación se hace gotear lentamente el refinado a través del filtro. El filtrado es la base desaromatizada</p>	<p>Remover la mayoría del furfural que (adherido a las paredes del embudo separador) llega a formar parte del refinado en su descenso a través de dicho recipiente</p>	<p>Si se trata de un destilado pesado (según experiencia por debajo de 25°API) esta filtración debe hacerse en caliente (en una mufla) debido a que el desaromatizado ha aumentado la concentración del material parafínico en la base (mayor Pour Point) haciendo imposible la filtración a temperatura ambiente. Es común que en el filtrado se observe cierta nubosidad lechosa a temperatura ambiente, que desaparece en un ambiente caliente. Esto es otra confirmación del incremento de la proporción parafínica pesada</p>

En la fotografía N°8 se muestra el aceite antes y después del desaromatizado. Observe la disminución del color.

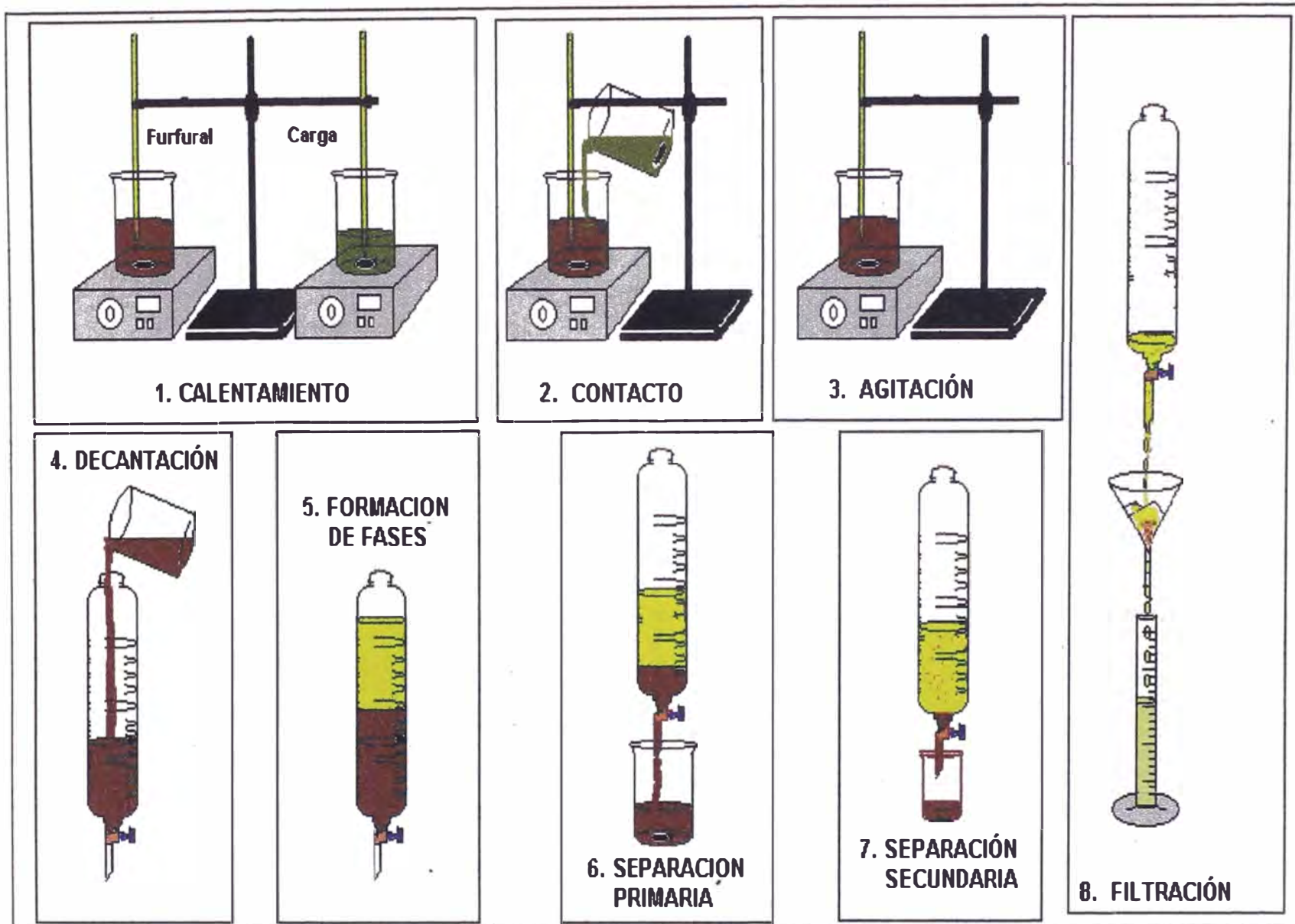


Figura N°11. DESAROMATIZADO. PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO



Fotografía N°6.
Formación de Fases



Fotografía N°7
Separación Primaria



Fotografía N°8. Aceite antes (derecha) y después (izquierda) del desaromatizado

V.1.4. TRABAJOS EXPERIMENTALES EN LABORATORIO

V.1.4.1. Determinación de Condiciones Operativas.

Destilados N°1, N°2 y N°4.

V.1.4.1.1. Consideraciones iniciales

Las variables operatorias que se consideraron para la **experimentación** en el laboratorio fueron: **a) Temperatura del proceso y, b) Relación solvente/aceite.** Se puede acotar que a nivel industrial, se controla también el gradiente de temperatura que se produce en la columna de extracción¹¹⁰.

Las condiciones operatorias consideradas en el desaromatizado se evaluaron dentro de **rangos específicos**, y a través de la determinación de tendencias de comportamiento de los parámetros IV (vital en la calidad de una base lubricante) y Rendimiento. La bibliografía técnica recomienda algunos rangos:

- ◆ La temperatura de extracción debe estar entre 90 y 210 °F (32.2-137.8°C)¹¹¹
- ◆ La Relación solvente/carga para estos tratamientos varía entre 1.9:1 a 12:1¹¹².
- ◆ Debido a la imposibilidad de probar todos los puntos de estos rangos, se decidió tomar tres puntos dentro de cada uno, distribuidos simétricamente, de forma tal que se pueda construir una curva que muestre el **comportamiento**

¹¹⁰ Bland, et.al., (Ref.11-Pág.3-87)

¹¹¹ Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16-Pág.1917)

¹¹² Wuithier, (Ref.51-Pág.625)

o **tendencia** de los parámetros en cada uno de los destilados y el DAO a lo largo de todo el rango. Los extremos de estos rangos estuvieron en función de las facilidades disponibles en el laboratorio de la Refinería y de la estabilidad térmica del Furfural.

Habiéndose obtenido cuatro destilados lubricantes y un DAO y sabiendo que los volúmenes obtenidos del destilado N°3 y el DAO no eran suficientes para un análisis completo de tendencias en los rangos establecidos, se procedió a experimentar con los destilados N°1,2 y 4. Como se dijo inicialmente en el Capítulo IV, el Destilado Lubricante N°4 sirve para determinar las condiciones operatorias sobre el Destilado Lubricante N°3 y sobre el Aceite Desasfaltado (DAO) cuyo insuficiente volumen imposibilitaba la realización de pruebas de tendencia. Este es un "artificio" diseñado por los Tesistas a falta de un equipo TBP que impidió obtener grandes volúmenes de destilado con pocas destilaciones.

V.1.4.1.2. Destilado Lubricante N°1

Los puntos elegidos para cubrir el rango de Relación solvente/Destilado N°1 fueron 2:1, 5:1 y 8:1. Las temperaturas de extracción escogidas fueron de 35°C, 93°C y 120°C. Estos valores no obedecen a ningún cálculo matemático y fueron seleccionados sobre la base de las consideraciones ya expuestas en V.1.4.1.1. El Cuadro N°29 muestra los resultados experimentales del tratamiento con furfural del Destilado N°1.

CUADRO N°29:**TRATAMIENTO EXPERIMENTAL DE DESAROMATIZADO CON FURFURAL - DESTILADO N°1**

VARIACIÓN DE LA VISCOSIDAD E IV EN FUNCIÓN DE LA RELACIÓN SOLVENTE/CARGA. DATOS EXPERIMENTALES

PROPIEDADES	CARGA INICIAL	RATIO 2:1			RATIO 5:1			RATIO 8:1		
		35°C	93°C	150°C	35°C	93°C	120°C	35°C	93°C	120°C
Vis.(40°C), cS	23,01	16,98	17,21	16,70	16,25	15,91	16,21	16,10	15,15	15,77
Vis.(100°C), cS	4,10	3,46	3,58	3,53	3,44	3,43	3,61	3,40	3,45	3,56
IV	57,0	62,8	79,2	70,5	75,1	81,4	106,0	71,6	104,0	106,7
RENDIMIENTO*(%)		74,3	67	45,3	63,3	44	20	55	25,3	5,6

(*)Valores aproximados obtenidos con muestras muy pequeñas .

Nota: Las temperaturas de extracción tienen una variación de $\pm 3\%$

CUADRO N°30:

DESTILADO N°1 - DESAROMATIZADO

Trabajos Experimentales: Variación de Condiciones de Relación y Temperatura

Datos calculados de curvas de Tendencia (Figura N°12)

Relación o Ratio	IV-35°C	IV-93°C	IV-120°C	REND-35°C	REND-93°C	REND-120°C
Carga	57,0	57,0	57,0			
2	63,4	72,0	75,5	78,3	70,6	52,8
5	74,6	89,0	102,1	60,1	41,1	14,0
8	76,5	97,0	108,0	56,0	26,2	7,4

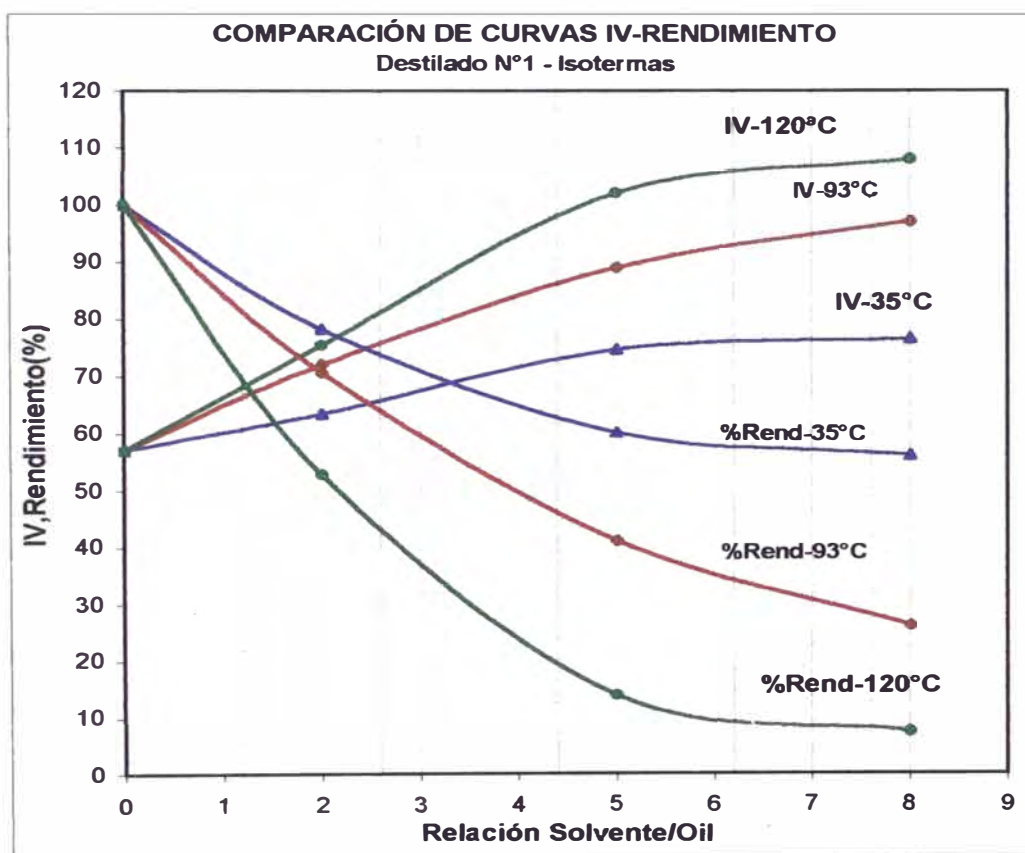


Figura N°12

El Cuadro N°30 muestra datos ajustados que son graficados en la Figura N°12. En ésta se observa que para una misma Relación Solvente/Carga, el IV es mayor conforme se incrementa la temperatura. Sin embargo, su rendimiento disminuye debido al incremento en el poder solvente con la temperatura¹¹³. Esto indica que un

¹¹³ García, (Ref.20)

aumento de la calidad (mayores IV), debido a la mayor selectividad¹¹⁴, trae consigo una disminución en el Rendimiento. Estos comportamientos comprueban el fundamento teórico expuesto en V.1.2.1. Los puntos de corte entre una curva IV-Temperatura y una curva %Rendimiento-Temperatura, representan puntos de referencia de utilidad para eventuales proyectos en donde se tenga que optimizar rendimientos. En el Anexo N°26 se presentan curvas de Rendimiento vs. Otras propiedades.

La determinación de las condiciones operacionales finales de tratamiento con furfural en el laboratorio, para el Destilado N°1, se realizó utilizando la Figura N°13 y fijando un IV igual o muy cercano a 95 (datos de especificación). La temperatura de tratamiento elegida tenía que ser la más alta posible, puesto que así se optimiza la calidad. Se utilizó 110°C. No se utilizó 120°C porque se tuvieron rendimientos demasiado bajos (que desfavorecían la acumulación de producto), y porque a esta temperatura se producía una cierta descomposición del furfural (Refinado un tanto oscuro) como consecuencia de la alta temperatura en las paredes del vaso de vidrio en donde se realizaba el tratamiento. La elección de la Relación Solvente/Carga fue calculada del Cuadro N°30 mediante interpolación de Lagrange¹¹⁵ entre dos puntos. El primero se tomó de la Relación 5:1 y el otro de la Relación 2:1. El resultado fue que para un IV de 95 la relación solvente/carga debe ser 4.73:1.

¹¹⁴ Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16-1917)

¹¹⁵ Ver Anexo N°28 donde se muestra la forma de cálculo detalladamente.

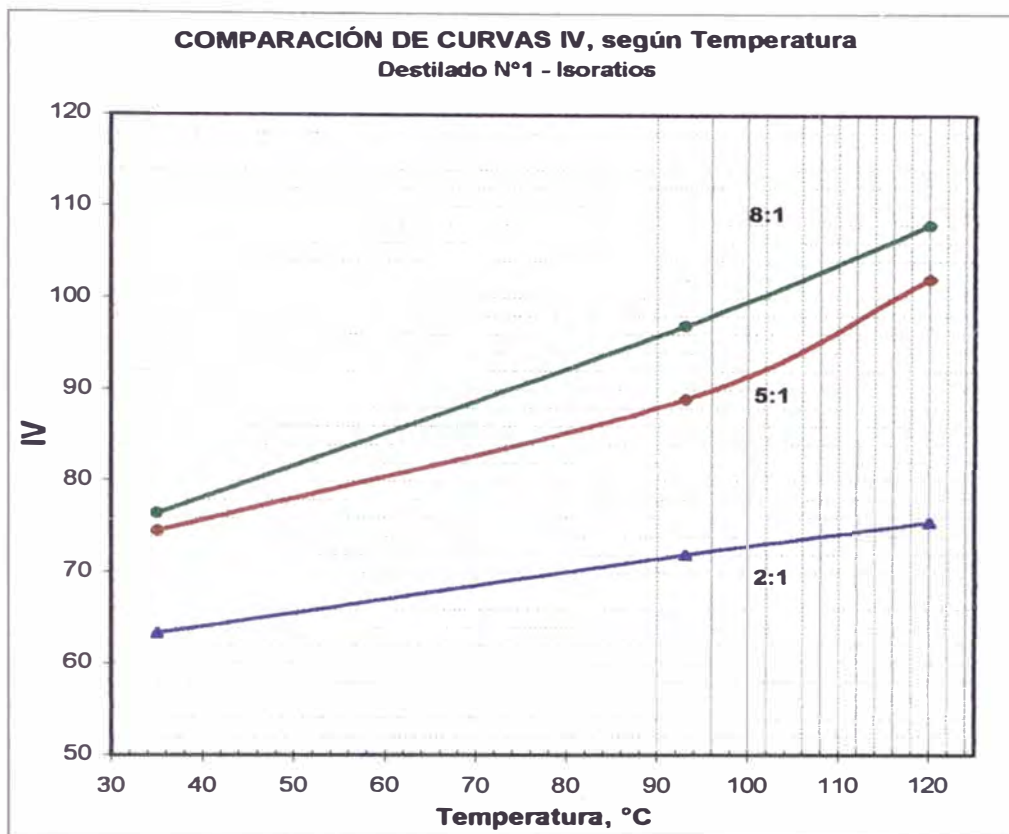


Figura N°13

V.1.4.1.3. Destilado Lubricante N°2

Los puntos elegidos para cubrir el rango de Relación Solvente/Destilado N°2 fueron 2:1, 5:1 y 8:1. Las temperaturas de extracción escogidas fueron de 35°C, 70°C y 110 °C. Al igual que en el caso del Destilado N°1, estos puntos fueron seleccionados sobre la base de las consideraciones expuestas en V.1.4.1.1. Los resultados experimentales se muestran en el Cuadro N°31 de la página siguiente.

CUADRO N°31:

TRATAMIENTO EXPERIMENTAL DE DESAROMATIZADO CON FURFURAL - DESTILADO N°2

VARIACIÓN DE LA VISCOSIDAD E IV EN FUNCIÓN DE LA RELACIÓN FURFURAL/CARGA. DATOS EXPERIMENTALES

PROPIEDADES	CARGA INICIAL	RATIO 2:1			RATIO 5:1			RATIO 8:1		
		35°C	70°C	110°C	35°C	70°C	110°C	35°C	70°C	110°C
Vis.(40°C), cS	56,42	31,21	30,94	30,62	31,85	29,33	27,17	30,18	30,01	26,90
Vis.(100°C), cS	6,73	4,96	5,00	5,07	5,21	5,02	4,82	4,97	4,99	4,78
IV	60,0	72,8	79,4	88,2	90,2	94,6	96,0	82,6	86,2	94,9
Rendimiento(%)*		78,7	77,3	68	70	51,6	40	65,3	50,3	43

(*) Valores aproximados obtenidos con muestras muy pequeñas(25-30ml)

Nota: Las Temperaturas tienen una variación de \pm 3%

Los resultados experimentales fueron ajustados (Cuadro N°32) y luego graficados (Figura N°14) mostrándose tendencias que dan una idea del efecto del tratamiento sobre el destilado lubricante en puntos no experimentados.

CUADRO N°32:
DESTILADO N°2 - DESAROMATIZADO
Trabajos Experimentales: Variación de condiciones de Relación y Temperatura

Datos calculados de curvas de tendencia (Figura N°14)

Relación o Ratio	IV-35°C	IV-70°C	IV-110°C	REND-35°C	REND-70°C	REND-110°C
Carga	60,0	60,0	60,0			
2	79,4	83,0	87,5	81,8	75,4	66,0
5	84,9	90,0	97,6	67,5	53,1	45,0
8	86,0	92,0	98,5	66,1	49,8	40,0

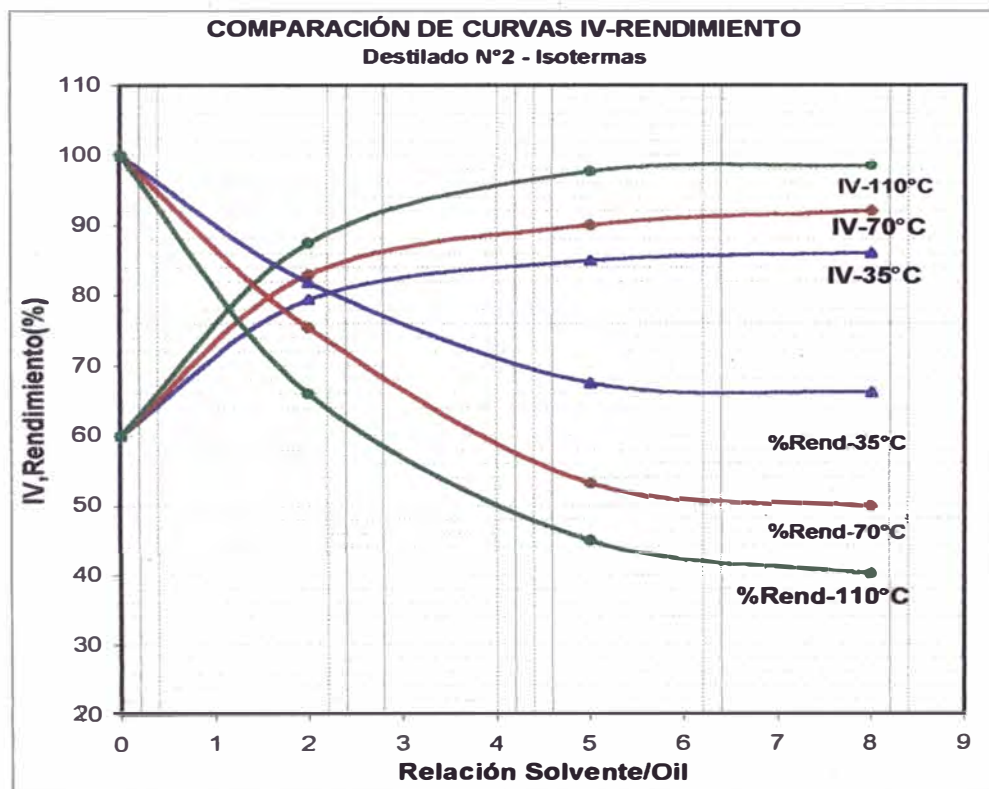


Figura N°14

Al igual que en el destilado anterior, la Figura N°14 muestra las tendencias del Destilado N°2 que indican que para una misma Relación Solvente/Carga, el

IV es mayor conforme se incrementa la temperatura, mientras que el Rendimiento disminuye por el incremento del poder solvente con la temperatura. En el Anexo N°26 se muestran Curvas de Rendimiento vs. Temperatura de extracción o vs. Relación Solvente/Carga.

Las condiciones finales de tratamiento se determinaron tomando en cuenta la calidad (IV) del destilado desaromatizado. Utilizando los mismos criterios tomados para el Destilado N°1 se eligió la temperatura de 110°C, además se tomó como parámetro mínimo un IV igual o cercano a 95. La Relación Solvente/Carga elegida fue de 5:1 debido a que el aumento en el IV con mayores Relaciones no es apreciable. El IV calculado a partir de la Figura N°15 para las condiciones operativas elegidas es de 96.

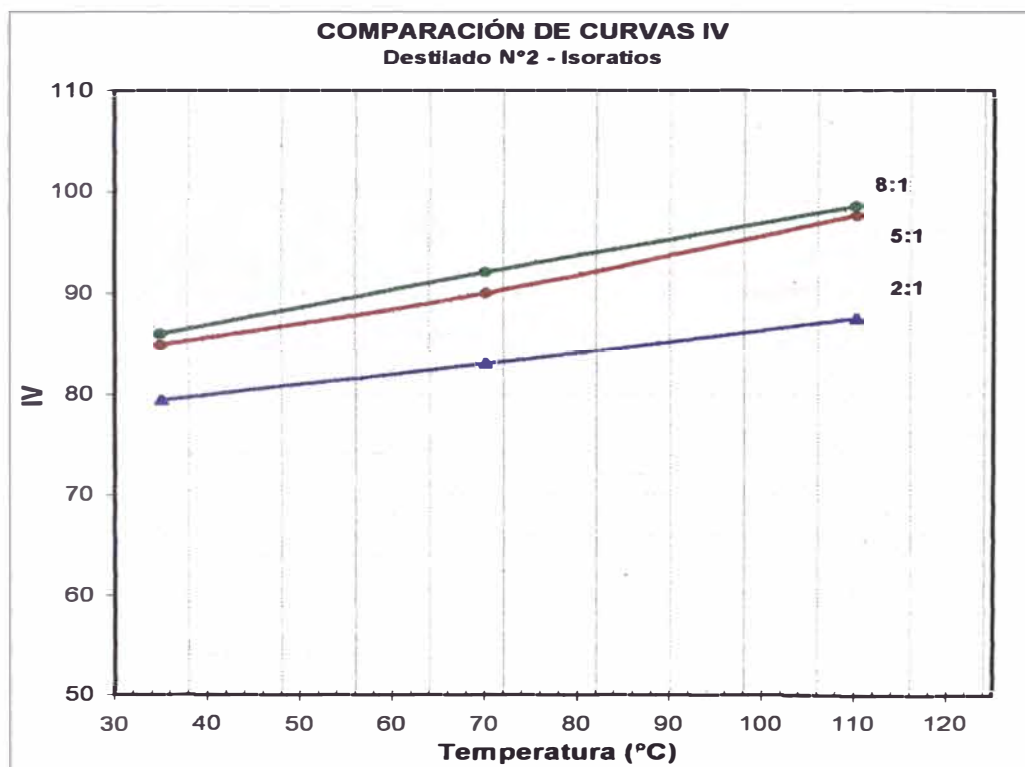


Figura N°15

V.1.4.1.4. Destilado Lubricante N°4

De la misma forma que para el Dest. N°1 y N°2, se eligieron las temperaturas de extracción: 50°C, 80°C y 110°C, y las Relaciones 2:1, 5:1 y 8:1, para cubrir los rangos basados en los criterios establecidos en V.1.4.1.1. En este destilado, la menor temperatura de extracción elegida para el rango fue 50°C ya que temperaturas menores dificultan la agitación, y con ello el contacto con el furfural, por la pérdida de fluidez (P. Point Dest.N°4=42°C). Los resultados experimentales se presentan en el Cuadro N°33. Los resultados ajustados se muestran en el Cuadro N°34 y las curvas correspondientes en la Figura N°16. Éstas muestran las tendencias en el comportamiento del IV y del Rendimiento. El efecto del furfural sobre el Dest. N°4 es similar al observado en los Dest. N°1 y N°2 que es concordante con el fundamento teórico.

Las curvas IV-Rendimiento del Dest. N°4 (Figura N°16) tienen un grado de proximidad entre ellas muy diferente al correspondiente de las curvas IV-Temperatura observadas a los Dest. N°1 y N°2 (Figuras N°12 y N°14). Es decir, en este caso, el efecto de la temperatura no es tan influyente en el aumento del IV como se observó en los anteriores destilados. Esto obedece a que el Dest. N°4 posee una calidad inherente a su composición química. Se observa una caída notable de los Rendimientos para una misma Relación Solv/Carga a partir de 80°C debido al incremento del poder solvente del furfural. Esto está de acuerdo con el hecho que el Furfural tiene un poder solvente importante entre 65°C y 150°C¹¹⁶.

¹¹⁶ García, (Ref,20)

CUADRO N°33:

TRATAMIENTO EXPERIMENTAL DE DESAROMATIZADO CON FURFURAL - DESTILADO N°4

VARIACIÓN DE LA VISCOSIDAD Y EL IV EN FUNCIÓN DE LA RELACIÓN SOLVENTE/CARGA

PROPIEDADES	CARGA INICIAL	RATIO 2:1			RATIO 5:1			RATIO 8:1		
		50°C	80°C	110°C	50°C	80°C	110°C	50°C	80°C	110°C
Vis.(40°C), cS	226,25	94,58	85,61	79,66	83	76,06	68,55	70	65,09	59,11
Vis.(100°C), cS	16,15	9,5	8,96	8,64	9,7	9,2	8,65	9,4	9,09	8,71
IV	65,2	69,7	71,0	73,4	93,9	95,2	96,9	110,1	113,2	117,7
Rendimiento(%)		86	83	72	73	70,4	56	64,6	52,6	37,7

(*) Valores aproximados obtenidos con muestras muy pequeñas (Carga: 49-50 mL)

CUADRO N°34:

DESTILADO N°4 - DESAROMATIZADO

Trabajos Experimentales: Variación de condiciones de Relación y Temperatura

Datos calculados de Curvas de Tendencia (Figura N°16)

RATIO	IV-50	IV-80	IV-110	REND-50	REND-80	REND-110
Carga	65,2	65,2	65,2			
2	69,7	71,0	73,4	86,7	85,7	76,4
5	93,9	95,2	96,9	72,5	68,2	52,5
8	110,1	113,2	117,7	64,8	53,3	38,8

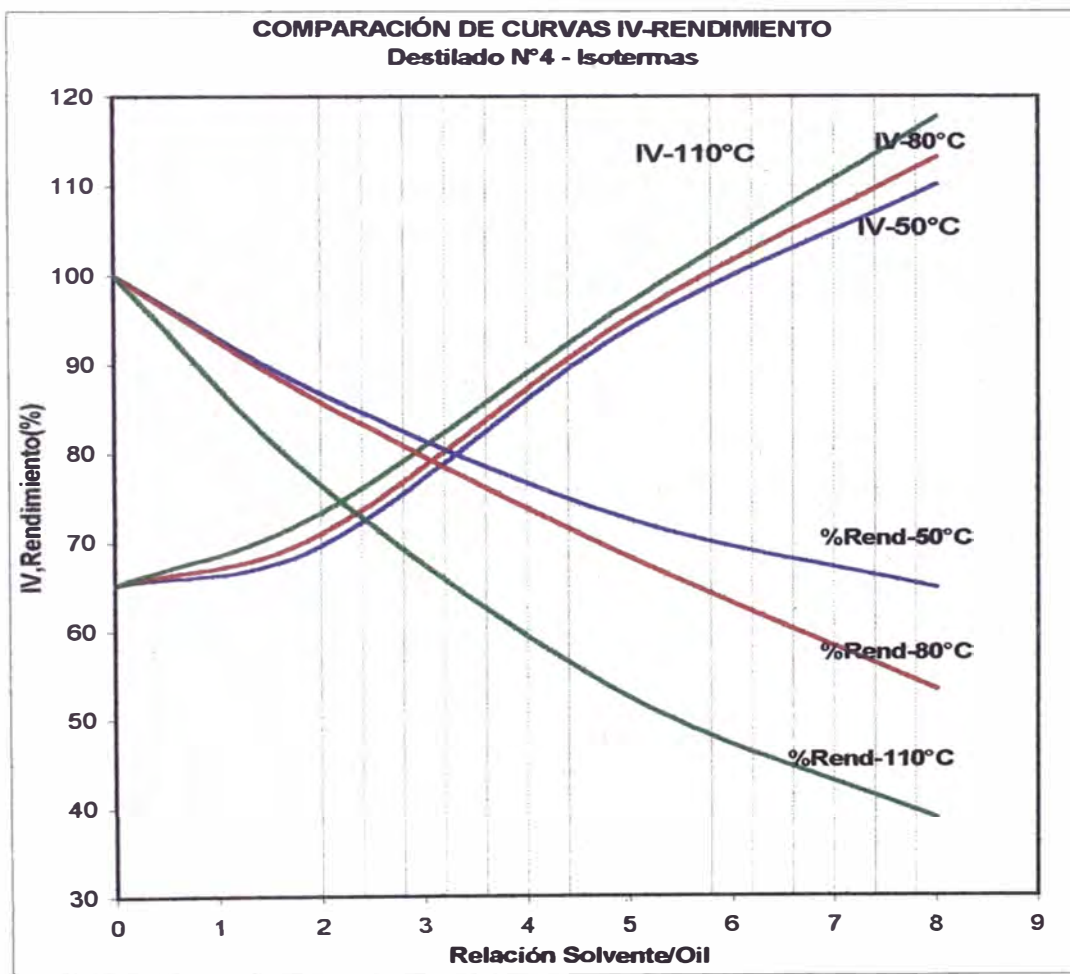


Figura N°16

Por el resultado de los trabajos experimentales de tratamiento en los Destilados N°1, N°2 y N°4, se puede generalizar, para cualquier fracción lubricante HCT, lo siguiente:

- ◆ Para una misma Relación Solvente/Destilado Lubricante, el IV se incrementa y el Rendimiento disminuye al aumentar la temperatura de extracción.
- ◆ Para una misma temperatura de extracción, el IV aumenta y el Rendimiento disminuye al incrementarse la Relación Solvente/Destilado Lubricante.

Como se explicó en V.1.4.1., Las condiciones operatorias para realizar el desaromatizado del destilado N°3 se obtuvieron por interpolación de las condiciones operatorias de los destilados N° 1, 2 y 4. Esas mismas condiciones se asumieron en el tratamiento del aceite desasfaltado (DAO). El "artificio" asumido en V.1.4.1.1. es fiable, puesto que bajo las condiciones operativas asumidas se obtuvieron excelentes valores de IV tal como se mostrará más adelante.

V.1.4.2. Determinación de condiciones operativas. Destilado N°3 y DAQ

V.1.4.2.1. Destilado Lubricante N°3

Las condiciones finales de tratamiento para este destilado fueron calculadas sobre la base de los resultados obtenidos para los Destilados N°1, N°2 y N°4. Los cálculos fueron realizados usando interpolaciones de Lagrange¹¹⁷ fijando la temperatura de extracción en 110°C por mostrar altos IV y rendimientos aceptables. La interpolación fue realizada utilizando la viscosidad medida a 100°C de los cuatro destilados lubricantes, así como los IV obtenidos para las Relaciones Solvente/Destilado de 0:1, 2:1 y 5:1. En vista que la reserva de Furfural en el laboratorio fue limitada, no se incluyó la Relación 8:1 en la interpolación. El objetivo de las interpolaciones era encontrar un IV cercano a 100 pero con la menor Relación Solvente/Destilado. Se determinó una relación de 3:1 para un IV=99.1 que se consideró aceptable (ver Cuadro N°35 y Figura N°17). Asimismo, se calculó mediante interpolación el Rendimiento en volumen obtenido bajo las mismas condiciones, resultando un 66.3%. (Ver Cuadro N°36 y Figura N°18).

¹¹⁷ Ver Anexo N°28

CUADRO N°35:

INTERPOLACIÓN DE LAGRANGE PARA ELEGIR CONDICIONES DE TRATAMIENTO
Destilado Lubricante N°3. Temperatura 110°C. Índice de Viscosidad

Relación o Ratio	Viscosidad a 100°C [cS], de la Carga			
	D.L. N°1 4,1	D.L. N°2 6,73	D.L. N°3 11,55	D.L. N°4 16,15
	IV			
Carga	57,0	60,0	63,7	65,2
2	74,2	87,5	92,3	73,4
3	82,2	95,0	99,1	83,9
5	97,2	97,6	97,7	96,7

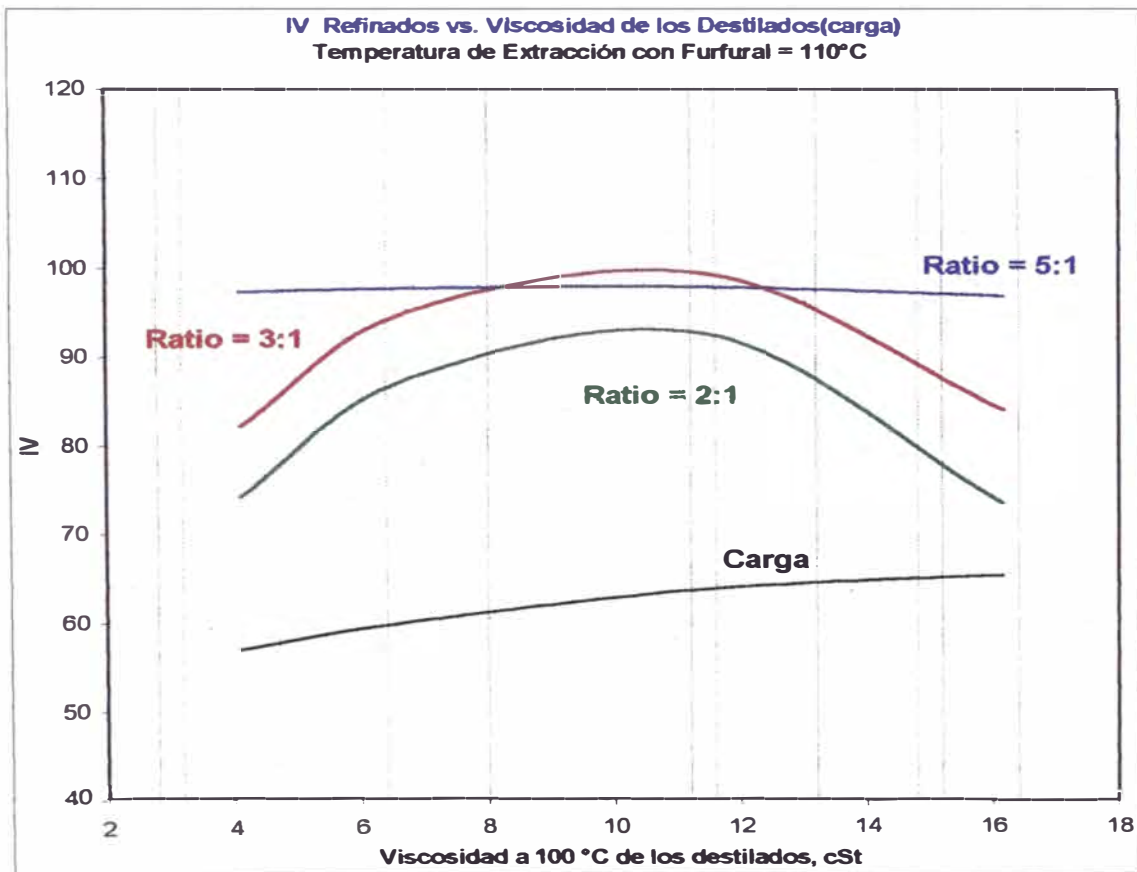


Figura N°17

CUADRO N°36:

INTERPOLACIÓN DE LAGRANGE PARA ELEGIR CONDICIONES DE TRATAMIENTO
Destilado Lubricante N°3. Temperatura 110°C. Rendimiento en volumen

Relación o Ratio	Viscosidad a 100°C [cS] de la carga			
	D.L N°1 4,1	D.L N°2 6,73	D.L N°3 11,55	D.L N°4 16,15
	Rendimientos en % vol.			
Carga	100,0	100,0	100,0	100,0
2	59,4	66,0	73,9	76,4
3	44,2	55,0	66,3	66,9
5	24,0	45,0	62,1	52,5

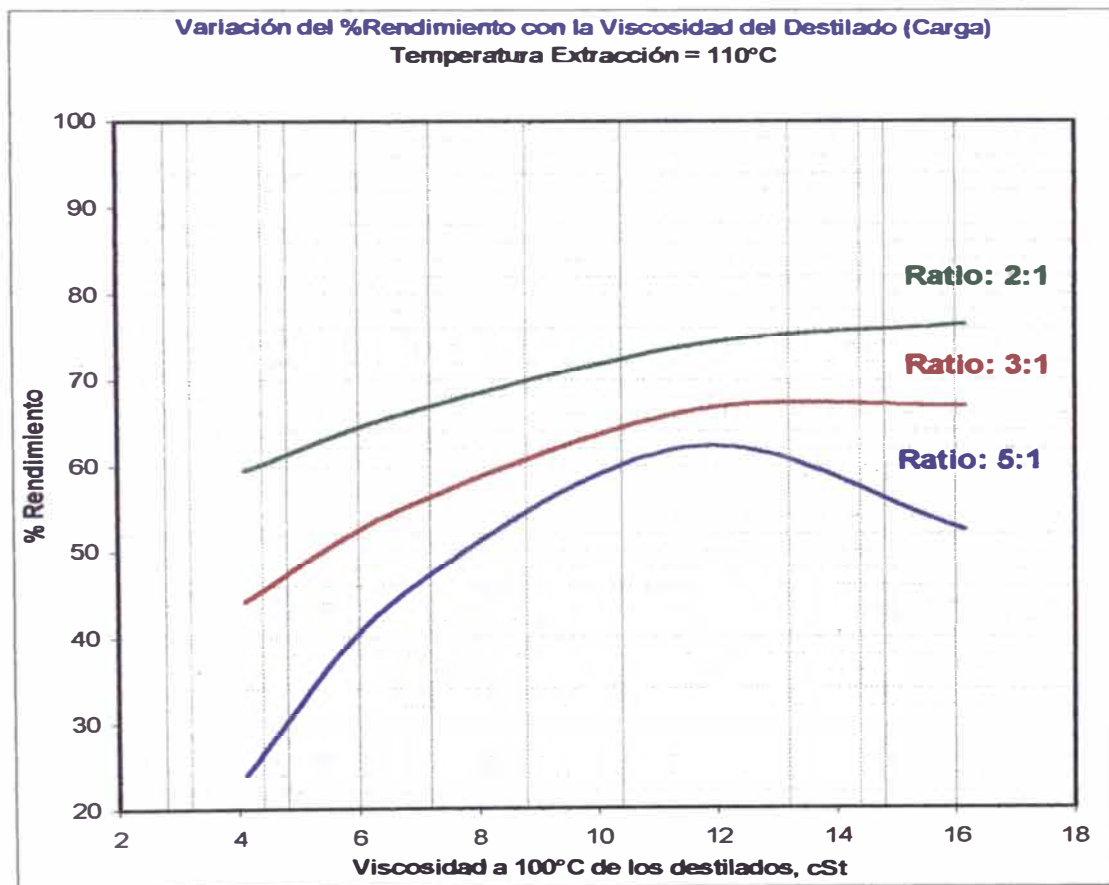


Figura N°18

V.1.4.2.2. Aceite Desasfaltado (DAO)

Para el DAO se establecieron las condiciones operativas determinadas para el Destilado N°3, es decir, Relación Solvente/DAO igual a 3.0, y temperatura de extracción de 110°C. Los resultados después del tratamiento con furfural verifican que la asunción de dichas condiciones es válida.

V.1.5. ANÁLISIS DE RESULTADOS EN EL TRATAMIENTO DE DESAROMATIZADO DE LOS DESTILADOS LUBRICANTES Y EL DAO

El desaromatizado de los destilados lubricantes y el DAO se realizó bajo las condiciones finales determinadas en la Sección V.1.4. Los resultados de los análisis, así como las propiedades antes y después del desaromatizado se presentan en el Cuadro N°37.

Para mostrar la influencia del desaromatizado sobre la composición química se han confeccionado cuadros que muestran la distribución de carbonos en cada destilado y en el DAO, antes y después del tratamiento. Estos resultados fueron calculados utilizando las propiedades del Cuadro N°37 y el análisis n.d.M. La forma de cálculo y los cálculos son los descritos en la sección IV.2.2.3. y en el Anexo N°28, respectivamente.

El Cuadro N°37 muestra cambios en las propiedades por efecto del tratamiento, éstas tienen tendencias similares en todos los productos analizados. El color ASTM y el IV están influenciados por el porcentaje de aromáticos presentes. Se sabe que, los compuestos de

naturaleza aromática influyen negativamente en el IV, y al oxidarse dan coloraciones oscuras al aceite.

Particularmente, para el presente caso, el color ASTM disminuye y el IV aumenta por la remoción de compuestos aromáticos. Como se adelantó en el marco teórico, el desaromatizado disminuye el porcentaje de carbonos aromáticos y en menor proporción el porcentaje de productos nafténicos. En los destilados refinados, la disminución del porcentaje de contenido aromático y del nafténico, provoca un incremento en la proporción del componente parafínico. El Pour Point es una propiedad que verifica con su incremento esta aseveración.

CUADRO N°37:

REFINAMIENTO CON FURFURAL

Tratamiento de Desaromatizado de Destilados Lubricantes y DAO- Crudo Reducido Mayna-70/ONO-30

Extracción en Laboratorio

Condiciones y Resultados	DESTILADO N°1 - (HVI-55)		DESTILADO N°2 - (HVI-95)		DESTILADO N°3 - (HVI-160S)		DAO - (HVI-650)	
Ratio Furfural/Aceite de Carga en Volumen	4,5		5		3		3	
Temperatura Operación, °C	110		110		110		110	
Rendimiento Fase Refinado, % Vol	46,3		53,8		74,9		87,7	
Rendimiento Fase Extracto, % Vol	53,7		46,2		25,1		12,3	
Aceite Refinado en la Fase Refinado, %Vol	87,6		86,7		88,6		87,6	
Rendimiento Aceite Refinado con respecto a la Carga, %Vol	40,6		46,6		66,4		76,8	
Propiedades	Carga	Aceite Refinado	Carga	Aceite Refinado	Carga	Aceite Refinado	Carga	Aceite Refinado
Color ASTM	2,0	1,0	3,5	1,5	5,0	3,0	8,0	6,0
Gravedad °API (60°F)	26,8	31,1	24,8	28,9	23,8	26,9	23,6	25,1
Gravedad Específica (60°F)	0,8939	0,8702	0,9053	0,8822	0,9111	0,8933	0,9123	0,9036
Viscosidad a 40°C, cS	23,01	15,35	56,42	25,99	130,99	53,67	724,45	341,90
Viscosidad a 100°C, cS	4,10	3,43	6,73	4,67	11,55	7,33	39,84	25,23
Indice de Viscosidad	57,0	95,3	60,0	93,2	66,8	95,3	92,8	96,1
Pour Point °C ¹	12	15	21	30	36	36	42	39
Indice de Refracción (70°C)	1,4713	1,4571	1,4788	1,4632	1,4849	1,4690	70,9000	1,4801
Azufre, % en peso	0,280	0,105	0,300	0,117	0,320	0,163	0,392	0,190

¹ Están reportados según norma ASTM D-97 como múltiplos de 3. Los puntos de congelamiento observados, para el Aceite Refinado son:

Destilado 1 = 13,3°C; Destilado 2 = 27,2°C; Destilado 3 = 33,3°C; DAO = 36,3°C

En todos los casos la disminución en la gravedad específica está fundamentada en la remoción de componente aromático de alta densidad. La disminución del IR es otra prueba del tipo de componente retirado, ya que los componentes aromáticos poseen altos IR. Estas afirmaciones son respaldadas por los Cuadros N°38 y N°39 y por las Figuras N°19 y N°20.

El tratamiento de desaromatizado finalizó en una filtración. En esta operación se remueve el solvente remanente de la separación de fases. Este tipo de separación no es usual en la industria, donde se recupera¹¹⁸ el furfural del refinado a través de una destilación al vacío. Los Tesistas intentaron hacerlo de esta forma, pero a nivel de laboratorio las altas temperaturas afectan la estabilidad térmica del furfural. Esta separación deficiente trajo como consecuencia la adición de la etapa de adsorción con tierras adsorbentes (finishing) al proceso global de tratamiento. Al final de este capítulo se explicará las implicancias que representó este factor en todo el proceso de refinación.

¹¹⁸ Se recupera entre 15 a 20% de solvente. (Bland, Ref.11-Pág.3-87)

CUADRO N°38:
CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUÍMICA ENTRE DESTILADOS

CORTES	Sp.Gr (80°F)	%CA	%CN	%CP
Gas Oil	0,8827	6,0	47,2	46,8
Destilado 1	0,8939	8,5	40,1	51,4
Destilado 2	0,9053	11,0	35,4	53,6
Destilado 3	0,9111	13,0	27,5	59,6
DAO	0,9123	9,8	19,3	70,9

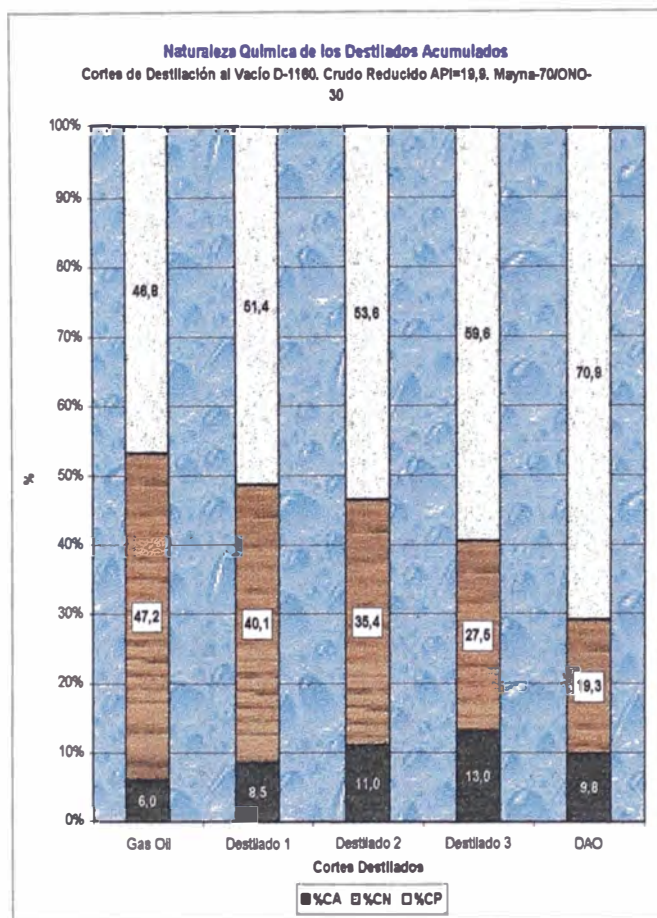


Figura N°19

CUADRO N°39:
CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUÍMICA ENTRE REFINADOS

CORTES	Sp.Gr (80°F)	%CA	%CN	%CP
Destilado 1	0,8702	0,9	42,4	56,7
Destilado 2	0,8822	1,9	42,1	56,0
Destilado 3	0,8933	2,5	40,5	57,0
DAO	0,9036	8,8	22,4	68,8

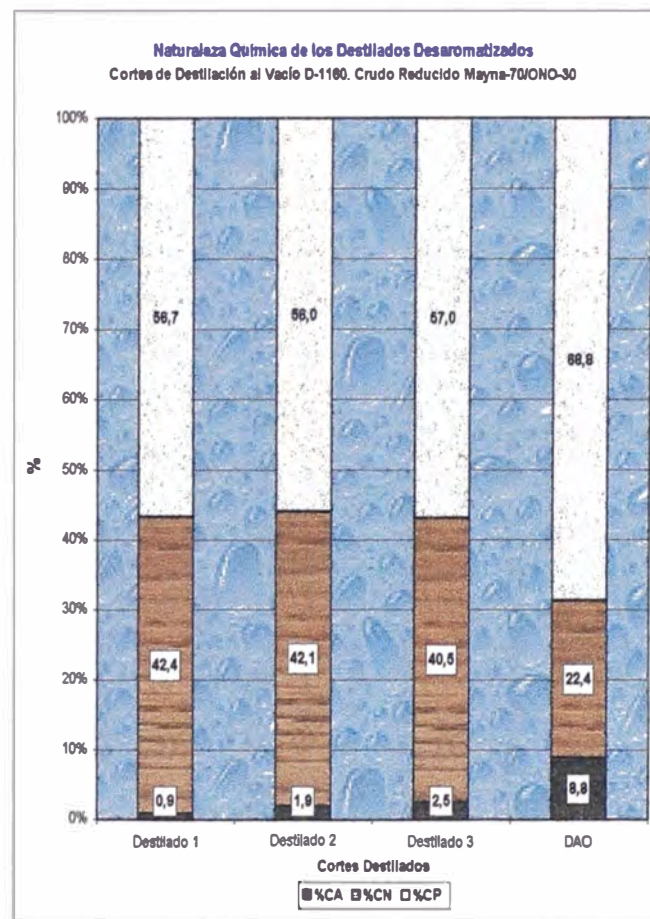


Figura N°20

V.2. DESPARAFINADO: REFINACIÓN CON MEK-TOLUENO

V.2.1. MARCO TEÓRICO

Después del desaromatizado la base adquiere un alto IV y una mayor estabilidad térmica frente a la oxidación. Sin embargo, el Pour Point es elevado debido a la presencia de **ceras**¹¹⁹ en su composición. El proceso de desparafinado retira de la base desaromatizada, la cera insoluble a una temperatura de operación y, como resultado de ello, el Pour Point de la **base** disminuye ostensiblemente mostrando buenas características de fluidez a bajas temperaturas. La cera removida se conoce como **cera blanda** por la importante cantidad de aceite que debe ser retirada a través de procesos adicionales con solvente¹²⁰, después de los cuales puede contener menos del 0.5% de su peso en aceite¹²¹. Debido a que el presente trabajo de Tesis está dirigido hacia la obtención de una base lubricante en especificación, el procedimiento seguido en el laboratorio no contempla la refinación de la cera. Sin embargo, los Tesistas consideran que se debe profundizar en el análisis de este subproducto en futuros proyectos por las múltiples aplicaciones que posee, entre las que se destacan: adhesivos; vendas; correas; velas; papel carbón; envolturas de quesos; recubrimiento de tambores; cavidades dentales; condensadores eléctricos; sellado de alimentos; pulido de pisos; recubrimiento de planchas metálicas; papel

¹¹⁹ También denominadas **parafinas**.

¹²⁰ En el proceso de *desaceitado* la cera blanda se redisuelve en un solvente, se enfría el conjunto hasta la temperatura requerida para obtener una cera de un punto de fusión determinado realizándose luego la filtración.

¹²¹ Nelson, (Ref.36-Pág.337)

~~laminado; paquetes de comida congelada; papel a prueba~~
de humedad; barniz para zapatos, cuero o muebles;
pirotécnicos; recubrimiento de alambres; cremas de
baño; etc.¹²²

V.2.1.1. Constitución de la Cera

Las ceras son sustancias de alto peso molecular y alto punto de fusión, estructuralmente constituidas por n-parafinas (cadenas largas parafínicas) y por i-parafinas (cadenas ramificadas).

La cera es separada como un sólido cristalizado de una solución aceitosa a una temperatura muy baja. El tipo y tamaño de los cristales depende de varios factores, tales como: las características de la cera presente (rango de destilación); la concentración de la misma; la viscosidad de la solución aceitosa y la velocidad y temperatura de enfriamiento¹²³. Según su constitución molecular, los cristales pueden dividirse en¹²⁴:

1. **Ceras parafínicas (o cera cristalina)**, con un promedio entre 14 y 40 átomos de carbono en sus moléculas. Las formas conocidas de dichos cristales son: **aguja** y **escama**.
2. **Ceras microcristalinas**, con una estructura mucho más pesada, por encima de los 40 átomos de carbono por molécula, por lo cual éstas se encuentran sobre todo en los destilados pesados y los residuales (DAO). A este tipo pertenecen las **ceras amorfas**.

¹²² Nelson, (Ref.36-Págs.64-65)

¹²³ Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16-Pág.1943)

¹²⁴ Petróleos de Venezuela, (Ref.42-Pág.69)

La importancia del tipo de cera está, específicamente, en el poder humectante que presente la misma con respecto al aceite. Es decir, si es capaz de excluir o no al aceite de su superficie. La cera amorfa retiene mayor cantidad de aceite; la cera parafínica o cristalina, en cambio lo excluye¹²⁵.

V.2.1.2. Criterio de Selección del Solvente

El solvente que conforma la solución aceitosa debe cumplir con los siguientes **requisitos** para que se realice una separación eficiente y eficaz¹²⁶:

1. **Selectividad.** La acción solvente debe ser sobre el componente normalmente líquido existente en la base parafinosa (aceite), pero no sobre la cera parafínica a la temperatura mínima de enfriamiento.
2. **Bajo diferencial de temperatura.** El solvente debe permitir que la diferencia entre el Pour Point de la base desparafinada y la temperatura mínima de enfriamiento sea la menor posible, favoreciendo una refrigeración económica.
3. **Bajos calores latentes y específicos.** Reducción del consumo energético tanto en la recuperación del solvente, como en la refrigeración.
4. **Debe favorecer la formación de una malla cristalina que no retenga aceite y permita una filtración rápida.**
5. **Debe estar disponible a bajo costo.**
6. **Debe ser químicamente estable, no corrosivo y no tóxico.**

¹²⁵ Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16-Pág.1944)

¹²⁶ Billon, (Ref.10-Pág.7); Bland, (Ref.11-Pág-92,93); Wuithier, (Ref.51-Pág.648)

7. No debe ser afectado por el agua y ser fácilmente separado de ella.

Entre los solventes que más se utilizan actualmente en las plantas de desparafinado están: el propano líquido; disolventes clorados como el tricloroetileno ó el dicloroetileno y, el bisolvente MEK¹²⁷-Tolueno.

La falta de equipos a presión, en el caso del propano, así como de equipos de centrifugación que permitan recuperar el aceite desparafinado, en el caso de los disolventes clorados, hizo inviable la experimentación con dichos procesos. Más aún, la bibliografía técnica¹²⁸ indica que si bien la utilización de solventes como el propano o los compuestos clorados cumplen en cierta medida con los requisitos mostrados, **la asociación de dos solventes, permite una mayor aproximación a dichos requisitos**¹²⁹. En consecuencia, la elección de la mezcla MEK-Tolueno como el solvente para el desparafinado, se consideró la más indicada.

V.2.1.3. El Bisolvente: MEK-TOLUENO

El desparafinado con MEK-Tolueno tiene su antecedente en el proceso que utilizaba la mezcla acetona-benceno como bisolvente. La primera planta de este tipo fue construida en 1927 por la Indian Refining Company en Lawrenceville, Illinois, bajo la

¹²⁷ Metil-etil cetona

¹²⁸ Wuithier, (Ref.51-Pág.648)

¹²⁹ La mezcla MEK-Tolueno cumple con la mayoría de los requisitos de un solvente ideal. Sin embargo, **para el proceso industrial** se debe tener en cuenta que el Tolueno tiene un nivel de toxicidad por su naturaleza aromática, y que además tanto el MEK como el Tolueno forman azeótropos con el agua. (Perry, Ref.39-Pág.13-41, Vol.4)

supervisión de F.X. Govers. Actualmente, este se puede dividir en tres pasos básicos secuenciales: (1) dilución y enfriamiento de la base con el bisolvente; (2) filtración y separación de la cera cristalizada de la solución de aceite y bisolvente (filtrado) y; (3) recuperación del bisolvente de la torta y del filtrado, para su recicló al proceso¹³⁰. En el procedimiento de laboratorio, el tercer paso incluye sólo la remoción del bisolvente sin recuperación alguna del mismo. Esto es evidente, puesto que se considera como objetivo primario la obtención de la base.

El bisolvente es una mezcla de un compuesto disolvente (Tolueno) y un antidisolvente (MEK). El Tolueno disuelve excelentemente al aceite, pero también disuelve bien la cera. Por ello, la adición de un antidisolvente como el MEK es necesaria, ya que no tiene poder solvente sobre el aceite, precipitando selectivamente las ceras, y favoreciendo la formación de una red abierta que retiene poco aceite, aspecto muy importante durante la filtración¹³¹. En general, esta mezcla favorece mayores velocidades de filtración, baja pérdida de solvente y un buen Rendimiento de base desparafinada¹³².

El MEK, utilizado para los trabajos en el laboratorio es el manufacturado por la marca *Fisher*, siendo sus especificaciones generales las siguientes¹³³:

Rango de Ebullición = 79 - 80°C

Densidad (25°C) = 0.799

¹³⁰ Sequeira, et.al., (Ref.45-Pág.139)

¹³¹ Wuithier, (Ref.51-Pág.648)

¹³² Billon, et.al., (Ref.10-Pág.7)

¹³³ Según etiqueta del envase.

Contenido de MEK = 99.9%

Punto Flash = 30.0°F

El proveedor del Tolueno fue la compañía *Mundo Químico E.I.R.L.* Especificaciones generales¹³⁴:

Rango de Ebullición = 110 - 110.9°C

Densidad (15°C) = 0.869 – 0.873

Contenido de Tolueno = 99.3%

Punto Flash = 39.2°F

En el Cuadro N°40 se muestran las propiedades físicas del MEK y del Tolueno puros.

**CUADRO N°40:
PROPIEDADES FÍSICAS DEL MEK Y DEL TOLUENO**

	Tolueno	MEK
1. Fórmula Molecular	$C_6H_5.CH_3$	$CH_3.CO.C_2H_5$
2. Peso Molecular, [g/mol]	92.13	72.10
3. Densidad a 20°C, [kg/m ³]	866	805
4. Viscosidad a 37.8°C, [cS]	0.576	0.445
5. Pto. Ebullición a 1 atm, [°C]	110.8	79.6
6. Pto. Fusión a 1 atm, [°C]	-95.0	-85.9
7. Índice de Refracción a 20°C	1.1003	1.4781
8. Entalpía de Vaporización, [Btu/lb]	154.8	186.1
9. Solubilidad Parcial con el agua, %	0.05 (16°C)	35 (10°C)
10. Azeótropo, %peso agua	10.86(84.1°C)	8.24(73.5°C)

Fuente: 1,2,3,4,5,6,9 (Perry vol. I, 3-76,80,273); 10 (Perry vol. IV, 13-41); 7 (Ref.24, 2-23); 8 (Programa de cálculo)

¹³⁴ Hoja de especificación, (Ref.35)

V.2.2. FACTORES CONDICIONANTES DEL TRATAMIENTO EN EL LABORATORIO

Cuando se enfría una mezcla líquida homogénea constituida por cera, base (desparafinada) y solvente, se promueve una separación de fases en función de la composición, las características físico-químicas de cada componente¹³⁵, y las condiciones operativas del tratamiento.

Los factores condicionantes tomados en cuenta para este tipo de tratamiento de bases desaromatizadas en el laboratorio son los siguientes:

1. Relación MEK-Tolueno en el Bisolvente
2. Relación de Dilución (Bisolvente/Base Desaromatizada)
3. Diferencial de Temperatura (Temperatura de Enfriamiento)
4. Filtración.

Sin embargo, durante este trabajo de Tesis no se han realizado variaciones en estos factores puesto que se disponía de recomendaciones específicas de PETROBRAS para el tratamiento en el laboratorio de este tipo de bases¹³⁶. Además, se hace referencia a las otras condiciones operativas, en tanto a su importancia sobre la eficiencia del tratamiento, como a su efecto sobre las propiedades del aceite.

Básicamente, para obtener una base lubricante con un Pour Point en especificación se requiere de un buen bisolvente, y en forma indispensable, de un equipo que

¹³⁵ Verli, (Ref.49-Pág.1511)

¹³⁶ Además, hay que tener en consideración que no existía reserva suficiente de insumos (MEK, Tolueno) para poder realizar los trabajos experimentales de prueba que sí fueron posibles en la etapa de desaromatizado.

permita alcanzar una temperatura de enfriamiento extremadamente baja. En los trabajos de laboratorio realizados se utilizó un equipo de enfriamiento LAUDA.

V.2.2.1. Relación MEK-Tolueno en el Bisolvente

La adición de MEK (antidisolvente) en mayor cantidad en el bisolvente economiza el consumo energético puesto que no se requiere de temperaturas muy bajas para favorecer la cristalización de las ceras y conseguir una rápida filtración. Sin embargo, el incremento en la proporción de MEK no puede ser ilimitado, ya que la disminución del poder solvente favorece la precipitación de una fase aceitosa inmisible en el bisolvente frío, con la consiguiente reducción en el Rendimiento de la base desparafinada¹³⁷. La separación de fases tiene estrecha relación con los conceptos de temperatura de solubilidad y temperatura de miscibilidad, siendo ambas función de la composición del bisolvente¹³⁸.

Temperatura de Solubilidad.- Temperatura a la cual aparece una fase sólida (cera) que se separa de la mezcla líquida homogénea.

Temperatura de Miscibilidad.- Temperatura a la cual se separa una fase aceitosa de la mezcla líquida homogénea.

La determinación de una proporción óptima de MEK dentro del bisolvente, implica la realización de pruebas en el laboratorio y, se relaciona con la

¹³⁷ Wuithier, (Ref.51-Pág.648)

¹³⁸ Verli, (Ref.49-Págs.1512-1513)

obtención de un equilibrio que favorezca la aparición de la fase sólida deseada e impida la precipitación de una fase líquida aceitosa.

Estas pruebas requieren que la base esté desparafinada con un Pour Point en especificación. Dicha base es distribuida en pequeñas e iguales cantidades en varios tubos de ensayo. Manteniendo una relación de dilución constante, el bisolvente con distintas composiciones de MEK-Tolueno se adiciona a cada uno de los tubos. A continuación, se procede a enfriar cada muestra hasta que se observe una turbidez, momento en el cual se anota, ya sea, la temperatura de solubilidad (aparición de fase sólida), o la temperatura de miscibilidad (aparición de fase aceitosa). El resultado es un diagrama como el que muestra la Figura N°21. La intersección de las curvas indica el punto óptimo para la relación MEK-Tolueno, así como la temperatura de enfriamiento máxima (temperatura de filtración) a la cual se debe operar¹³⁹.

Como el presente trabajo de Tesis tiene por objetivo la obtención de la base desparafinada en especificación, se ha utilizado para el tratamiento en el laboratorio, las Relaciones MEK-Tolueno que recomienda PETROBRAS¹⁴⁰: **60%-MEK/Tolueno-40% para destilados y, 50%-MEK/Tolueno-50% para el DAO.** Los resultados obtenidos indican que la asunción hecha es válida porque se consigue el objetivo mencionado y, en consecuencia, la determinación de la relación óptima MEK-Tolueno según el procedimiento descrito en el

¹³⁹ Verli, (Ref.170-Págs.1511-1512)

¹⁴⁰ Relación recomendada por PETROBRAS. (Ref.40-Pág.5)

párrafo anterior, no es necesaria. Esta ventaja metodológica es vital si se toma en cuenta que el equipo de enfriamiento disponible en el laboratorio no estaba acondicionado para pruebas que demanden observación durante el enfriamiento.

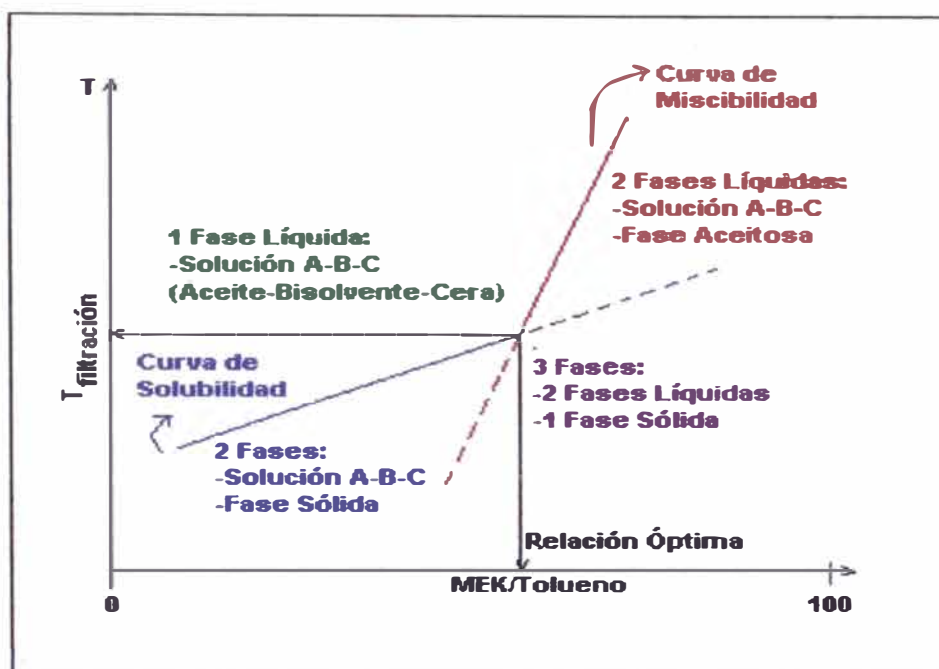


Figura Nº21 : Diagrama Miscibilidad-Solubilidad

V.2.2.2. Relación de Dilución

La adición del bisolvente tiene como objetivo principal la precipitación de la cera y como efecto secundario la formación de una solución con una viscosidad menor que incrementará la velocidad de filtración. Wuithier hace referencia a una demostración empírica en la que se recomienda emplear una mayor dilución (necesidad de mayor poder solvente) cuanto mayor sea la viscosidad de la base a desparafinar¹⁴¹.

¹⁴¹ Verli, (Ref.49-Pág.651)

Los Tesistas han utilizado una relación Bisolvente/Base Desaromatizada de casi 10:1¹⁴² para asegurar la dilución total a temperatura ambiental de todas las bases lubricantes, incluyendo la base más viscosa (DAO) y favorecer posteriormente una fácil filtración. La adición de todo el bisolvente antes del enfriamiento favorecerá una buena cristalización por la presencia del MEK, sin embargo, la red cristalina formada retendrá mucho aceite en desmedro del Rendimiento de base desparafinada¹⁴³. Esto se comprobará más adelante.

V.2.2.3. Diferencial de Temperatura. Enfriamiento

Como ya se ha expresado en el punto V.2.2 el diferencial de temperatura ($\Delta T = T_{\text{enfriamiento}} - T_{\text{P.Point}}$) que debe aplicarse a la mezcla Bisolvente/Base ha de ser el menor posible. El motivo es estrictamente económico, la minimización del consumo energético por refrigeración¹⁴⁴. Este diferencial es función del bisolvente utilizado; de la naturaleza de la base a desparafinar y, del Pour Point a alcanzar¹⁴⁵. La precipitación de ceras con bajos diferenciales de temperatura es una característica inherente del MEK. Sin embargo, desparafinar una base con un alto IV requiere de un mayor ΔT ¹⁴⁶. Como el esquema de refinamiento utilizado por los Tesistas inicia con el

¹⁴² PETROBRAS, (Ref.40-Pág.5)

¹⁴³ Wuithier, (Ref.51, Pág.651)

¹⁴⁴ García, (Ref.20)

¹⁴⁵ Wuithier, (Ref.51-Pág.649)

¹⁴⁶ Si la presencia aromático-nafténica en la base es notable (buen poder solvente y bajo IV), una parte del material parafinoso permanecerá disuelto, ayudando con ello a que el ΔT aplicado no sea tan alto. (Wuithier, ibídem)

desaromatizado, el ΔT aplicado ha tenido que ser relativamente alto. La necesidad de un ΔT alto es mayor si se considera que el Pour Point de especificación que se debe alcanzar en las bases es de -9°C (valor máximo requerido por los importadores de bases lubricantes).

Un enfriamiento lento es importante para una buena cristalización. Alcohol etílico fue utilizado como baño refrigerante, para lo cual se aprovechó la disponibilidad en el laboratorio de un equipo LAUDA con temperatura mínima de operación de -30°C . El tiempo de enfriamiento aplicado fue de 1 hora¹⁴⁷ para pasar de una temperatura ambiental de 25°C hasta una temperatura de -25°C en la que se desparafinaron las cuatro bases. Como el Pour Point de especificación para todas las bases es el mismo, el $\Delta T = (-9 - (-25^{\circ}\text{C})) = 16^{\circ}\text{C}$ ¹⁴⁸. Durante este enfriamiento se realizaron agitaciones cada 15 minutos con el objeto de homogeneizar la cristalización al favorecer el fenómeno de difusión másica, evitándose además la adhesión de la cera a las paredes del recipiente¹⁴⁹. Al desparafinar las cuatro bases se observó el mismo tipo de cristalización, la cera precipitaba en grumos de pequeños cristales. No se distinguía la presencia de cera cristalina, mas bien de cera amorfa aglomerada. Si se toma en consideración que la base desaromatizada, carga del desparafinado, tiene un porcentaje de extracto aromático en su composición, (remanente del desaromatizado) es posible que su presencia a través de componentes resinosos o

¹⁴⁷ PETROBRAS, (Ref.40-Pág.5)

¹⁴⁸ Para efectos de Laboratorio este valor no es de preocupación. Industrialmente, se debe alcanzar ΔT menores.

¹⁴⁹ Wuithier, (Ref.51-Pág.643)

colorantes de alta viscosidad, tenga una acción inhibidora en el crecimiento uniforme del cristal¹⁵⁰.

V.2.2.4. Filtración

La filtración se realizó a la temperatura de enfriamiento (-25°C) acondicionando un serpentín alrededor de un embudo Buchner, por el cual se hizo fluir el alcohol etílico frío desde el equipo LAUDA. El embudo está conectado a un Kitasato por cuya abertura lateral se le aplica vacío para facilitar el paso del filtrado¹⁵¹. El esquema general se puede observar en la Figura N°22 y en la fotografía N°9. El medio filtrante utilizado fue papel filtro N°41.

Se observó que en las cuatro bases la cera se depositó en el filtro en forma de grumos de cristales pequeños. Conforme avanza la filtración, la torta de cera se tiñe de un color amarillento que denota la retención de aceite en la malla reticulada. Esta retención está relacionada con la diferencia en las tensiones superficiales entre la cera amorfa y la base desparafinada, siendo menor la correspondiente a ésta última¹⁵². El filtrado es una solución aceitosa de baja viscosidad y, por lo tanto la velocidad de filtración es buena. Finalmente, se lavó la cera con solvente también a -25°C para reducir la retención de aceite en la red cristalina. La cera recuperada debe considerarse como cera blanda (slack wax). El filtrado es una solución diluida de base desparafinada de un

¹⁵⁰ Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16-Pág.1941)

¹⁵¹ Industrialmente, el equipo que se usa para separar la cera de la solución aceitosa es el FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO A VACÍO (Bertagnolio, Ref.9-Pág.105)

¹⁵² Dunstan (ed.), et.al., (Ref.16, Pág.1942)

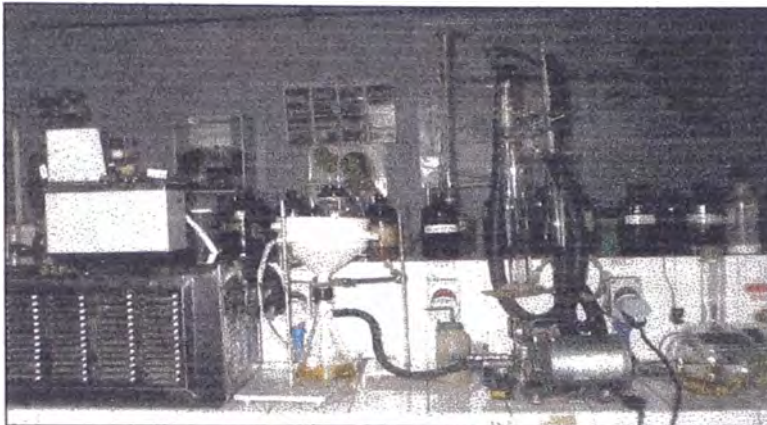
color amarillo. En la fotografía N°10 se puede observar algunos detalles explicados anteriormente.

La obtención de la base desparafinada requiere la eliminación del bisolvente por evaporación en baño maría, la temperatura utilizada fue de 170°C que asegura, a presión atmosférica, la remoción del bisolvente¹⁵³. Finalizada la evaporación, todas las bases desparafinadas adquirieron un color marrón muy oscuro, probablemente debido a la presencia de furfural¹⁵⁴ y componente aromático oxidado por las altas temperaturas que se registran en las paredes del recipiente de evaporación (la plancha de calentamiento estaba a 230°C). Este color es removido en la etapa siguiente de acabado con tierras adsorbentes.

En la fotografía N°11 se muestra el detalle de la evaporación del solvente.

¹⁵³ La temperatura de ebullición normal mayor dentro del bisolvente corresponde al Tolueno y es de 110.8°C.

¹⁵⁴ El furfural es un aldehído cíclico que puede ser oxidado fácilmente produciendo ácidos grasos y además puede polimerizarse hacia constituyentes gomosos solubles en el aceite. (Dunstan, Ref.16-Pág.1851)



Fotografía N°9. Disposición del equipo de Laboratorio para el desparafinado



Fotografía N°10. Filtración del aceite



Fotografía N°11. Evaporación del Solvente

V.2.3. PROCEDIMIENTO DESARROLLADO EN EL LABORATORIO

Como ya se mencionó, el procedimiento utilizado involucra recomendaciones de la empresa PETROBRAS¹⁵⁵ e innovaciones propias. A continuación se describe el tratamiento en el laboratorio que ha sido aplicado a cada una de las bases desaromatizadas en la etapa anterior. Véase simultáneamente la Figura N°22.

1. Dilución (Fig.22-1)

Se coloca 70 gr de base desaromatizada en un vaso de 1000 ml. Se adiciona el bisolvente en relación 10 ml por gramo de base. Si a temperatura ambiente la base no se disuelve, calentar la mezcla. El bisolvente está constituido por MEK-Tolueno en las proporciones siguientes: a) MEK 60% y Tolueno 40%, para bases ligeras y medianas; b) MEK 50% y Tolueno 50%, para bases pesadas y DAO. Por otro lado, se debe guardar 6 ml de bisolvente por cada gramo de base a desparafinar, para lavar el aceite de la cera filtrada.

2. Enfriamiento (Fig.22-2)

Se prepara el baño refrigerante con alcohol etílico dentro del equipo de refrigeración LAUDA a -30°C. Por pérdidas al ambiente, la temperatura dentro de la solución es de -25°C. Se deja enfriar la solución preparada y el solvente de lavado en el baño durante una hora. Se debe agitar la solución cada 15 minutos con una varilla de vidrio para lograr una cristalización homogénea.

¹⁵⁵ PETROBRAS, (Ref.40-Págs.4-6)

3. Filtración (Fig.22-3, Disposición del Equipo)

Se adaptó el equipo LAUDA para que a través de un serpentín de cobre pueda enfriar la zona filtrante del embudo Buchner. Se colocan 2 papeles filtro N°41 como medio filtrante (pesados previamente). La filtración se debe hacer a vacío, recibiendo el filtrado en un Kitasato de 1 litro. Cuando se termina la filtración de la solución se observa que la cera retenida en el papel de filtro tiene un tono amarillento (debido a la retención de aceite), por lo que se le adiciona el solvente de lavado mantenido a -25°C . Se deja que la torta formada seque. Ocurrido esto se desconecta el vacío. El papel filtro con la cera retenida se coloca en una estufa para su completo secado. Se deja enfriar. Se pesa el papel junto con la cera. Se anota el resultado y se le resta el peso del papel sólo para obtener el Rendimiento en peso de cera.

4. Evaporación del Bisolvente (Fig.22-4)

El filtrado, que constituye la base desparafinada más el bisolvente, se trasvasa a un recipiente previamente tarado para proceder a la evaporación del bisolvente, a una temperatura de 170°C a presión atmosférica. El resultado es una base desparafinada con un bajo Pour Point, pero con mal color (marrón oscuro) a consecuencia de la presencia de compuestos oxidados. Este color será retirado en la etapa de tratamiento con tierras adsorbentes. El Rendimiento de base desparafinada se calcula por una diferencia de pesos.

Bisolvente:
MEK-Tolueno

Base 1,2 y 3:
MEK 60%-Tolueno 40%

Base DAO:
MEK 50%-Tolueno 50%

Base Desaromatizada Solución Aceitosa

1. DILUCIÓN

Aparición de cristales en grumos. Agitar cada 15 minutos.

Bisolvente para Lavado de Parafina

Enfriamiento a Serpentin del Embudo

2. ENFRIAMIENTO

Lavado

Bagueta parafina

Solución de Base Desparafinada

3. FILTRACIÓN

Solución de Base Desparafinada en evaporación del bisolvente MEK Tolueno

Hacia Acabado con Tierras

Base Desparafinada sin Bisolvente

4. EVAPORACIÓN BISOLVENTE

2 papeles filtro N°41

Embudo Buchner

Serpentín de enfriamiento con etanol helado

Vacío

Kitasato 1 litro

DISPOSICIÓN DEL EQUIPO DE FILTRACIÓN

DESPARAFINADO

PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO

Figura N°22

V.2.4. ANÁLISIS DE RESULTADOS EN EL TRATAMIENTO DE DESPARAFINADO DE LOS DESTILADOS LUBRICANTES Y EL DAO

Siguiendo el procedimiento detallado en V.2.3., se desparafinaron los destilados lubricantes y el DAO, obteniéndose buenos resultados en cuanto a la reducción del Pour Point, en el Cuadro N°41 se muestra los resultados de los análisis, la variación en las propiedades después del desparafinado y los rendimientos alcanzados. Para explicar los efectos del desparafinado sobre las propiedades, este cuadro es analizado conjuntamente con el Cuadro N°42 y las Figuras N°20 y N°23. Del análisis comparativo se deriva lo siguiente:

- La tendencia del Pour Point es a decrecer por la remoción de cera de alto punto de fusión (alto Peso Molecular).
- La tendencia del color es a aumentar por la presencia de compuestos aromáticos coloreados (incremento de Porcentaje de carbonos aromáticos).
- La tendencia del IV es a decrecer por la remoción de componente parafínico (cera) y por el aumento de componentes oxidados de carácter predominantemente aromático.
- La tendencia de la viscosidad es a aumentar por la presencia del componente de naturaleza aromática indeseable de alta viscosidad. El efecto del incremento del componente indeseable tiene más preponderancia sobre la viscosidad que aquél producido por la remoción de cera.
- El aumento de la gravedad específica y del IR también indican el incremento de la proporción aromática.

CUADRO N°41:

DESPARAFINADO CON MEK-TOLUENO^{1,2}

Extracción de Ceras Parafínicas de los Refinados provenientes del Tratamiento con Furfural

Extracción en Laboratorio

Condiciones y Resultados	DESTILADO N°1 - (HVI-55)		DESTILADO N°2 - (HVI-95)		DESTILADO N°3 - (HVI-160S)		DAO - (HVI-650)	
Ratio (MEK-TOL)/Aceite Refinado, ml de Bisolvente/gr Aceite	10		10		10		10	
Temperatura Filtración, °C	-25		-25		-25		-25	
Rendimiento Aceite Desparafinado, % Peso	95,6		88,9		83,5		80,5	
Rendimiento Parafina, % Peso	4,4		11,1		16,5		19,55	
Rendimiento Aceite Desparafinado, % Vol	95,4		89,0		83,3		79,4	
Propiedades	Carga	Base Desparaf. ³	Carga	Base Desparaf. ³	Carga	Base Desparaf. ³	Carga	Base Desparaf. ³
Color ASTM	1,0	6,0	1,5	8,0	3,0	8,0	6,0	8,0
Gravedad °API (60°F)	31,1	30,7	28,9	28,8	26,9	26,3	25,1	23,8
Gravedad Específica (60°F)	0,8702	0,8724	0,8822	0,8827	0,8933	0,8967	0,9036	0,9111
Viscosidad a 40°C, cS	15,35	10,62	25,99	42,53	53,7	77,78	341,9	419,48
Viscosidad a 100°C, cS	3,43	2,72	4,67	6,21	7,3	9,11	25,2	32,07
Índice de Viscosidad	95,3	91,1	93,2	89,4	95,3	89,9	96,1	106,8
Pour Point °C ⁴	15	-9	30	-9	36,0	-9	39,0	-9
Índice de Refracción (70°C)	1,4571	1,4578	1,4632	1,4642	1,4690	1,4711	1,4801	1,4839
Azufre, % en peso	0,105	0,114	0,117	0,140	0,163	0,222	0,190	0,350

¹ Mezcla Metil-Etil-Cetona/Tolueno (60%-40%) para destilados lubricantes.

² Mezcla Metil-Etil-Cetona/Tolueno (50%-50%) para el DAO.

³ Este aceite Desparafinado necesita de una adsorción-filtración con Tierra Fullmont XX. Es decir, no se trata de la base final.

⁴ Están reportados según norma ASTM D-97 como múltiplos de 3. Los puntos de congelamiento observados para la base desparafinada son:
Destilado 1 = -7,8°C; Destilado 2 = -7,2°C; Destilado 3 = -6,6°C; DAO = -6,3°C

Nota.- Los valores puntuales que no siguen estas tendencias, probablemente, no sean representativos debido a la presencia de sustancias indeseables.

**CUADRO N°42:
CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUÍMICA ENTRE DESPARAFINADOS OSCUROS**

CORTES	Sp.Gr (80°F)	%CA	%CN	%CP
Destilado 1	0,8724	1,7	46,2	52,1
Destilado 2	0,8827	2,2	38,2	59,6
Destilado 3	0,8967	0,2	43,1	56,7
DAO	0,9111	9,0	22,8	68,3

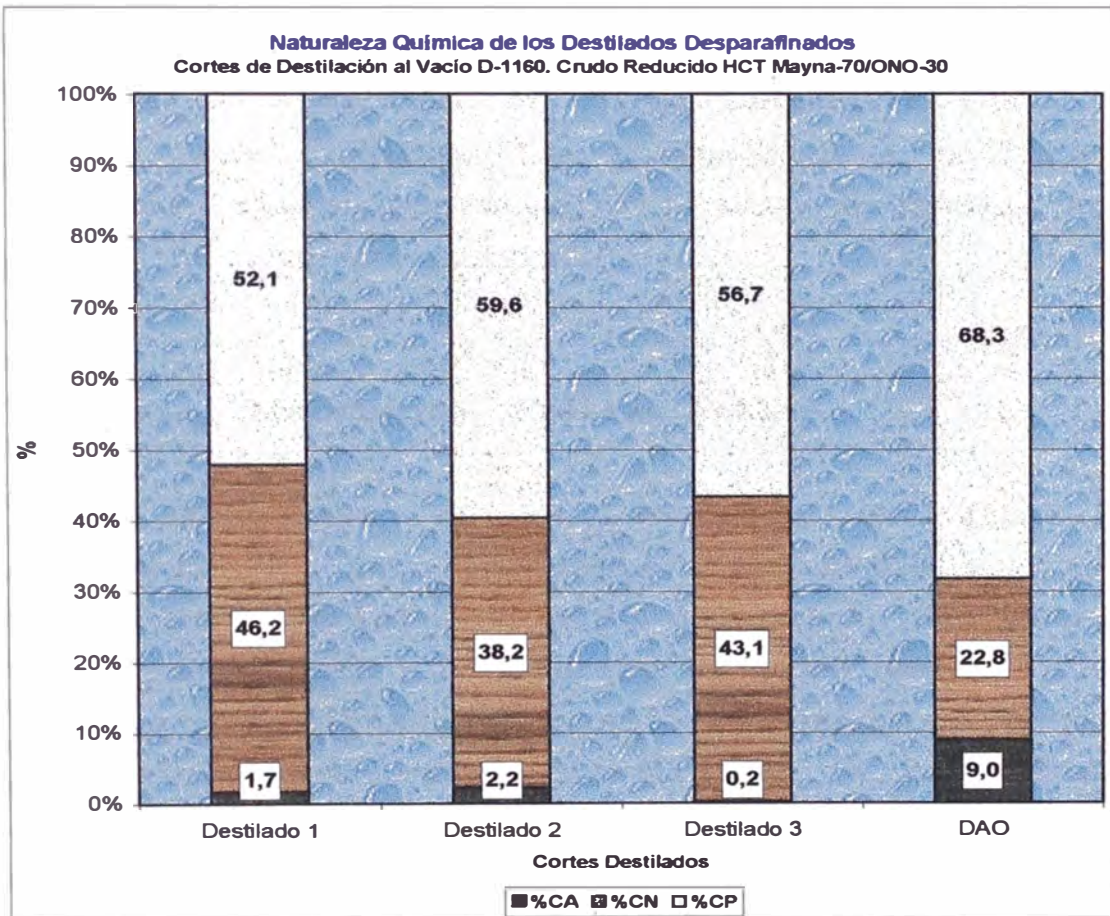


Figura N°23

V.3. DECOLORADO: ACABADO CON TIERRAS ADSORBENTES

V.3.1. MARCO TEÓRICO

La separación de los compuestos indeseables que le otorgan un color oscuro a las bases lubricantes se realiza por el fenómeno de **adsorción**.

La adsorción implica el contacto entre una fase sólida y una fase fluida. La fase sólida o adsorbente es macropartícula rígida y permanente que tiene la propiedad de almacenar en forma **selectiva** una o más especies de soluto¹⁵⁶ (compuestos colorantes) contenidos originalmente en el fluido, es decir, en el aceite o la base lubricante.

V.3.1.1. Material Adsorbente. Tierras Fuller.

La adsorción es un fenómeno de naturaleza superficial y, por lo tanto, la velocidad y la cantidad de material adsorbido dependerá, básicamente, del área superficial específica del adsorbente. Cuanto mayor sea esta área, mayor será el grado de remoción del soluto. Es necesario añadir que la capacidad de adsorción también tiende a aumentar con la concentración de soluto en el fluido¹⁵⁷.

El material adsorbente debe poseer superficies porosas internas accesibles para el fluido, de modo que se produzca la combinación selectiva entre el adsorbente y el soluto. Esta acción selectiva es más

¹⁵⁶ Perry, et.al. (Ref.39-Pág.16-2, Vol.4)

¹⁵⁷ León, (Ref.27)

pronunciada en una capa monomolecular adyacente a la superficie sólida¹⁵⁸.

La elección de la tierra Fuller como material adsorbente para el decolorado de las bases desparafinadas, fue asumida en función de la experiencia exitosa del Laboratorio de la Refinería de Talara en el decolorado de sus bases nafténicas. Esta elección se sostiene también en las recomendaciones de la bibliografía técnica acerca de su aplicación en la refinación de las fracciones lubricantes.

Las **tierras Fuller** son arcillas naturales, procedentes generalmente de Florida o Georgia. Principalmente se trata de silicatos de aluminio y magnesio, bajo la forma de montmorillonita o atapulguita. Los tamaños que se consiguen comercialmente varían desde gránulos hasta polvos finos¹⁵⁹. Su porosidad interna aproximadamente es de 54%, y su área superficial específica está entre 130 y 250 m²/gr¹⁶⁰.

Las tierras gastadas producto del proceso de decolorado, poseen como componente adsorbido básicamente material resinoso y gomoso colorante, es decir, la porción aromática e insaturada extraída del aceite. Si esta etapa de acabado, industrialmente, llega a introducirse en el esquema tecnológico de refinación con solventes selectivos, sería recomendable destinar este desecho sólido a un relleno industrial de seguridad.

¹⁵⁸ Perry, et.al. (Ref.39-Pág.16-3, Vol.4)

¹⁵⁹ Treybal, (Ref.47-Pág.628)

¹⁶⁰ Perry, et.al., (Ref.39-Pág.16-5)

V.3.2. DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES DE TRATAMIENTO EN EL LABORATORIO

V.3.2.1. Metodología

La **elección inicial** de las condiciones de tratamiento (Temperatura del aceite y Relación de Contacto: *gr. de Tierra adsorbente/gr. De Aceite a tratar*) se realizó sobre la base referencial de las condiciones utilizadas por el laboratorio de la Refinería de Talara en el tratamiento piloto a sus destilados lubricantes nafténicos¹⁶¹, en la cual la densidad del aceite lubricante es la determinante para fijar la relación de contacto.

Las **condiciones finales** de tratamiento se determinaron en función de los resultados obtenidos por la aplicación de las condiciones iniciales y por procedimientos de prueba y error. Las corridas de prueba se realizaron con la Base desparafinada N°1. Para éste y los demás destilados se asumió esencialmente el mismo procedimiento hasta la obtención de un color que cumpla con las especificaciones. Una tendencia observada en estas pruebas ha sido que para una base de coloración más oscura se necesitará mayor Relación *Tierra adsorbente/Base*.

Es importante indicar que el tratamiento con tierras adsorbentes que se realiza a los destilados lubricantes nafténicos forma parte del tratamiento de refinación realizado a este tipo de aceites lubricantes, que incluye previamente una etapa de tratamiento con H_2SO_4 y, luego del decolorado, una

¹⁶¹ Esta operación se realiza a presión atmosférica constante.

etapa de filtración para remover las tierras gastadas. El laboratorio de la Refinería realiza estas pruebas piloto y sus resultados permiten recomendar la Relación Tierra adsorbente/aceite que debe ser utilizada en la planta. En el Cuadro N°43 se muestra los datos que utiliza el laboratorio de la Refinería para realizar la mencionada prueba piloto y que sirvieron de referencia para el decolorado realizado por los Tesistas.

CUADRO N°43:

CONDICIONES DE LA PRUEBA PILOTO A LOS DESTILADOS LUBRICANTES NAFTÉNICOS. REFINERÍA DE TALARA

API (aceite nafténico)	21.2	21.7	22.6	25.2
gr de Tierra Fuller/200 gr de aceite	7.4	7.44	7.47	7.6
Temperatura del tratamiento, °F	290	280	260	250

Utilizando los valores del cuadro anterior se extrapoló las condiciones de tratamiento para la Base desparafinada N°1, utilizando la densidad. Los resultados arrojaron 7.9 gr de tierra Fuller/200 gr de aceite y una temperatura de tratamiento de 188°F = 86.7°C. Estos datos sirvieron de referencia para asumir una relación de 10 gr de tierra Fuller/200 gr de aceite (relación 1/20) y una temperatura de 100 °C. Estas asunciones se hacen con el objeto de trabajar con valores exactos en las siguientes corridas de prueba.

Aplicando estas condiciones se obtuvo una disminución de color ASTM de 6 a un color ASTM de 4 que no cumplía con la especificación máxima de color de 1.5 (para la Base desparafinada N°1). Por esa razón

se incrementó la Relación de tierra Fuller/aceite hasta el doble de su valor inicial, es decir Relación 1/10, obteniéndose mejores resultados (Color ASTM =2.5). A partir de ese momento había que probar dos posibilidades:

- a) Incrementar la relación tierra Fuller/aceite ó,
- b) Realizar una segunda adsorción.

Los resultados indicaron para cada posibilidad lo siguiente:

- a) Para una Relación 1/5, se obtuvo una coloración ASTM=2, que no llega al valor de especificación.
- b) En la primera adsorción, se utilizó una Relación 1/5 y, en la adsorción siguiente, una Relación 1/10, obteniéndose un color ASTM=0.5, mejorando en 1.0 punto el color ASTM de especificación.

La adición de tierra en dos etapas también se aplicó en las demás bases. Las Relaciones tierra/aceite se han variado en función del color obtenido después del tratamiento. Las bases desparafinadas N°2, N°3 y DAO poseen un color ASTM mayor a la Base N°1 por lo que las Relaciones tierra/aceite también fueron mayores.

En cuanto a las demás condiciones de tratamiento: temperatura, tiempo y velocidad de agitación básicamente no variaron durante el transcurso del tratamiento, ya que se lograron los objetivos de

especificación con la variación de las Relaciones tierra/aceite.

En el Cuadro N°44 se muestran las condiciones de tratamiento utilizadas en la obtención de las Bases Lubricantes terminadas.

El objetivo de obtener un color en las bases lubricantes por debajo de las calidades exigidas fue exitoso. Sin embargo, se debe tener en cuenta que la metodología empleada materializada en el procedimiento de la sección siguiente, no busca optimizar la Relación tierra/aceite, sino asegurar la calidad de las bases lubricantes terminadas en especificación.

CUADRO N°44:
ADSORCIÓN CON TIERRAS ADSORBENTES (FILTRACIÓN)

Extracción de Sustancias oxidadas que dan color a la base desparafinada
 Extracción en Laboratorio-Usa de Tierra Fuller

Condiciones y Resultados	DESTILADO N°1 - (HVI-55)		DESTILADO N°2 - (HVI-95)		DESTILADO N°3 - (HVI-160S)		DAO - (HVI-650)	
Ratio Tierra/Aceite Desparafinado, gr de Tierra/gr Aceite. Filtración N°1	1/5		1/10		1/4		1/4	
Ratio Tierra/Aceite Desparafinado, gr de Tierra/gr Aceite. Filtración N°2	1/10		1/10		1/8		1/8	
Temperatura Filtración, °C	25		25		25		25	
Temperatura Aceite, °C	100		110		105		105	
Tiempo de Contacto, min	20		20		20		20	
Rendimiento Aceite Filtrado, % Peso	74,9		73,2		72,2		71,5	
Rendimiento Aceite Filtrado, % Vol	75,2		73,2		72,6		72,6	
Propiedades	Carga	Base Terminada	Carga	Base Terminada	Carga	Base Terminada	Carga	Base Terminada
Color ASTM	6	0,5	8	1,0	8	1,5	8	5,0
Gravedad °API (60°F)	30,7	31,5	28,8	28,9	26,3	27,0	23,8	26,2
Gravedad Específica (60°F)	0,8724	0,8681	0,8827	0,8822	0,8967	0,8927	0,9111	0,8973
Viscosidad a 40°C, cS	10,62	22,35	42,53	51,74	77,78	101,58	419,48	521,01
Viscosidad a 100°C, cS	2,72	4,34	6,21	7,24	9,11	11,42	32,07	37,83
Indice de Viscosidad	91,1	100,7	89,4	98,1	89,9	98,7	106,8	108,1
Pour Point °C ¹	-9	-9	-9	-9	-9	-9	-9	-9
Indice de Refracción (70°C)	1,4578	1,4572	1,4642	1,4633	1,4711	1,4699	1,4839	1,4813
Azufre, % en peso	0,114	0,084	1,464	0,094	1,471	0,168	0,350	0,320

¹ Están reportados según norma ASTM D-97 como múltiplos de 3. Los puntos de congelamiento observados en la base terminada son:
 Destilado 1 = -7,6°C; Destilado 2 = -7,0°C; Destilado 3 = -6,4°C; DAO = -6,2°C

V.3.3. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL DESARROLLADO EN EL LABORATORIO

El procedimiento de laboratorio que se muestra a continuación está basado, en la prueba piloto del laboratorio de la Refinería de Talara, y ha sido adaptado por los Tesistas para el decolorado de las bases parafínicas.

1. Pesado de la muestra (Fig.24-1)

Tarar un vaso de precipitado de 500 ml y agregar 200 gr de aceite lubricante.

2. Calentamiento (Fig.24-2)

Colocar el vaso con aceite en una plancha de calentamiento (adaptada para utilizar agitador magnético), manteniendo la temperatura entre 100 °C y 110 °C y la agitación en 150 r.p.m. durante 20 minutos.

Nota: El tiempo y la velocidad de agitación se asumieron teniendo como referencia los datos del decolorado de bases lubricantes nafténicos.

3. Mezcla y adsorción (Fig.24-3)

Transcurrido el tiempo de calentamiento del aceite, agregar lentamente tierra adsorbente (el peso se calcula con la Relación tierra/aceite dado en las condiciones de tratamiento finales, Cuadro N°43) y dejar la mezcla en temperatura y agitación durante 20 min.

4. Filtración y Enjuague (Fig.24-5,6)

Preparar el equipo para la filtración, utilizando un Kitasato de 500 ml, un embudo

Buchner, papel de filtro y una bomba de vacío. Luego de instalado el equipo y un instante antes de finalizar el tiempo de agitación, encender la bomba de vacío. Apenas culminada la agitación agregar, en caliente, la mezcla al embudo de filtración. Para ello utilizar una bagueta que conduzca la mezcla hacia el centro del papel de filtro. Dejar que el aceite clarificado filtre al Kitasato por 5 minutos. Cuando ya no se observe filtración, apagar la bomba de vacío. Agregar pequeñas cantidades de éter de petróleo sobre la masa formada sobre el papel de filtro constituida por tierra adsorbente y aceite, hasta que el líquido que filtre cambie de amarillo a incoloro (color del éter del petróleo).

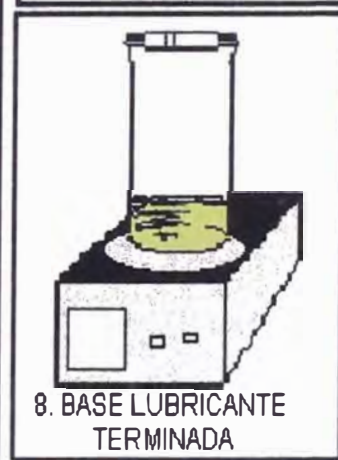
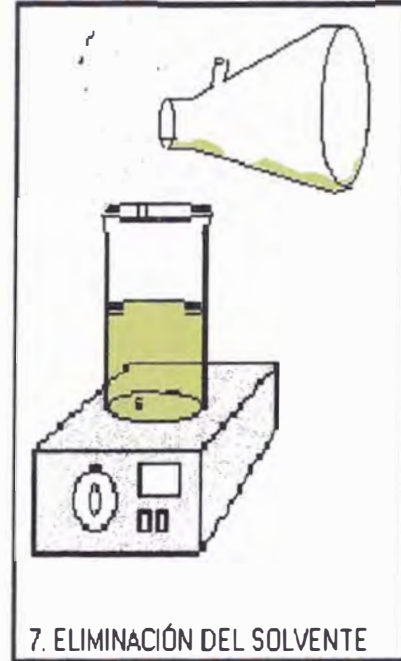
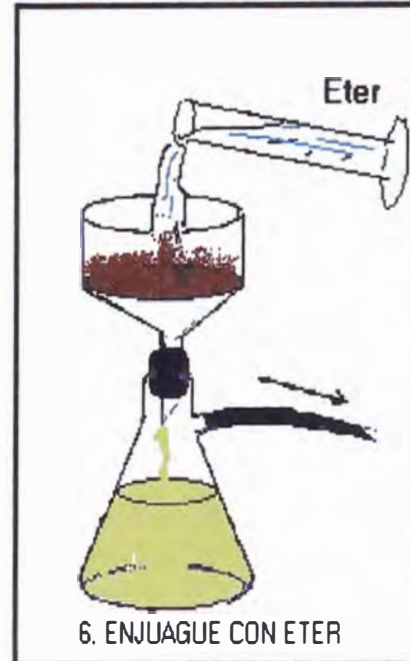
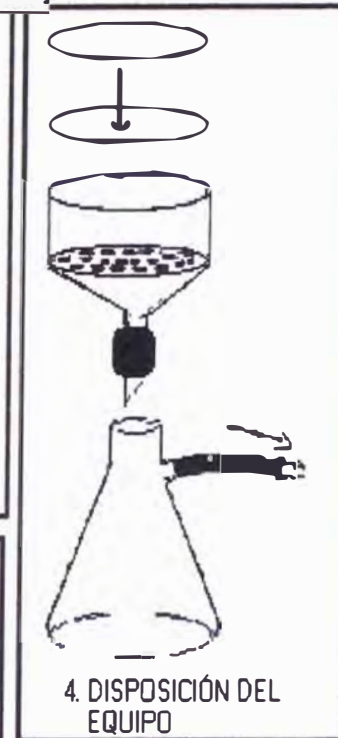
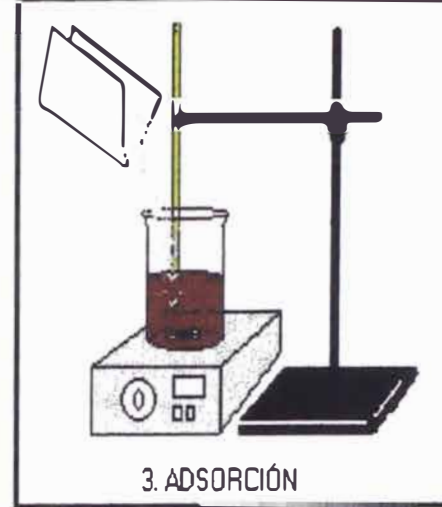
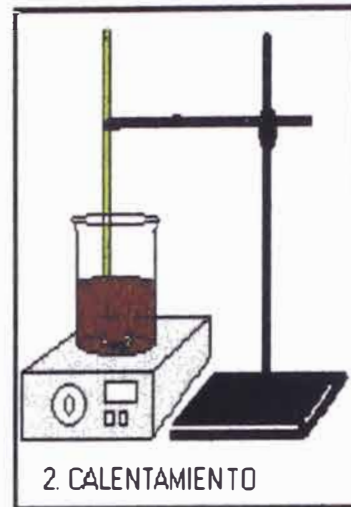
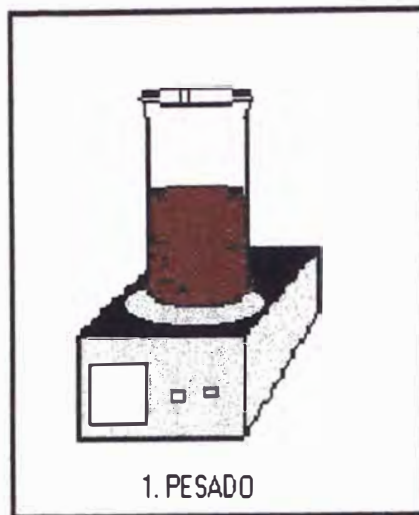
6. Eliminación del solvente (Fig.24-7)

El aceite decolorado filtrado junto con el éter de petróleo se trasvasa del Kitasato a un vaso de 500 ml y se lo coloca en una plancha de calentamiento a 50°C dentro de una campana, para eliminar el éter.

7. Segunda adsorción

Dejar enfriar. Volver a pesar el aceite decolorado y nuevamente realizar el procedimiento anterior a partir del paso (2). La cantidad de tierra Fuller agregada se calcula con la Relación tierra/aceite del Cuadro N°43 y con el peso del aceite decolorado inicialmente. Luego de culminada esta segunda adsorción se obtiene la base lubricante con un color ASTM que cumple con holgura la especificación.

Figura N°24: DECOLORADO - PROCEDIMIENTO DE LABORATORIO



V.3.4. ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL TRATAMIENTO DE DECOLORADO

La composición química de las bases lubricantes, sirve para analizar los cambios en las propiedades por efecto del decolorado. La diversidad y cantidad de los compuestos que existen en los aceites minerales es tan grande y su estructura es tan compleja, que las acotaciones que se hacen sobre el efecto de la naturaleza química en las propiedades del aceite son sólo referenciales.

La determinación de la naturaleza química se realizó a través del n.d.M., cuyo procedimiento de cálculo se presenta en la Sección IV.2.2.3. Los resultados se presentan en el Cuadro N°45 y en la Figura N°25.

Del análisis de los resultados (ver también Figura N°23) se deriva que:

- El IV aumenta en todos los casos por la disminución del contenido aromático.
- El Pour Point prácticamente está invariable. Sin embargo, la remoción de componente colorante incrementa la porción parafínica dentro de la base lubricante.
- El color de las bases lubricantes disminuyó porque con la adsorción se eliminó los componentes colorantes.
- El aumento general en la viscosidad se debe a que la base terminada posee componente de alta viscosidad y cuya naturaleza se puede suponer parafínico-nafténica. La contribución, de este componente a la viscosidad global se favorece por la disminución del componente aromático-nafténico (Ver Sección V.4.1.).

CUADRO N°45:

CUADRO COMPARATIVO DE NATURALEZA QUÍMICA ENTRE DESPARAFINADOS ACABADOS

CORTES	Sp.Gr (60°F)	%CA	%CN	%CP
Destilado 1	0,8681	0,9	36,5	62,6
Destilado 2	0,8822	1,1	36,1	62,8
Destilado 3	0,8927	0,3	37,2	62,5
DAO	0,8973	8,7	15,1	76,2

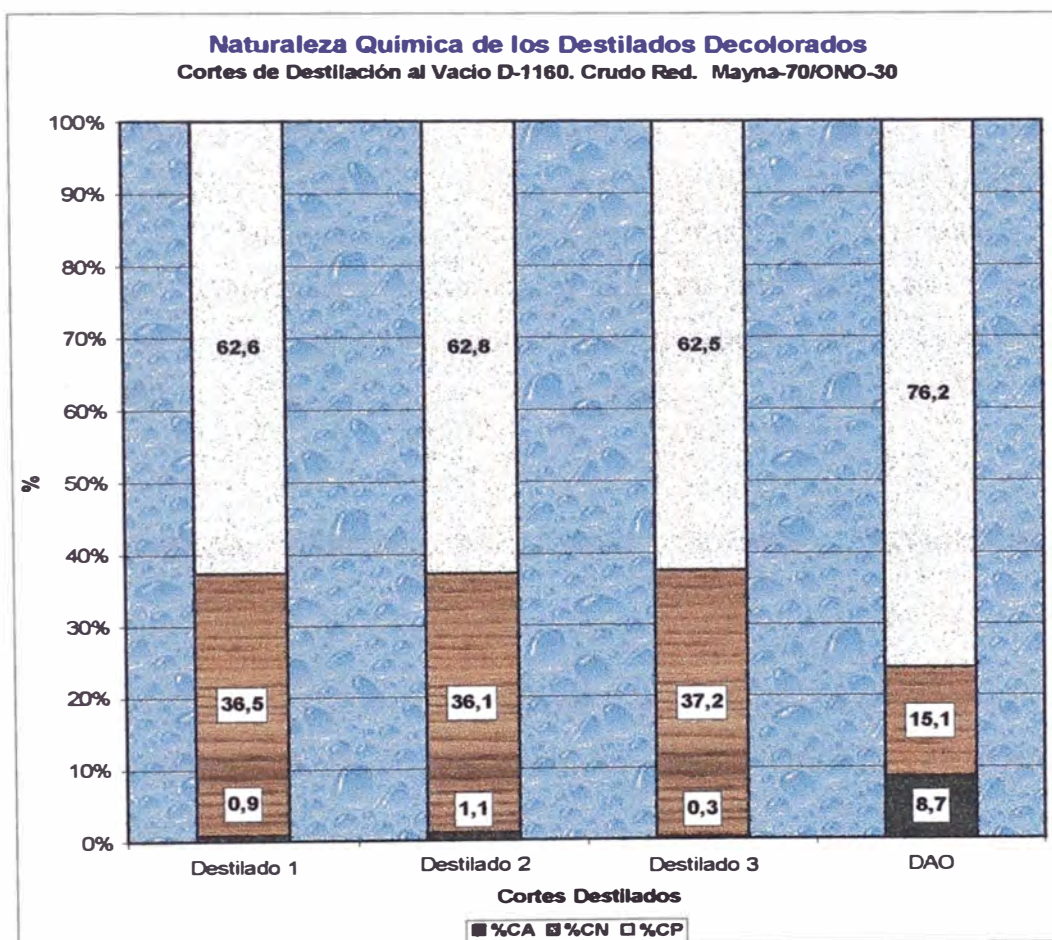


FIGURA N°25

V.4. BASES LUBRICANTES FINALES.

Es importante resumir el proceso llevado a cabo en el laboratorio por los Tesistas para la obtención de BASES LUBRICANTES PARAFÍNICAS DE ALTO IV, desde la destilación atmosférica de la mezcla de crudos elegida, **Mayna-70/ONO-30**, hasta la etapa de acabado con tierras adsorbentes. En ese sentido, en la Figura N°26, se presentan los rendimientos tanto de las bases como de los subproductos. Como complemento informativo, en el Anexo N°29, se analiza la variación de la naturaleza química de los destilados lubricantes y del DAO durante su refinación selectiva.

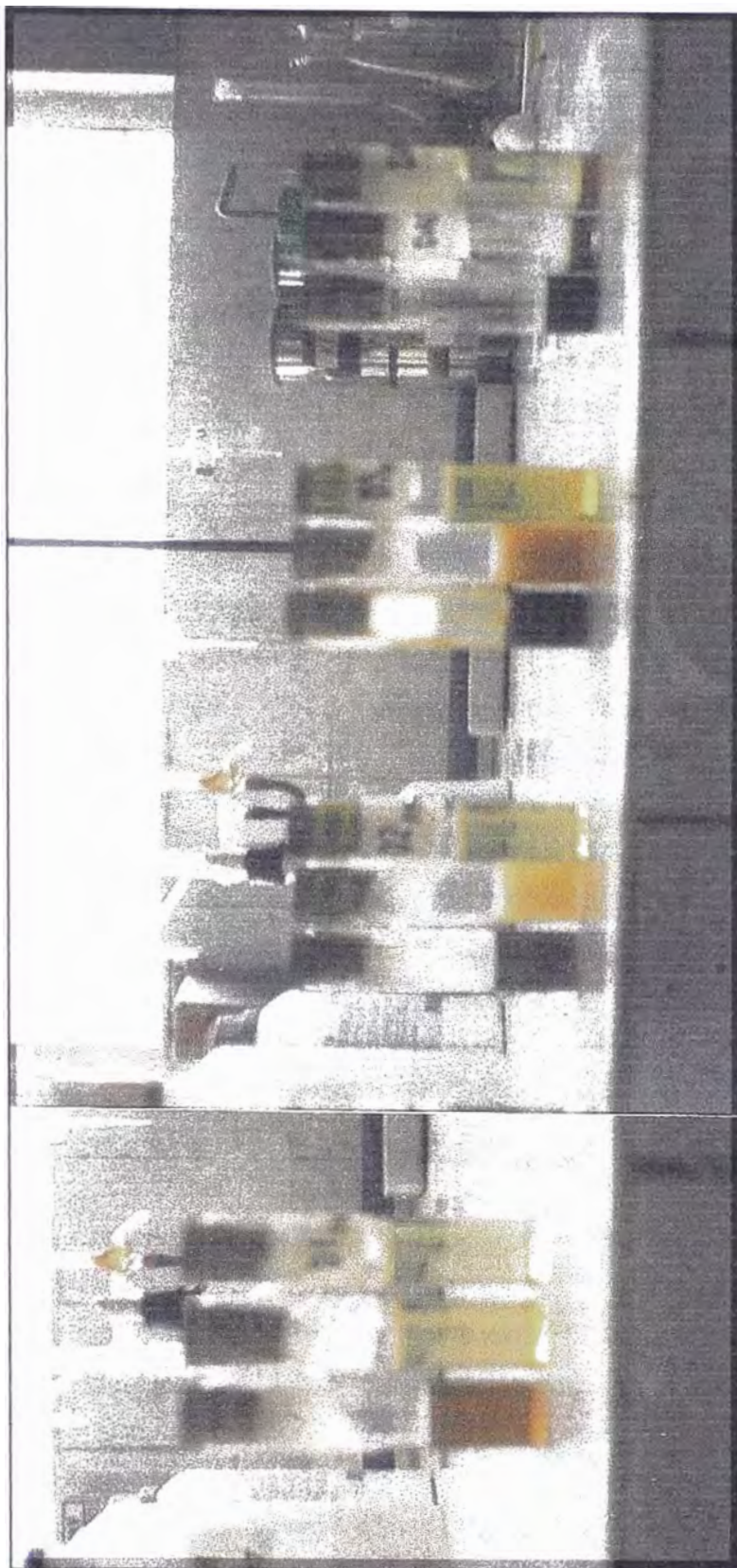
La fotografía N°12 muestra los cambios en el destilado lubricante. Para cada grupo se observa de izquierda a derecha el lubricante sin tratar, el lubricante desaromatizado y finalmente el aceite desparafinado y decolorado. Los grupos de izquierda a derecha son el D1, D2, D3 y el DAO.

V.4.1. ESPECIFICACIONES DE LAS BASES LUBRICANTES FINALES

Finalizada la refinación selectiva se obtuvo las bases lubricantes parafínicas de alto IV siguientes:

1. B.L. N°1 con equivalencia¹⁶² a HVI-55
2. B.L. N°2 con equivalencia a HVI-95
3. B.L. N°3 con equivalencia a HVI-160S
4. B.L. DAO con equivalencia a HVI-650

¹⁶² La equivalencia está basada en la semejanza de la viscosidad medida (en cSt) a 100°C.



Fotografía N°12. Destilados y DAO por etapas de Tratamiento Selectivo

Los **Certificados de Calidad** de cada una de las bases lubricantes obtenidas por los Tesistas se encuentran al final del presente capítulo, y están certificados por PetroPerú S.A. Es necesario remarcar que las equivalencias mostradas en el párrafo anterior son tan solo referenciales.

Como se muestra en los certificados de calidad, las bases lubricantes superan el IV = 95, e incluso la base DAO llega a 108. Si se toma en consideración que la refinación en laboratorio es una operación limpia y que ésta ha sido llevada a cabo cuidadosamente por los Tesistas, estos resultados son posibles. A este nivel de investigación, dichos resultados no hacen mas que demostrar la calidad de la materia prima.

Además de las propiedades ya determinadas, la hoja de especificación incluye las siguientes propiedades: Punto de Inflamación, Residuo de Carbón Conradson, Cenizas, Número de Neutralización.

A continuación se describirá en forma sucinta la importancia de la medición de estas nuevas propiedades.

1. **Punto de Inflamación**¹⁶³.- También conocido como Flash Point. Es la mínima temperatura a la cual los vapores que se separan del aceite se inflaman momentáneamente por la aplicación de una llama bajo condiciones específicas. Es un importante indicador del peligro de incendio o explosión asociado a un producto de petróleo. Sin embargo, la medición del punto de inflamación en el caso de los aceites lubricantes es para facilitar su identificación y clasificación o como indicador de su tendencia a

¹⁶³ Lubrizol, (Ref.28-Pág.4); Bland, et.al. (Ref.11-Pág.14-18); Wynne, (Ref.52-Pág.51)

vaporizarse. El ensayo utilizado es el correspondiente a la norma ASTM D-92, también denominado Ensayo Cleveland de copa abierta.

2. **Residuo de Carbón Conradson¹⁶⁴**.- Con este ensayo se determina la cantidad de residuos de carbón (coque) que deja un aceite bajo condiciones de alta temperatura. La norma utilizada ha sido la ASTM D-189.
3. **Cenizas¹⁶⁵**.- El contenido de ceniza indica la cantidad de material no soluble en el aceite como la sílice o compuestos de metal. Estas cenizas se forman a temperaturas extremadamente altas. La norma seguida fue la ASTM D-482.
4. **Número de Neutralización¹⁶⁶**.- Se expresa como el peso en mg de KOH necesario para neutralizar un gramo de aceite. Representa la cantidad de ácidos minerales y constituyentes orgánicos con características ácidas. Por medio de esta prueba se puede apreciar los cambios relativos del aceite bajo condiciones de oxidación. La norma utilizada fue la ASTM D-974.

Nota: Como se podrá verificar en los certificados de calidad, sólo existieron un par de propiedades que no se encontraban, por poco margen, en el rango de especificación: El Punto de Inflamación y la viscosidad (a 100°C) de la base DAO. Sin embargo, en este caso, el problema radica sólo en redefinir el rango de destilación con mayor precisión.

¹⁶⁴ Lubrizol, (Ref.28-Pág.2); Bland, et.al. (Ref.11-Pág.14-7); Wynne, (Ref.52-Pág.66)

¹⁶⁵ Wynne, (Ref.52-Pág.66)

¹⁶⁶ Wynne, (Ref.52-Pág.65); Bland, et.al. (Ref.11-Pág.14-28)



PETROLEOS DEL PERU
LABORATORIO DE REFINERIA TALARA
CERTIFICADO DE CALIDAD DE ACEITES DESTILADOS LUBRICANTES

PRODUCTO: Base lubricante 1		Fecha de análisis: 17 de diciembre de 1998		
Resultado de la tesis: OBTENCION DE BASES LUBRICANTES DE ALTO I.V.		Equivalente a una base lubricante HVI-55		
CARACTERISTICAS	METODO ASTM	RESULTADOS	ESPECIFICACIONES	
			MINIMO	MAXIMO
Gravedad API a 15,6 °C	D - 287	31,50	REPORTAR	
Punto de Inflamacion, °C.	D - 92	199,70	200	
Viscosidad Cinematica a 40,0 °C, cst.	D - 445	22,40	REPORTAR	
Viscosidad Cinematica a 100°C, cst.	D - 445	4,30		4,4
Indice de Viscosidad	D-2270	100,70	95,0	
Residuo de carbón conradson, % peso	D-189	0,10	REPORTAR	
Cenizas, % masa.	D - 482	0,00		0,01
Color ASTM.	D - 1500	0,50		1,5
Punto de Escurrimiento, °C.	D - 97	-9,00	(-9 / -6,7)**	
Azufre, % masa.	D - 1552	0,08	REPORTAR	
Numero de Neutralizacion, mg KOH/gr	D-974	0,02		0,05
Apariencia	Visual	C/B	CLARO & BRILLANTE	
OBSERVACIONES:		*El punto de congelamiento fue observado en -7,6°C.		
		**Las especificaciones mostradas corresponden a las exigidas para productos de esta naturaleza por las Cias. SHELL / MOBIL.		
TECNICO PRACTICO A <i>[Signature]</i>	SUPERVISOR LABORATORIO: <i>[Signature]</i> F. ZAMALICA B.	APROBADO POR: <i>[Signature]</i> FELIX TALAS A.		

Fructuoso Zamalica B
 SUPERVISOR LABORATORIO
 FICHA N° 03000



PETROLEOS DEL PERU
LABORATORIO DE REFINERIA TALARA
CERTIFICADO DE CALIDAD DE ACEITES DESTILADOS LUBRICANTES

PRODUCTO: Base lubricante 2		Fecha de análisis: 17 de diciembre de 1998		
Resultado de la tesis: OBTENCION DE BASES LUBRICANTES DE ALTO I.V.		Equivalente a una base lubricante HVI-95		
CARACTERISTICAS	METODO ASTM	RESULTADOS	ESPECIFICACIONES	
			MINIMO	MAXIMO
Gravedad API a 15,6 °C	D - 287	28,90	REPORTAR	
Punto de Inflamacion, °C.	D - 92	212,80	210	
Viscosidad Cinematica a 40,0 °C, cst	D - 445	51,74		(53/50,6)*
Viscosidad Cinematica a 100°C, cst.	D - 445	7,24	6,7	7,4
Indice de Viscosidad	D-2270	98,10	95,0	
Residuo de carbón conradson, % peso	D-189	0,02	REPORTAR	
Cenizas, % masa.	D - 482	0,00		0,01
Color ASTM.	D - 1500	1,00	2,0	
Punto de Escurrimiento, °C.	D - 97	-9,00	(-6/-6,7)**	
Azufre, % masa.	D - 1552	0,09	REPORTAR	
Numero de Neutralizacion, mg KOH/gr	D-974	0,03		0,05
Apariencia	Visual	C/B	CLARO & BRILLANTE	
OBSERVACIONES:		*El punto de congelamiento fue observado en -7,0°C.		
		**Las especificaciones mostradas corresponden a las exigidas para productos de esta naturaleza por las Cias. SHELL / MOBIL		
TECNICO RESPONSABLE: FICHA 00031 M. ZAMALLA	SUPERVISOR LABORATORIO: F. ZAMALLA	APROBADO POR: FELIX SALAS A.		

Fructuoso Zamalica B.
 SUPERVISOR LABORATORIO
 FICHA Nº 03000



PETROLEOS DEL PERU
LABORATORIO DE REFINERIA TALARA
CERTIFICADO DE CALIDAD DE ACEITES DESTILADOS LUBRICANTES

PRODUCTO: Base lubricante 3		Fecha de análisis: 17 de diciembre de 1998		
Resultado de la tesis OBTENCION DE BASES LUBRICANTES DE ALTO I.V.		Equivalente a una base lubricante HVI-160S		
CARACTERISTICAS	METODO ASTM	RESULTADOS	ESPECIFICACIONES	
			MINIMO	MAXIMO
Gravedad API a 15,6 °C	D - 287	27,00	REPORTAR	
Punto de Inflamacion, °C.	D - 92	232,20	228	
Viscosidad Cinematica a 40,0 °C, cst.	D - 445	101,60	(101/99,2)**	
Viscosidad Cinematica a 100°C, cst.	D - 445	11,40	10,7	11,8
Indice de Viscosidad	D-2270	98,70	95,0	
Residuo de carbón conradson, % peso	D-189	0,01	REPORTAR	
Cenizas, % masa.	D - 482	0,00		0,01
Color ASTM.	D - 1500	1,50	3,0	
Punto de Esgurrimento, °C.	D - 97	-9,00	-9,0	
Azufre, % masa.	D - 1552	0,17	REPORTAR	
Numero de Neutralizacion, mg KOH/gr	D-974	0,02		0,01
Apariencia	Visual	C/B	CLARO & BRILLANTE	
OBSERVACIONES:		*El punto de congelamiento fue observado en -6,4°C.		
		**Las especificaciones mostradas corresponden a las exigidas para productos de esta naturaleza por las Cias. SHELL / MOBIL		
TECNICO EJECUTIVO FECHA: 17-12-98 TECNICO LABORATORIO <i>[Firma]</i>	SUPERVISOR LABORATORIO: <i>[Firma]</i> F. ZAMALICA B.	APROBADO POR: <i>[Firma]</i> FELIX SALAS A.		

FIDELISSO ZAMALICA B.
 SUPERVISOR LABORATORIO
 FCHA N° 03000



PETROLEOS DEL PERU
LABORATORIO DE REFINERIA TALARA
CERTIFICADO DE CALIDAD DE ACEITES DESTILADOS LUBRICANTES

PRODUCTO: Destilado DAO		Fecha de análisis: 17 de diciembre de 1998		
Resultado de la tesis OBTENCION DE BASES LUBRICANTES DE ALTO I.V.		Equivalente a una base lubricante HVI-650		
CARACTERISTICAS	METODO ASTM	RESULTADOS	ESPECIFICACIONES	
			MINIMO	MAXIMO
Gravedad API a 15,6 °C	D - 287	26,20	REPORTAR	
Punto de Inflamacion, °C.	D - 92	255,00	(267/280)**	
Viscosidad Cinematica a 40,0 °C, cst.	D - 445	521,00	REPORTAR	
Viscosidad Cinematica a 100°C, cst.	D - 445	37,80	30,5	33,5
Indice de Viscosidad	D-2270	108,10	95,0	
Residuo de carbón conradson, % peso	D-189	0,25	REPORTAR	
Cenizas, % masa.	D - 482	0,01		0,01
Color ASTM.	D - 1500	5,0	6,5	
Punto de Escurecimiento, °C.	D - 97	-9,00	(-9/-6,7)*	
Azufre, % masa.	D - 1552	0,32	0,4	
Numero de Neutralizacion, mg KOH/gr	D-974	0,04		0,05
Apariencia	Visual	C/B	CLARO & BRILLANTE	
OBSERVACIONES:		*El punto de congelamiento fue observado en -9.2°C.		
		**Las especificaciones mostradas corresponden a las exigidas para productos de esta naturaleza por las Cias. SHELL / MOBIL		
TECNICO RESPONSABLE: FICHA: 03000 LABORATORIO: TALARÁ	SUPERVISOR LABORATORIO: F. ZAMALLOA B.	APROBADO POR: FELIX SALAS A.		

FRANCISCO ZAMALLOA B.
 SUPERVISOR LABORATORIO
 FICHA N° 03000

CAPITULO VI

ASPECTOS ECONÓMICOS

En esta parte del trabajo de Tesis se propone el modo en que se complementaría el actual esquema de la Refinería de Talara con el modelo de obtención de bases lubricantes de alto IV, en el caso que éste llegue a materializarse. Adicionalmente, se establece una aproximación económica a través de un cálculo de Costo de Oportunidad de Producción.

VI.1. INFLUENCIA DEL PROCESAMIENTO DE LA MEZCLA DE CRUDOS SELECCIONADA SOBRE EL ESQUEMA DE PRODUCCION EN LA REFINERÍA TALARA

Los datos utilizados en este análisis han sido tomados tanto de laboratorio como de planta.

La evaluación expuesta en el Capítulo III indica que la mezcla de crudos a procesarse debe tener una composición de Mayna-70%/ONO-30% (API aprox. = 28.3°). La carga máxima proyectada **para esta mezcla de crudos** es 52000 B/d¹⁶⁷. A partir de estos 52000 B/d y del Rendimiento promedio de Crudo Reducido obtenido (C.R) se determinará el tiempo necesario de procesamiento de

¹⁶⁷ Dato Departamento Técnico, para corridas MAYNA70%/ONO30%

la unidad de destilación atmosférica para obtener suficiente C.R que permita el normal funcionamiento de la planta de lubricantes con 1200 B/d.

VI.1.1. CALCULO DEL TIEMPO DE OPERACIÓN DE LA UDP CON MEZCLA DE CRUDOS MAYNA-70%/ONO-30%

Este cálculo de tiempo de operación servirá para saber cuantos días se procesara ésta mezcla de crudos, para cubrir la carga que alimentará a la Planta de Lubricantes durante un mes.

UDP

Carga promedio = 52000 B/d
Rendimiento de C.R. (%Vol) 54%
C.R. obtenido = 28080 B/d

PLANTA DE LUBRICANTES

Carga promedio = 1200 B/d
Carga para un mes = 1200×30 36000 B

Conclusión:

UDP debe trabajar:
 $28080 \text{ B/d} \times (\text{N}^\circ \text{ de Días}) = 36000 \text{ B}$
 $\text{N}^\circ \text{ de Días} = 1.282 \cong \mathbf{1.3 \text{ Días}}$

Un día y 8 horas son necesarios para tener suficiente reserva que abastecerá la planta de lubricantes durante un mes Una vez calculado el

tiempo de procesamiento en la UDP se procederá a explicar como en estos 1.3 días se alimentará a la Unidad de destilación al vacío (UDV) y a la unidad de craqueo catalítico (UCC), ya que todo el crudo reducido obtenido durante este tiempo se almacenará para luego alimentar la planta de lubricantes.

VI.1.2. ANALISIS DE PRODUCCION EN LAS UNIDADES DE LA REFINERÍA TALARA

Este análisis de producción sirve para establecer la cantidad suficiente de reserva de crudo reducido que alimentará a la UDV y a la UCC cuando se procese en la UDP, mezcla de crudos Mayna70%/Ono30%.

Para este análisis se tomó como información de base la carga promedio de todas las unidades durante el año 1998 y los rendimientos de los productos que generalmente se obtienen en cada unidad durante este periodo. Se debe tener en cuenta que, en la Refinería Talara, no todo el crudo reducido que se obtiene en la UDP se carga a la UDV (por capacidad límite). Parte de este crudo reducido al que se denominará "en exceso" va a formar parte del combustible industrial, mientras que la otra, sirve como complemento de la carga a la UCC (ver Figura N°27). Los Tesistas proponen que todo el crudo reducido (Mayna-30%/ONO-70%) convencionalmente destinado al combustible industrial sea almacenado. Este crudo reducido almacenado alimentará a la Unidad de Vacío (UDV) y a la Unidad de Craqueo (UCC) mientras se procese por UDP el Crudo Mayna-70%/ONO-30%.

Consideraciones:

- El Crudo alimentado a la UDP es una mezcla de crudos en proporción Mayna-30%/ONO-70%, mezcla de crudos que más se uso durante 1998.
- La carga a las unidades se muestra en el Cuadro N°46. Se trata de datos que se encuentran dentro del promedio de producción correspondiente a todo el año 1998 y para la mezcla de crudos anteriormente mencionada. El valor de carga UDP = 57450,7 B/D usado en el planeamiento, fue establecido específicamente para encuadrar la producción de bases lubricantes durante 1 mes.

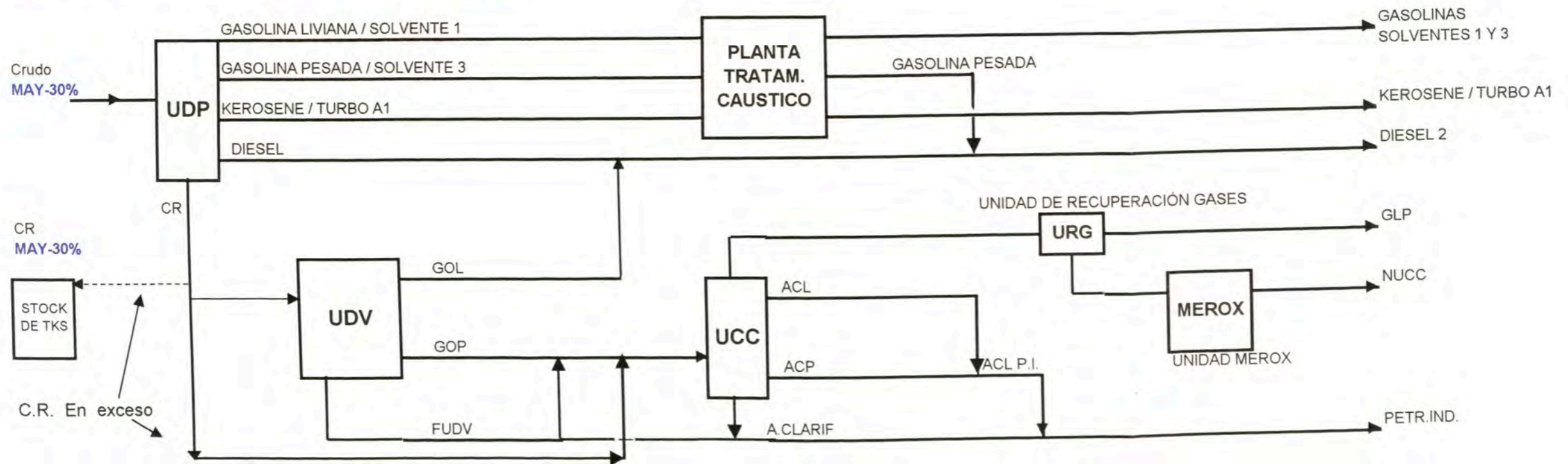
**CUADRO N°46:
CARGA PROMEDIO A UNIDADES DE REFINERÍA
TALARA – 1998. Crudo Mayna-30/ONO-70**

UNIDADES	CARGA(B/D)
U.D.PRIMARIA	57500
U.D.V.	23000
U.C.C.	15550

- La carga promedio a UCC está conformada por GOP (Gasóleo Pesado), crudo reducido y residuo de vacío.
- La carga máxima de crudo reducido que puede formar parte de la alimentación a la UCC = 15% alimentación promedio.
- La carga máxima de residuo de vacío que puede formar parte de la alimentación a la UCC = 2% alimentación promedio.

Figura N°27:
ESQUEMA PROPUESTO DE PROCESAMIENTO DE LAS UNIDADES RFTL PARA ALMACENAR CRUDO REDUCIDO MAYNA-30%-ONO-70%

(CR=Crudo reducido)
 (MAY-30% = Mezcla Mayna-30%/ONO-70%; MAY-70% = Mezcla Mayna-70%/ONO-30%)



**VI.1.3. CALCULO DE NÚMERO DE DIAS QUE SE DEBE ALMACENAR
C.R. (MAYNA-30%/ONO-70%) "EN EXCESO"**

El cálculo del número de días a almacenar CR(Mayna30%/Ono70%) en "exceso" servirá para determinar que tiempo será necesario esperar para tener suficiente CR que pueda alimentar a la UDV y UCC durante los días que UDP procesará Mayna70%/Ono30%. Los cálculos que a continuación se presentan son sólo para la mezcla Mayna30%/Ono70%.

UDV

*Carga promedio = 23000 B/d

*Días proyectados = 1.3 días

Carga necesaria de C.R. a UDV = 1.3×23000 29900 B

UCC

*Carga promedio = 15550 B/d

*C.R. que forma parte de la carga(15%) 2330 B/d

*Días proyectados = 1.3 días

Carga necesaria de C.R. a UCC $1.3 \times 2330 = 3020$ B

CARGA TOTAL DE C.R.

*Carga necesaria UDV + Carga necesaria UCC **32920 B**

Para obtener este volumen de C.R. se deberá almacenar todo el crudo reducido "en exceso" que formaba parte del combustible industrial, este valor se calcula de la siguiente manera:

Figura N°29:
ESQUEMA PROPUESTO DE PROCESAMIENTO DE UNIDADES RFTL DURANTE EL TIEMPO QUE SE PROCESARÁ CRUDO MAYNA-70%/ONO-30%

(CR=Crudo reducido)

(MAY-30% = Mezcla Mayna-30%/ONO-70%; MAY-70% = Mezcla Mayna-70%/ONO-30%)

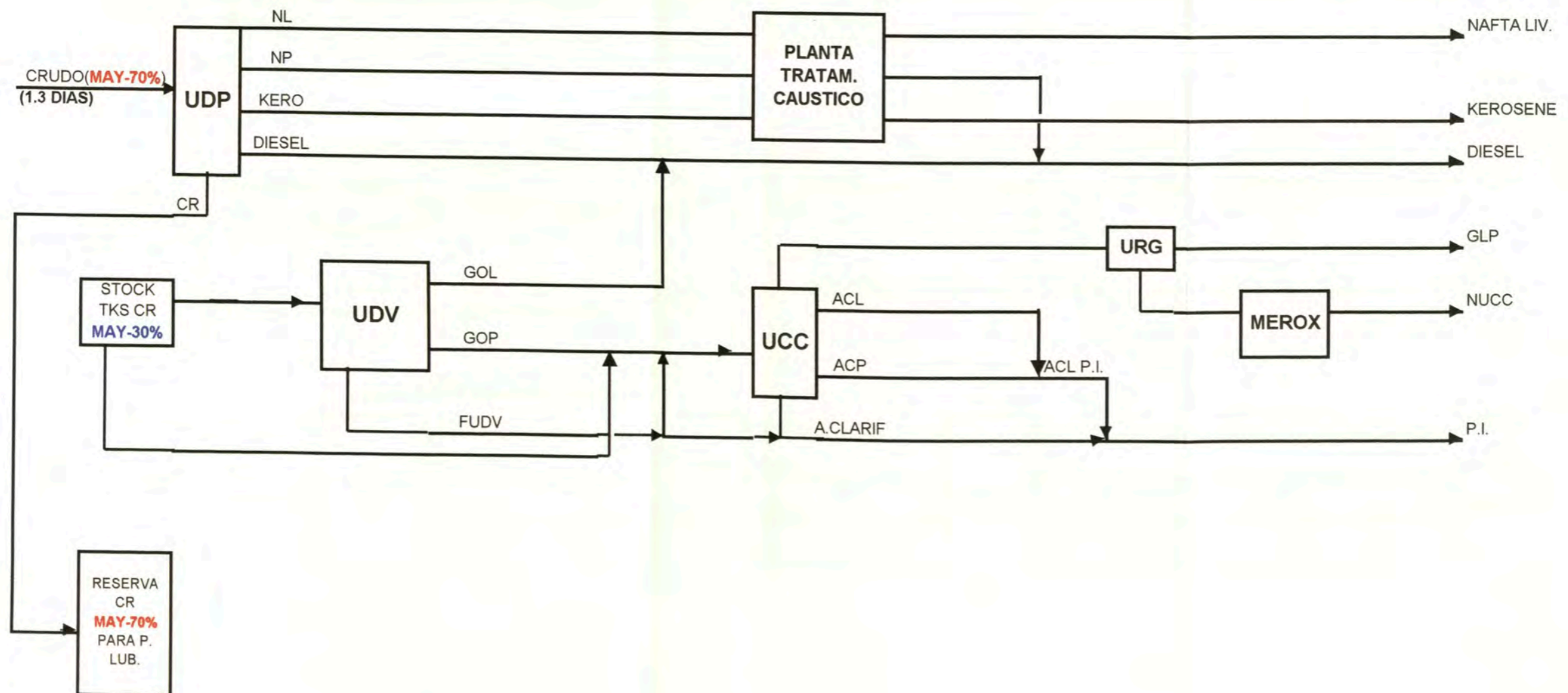
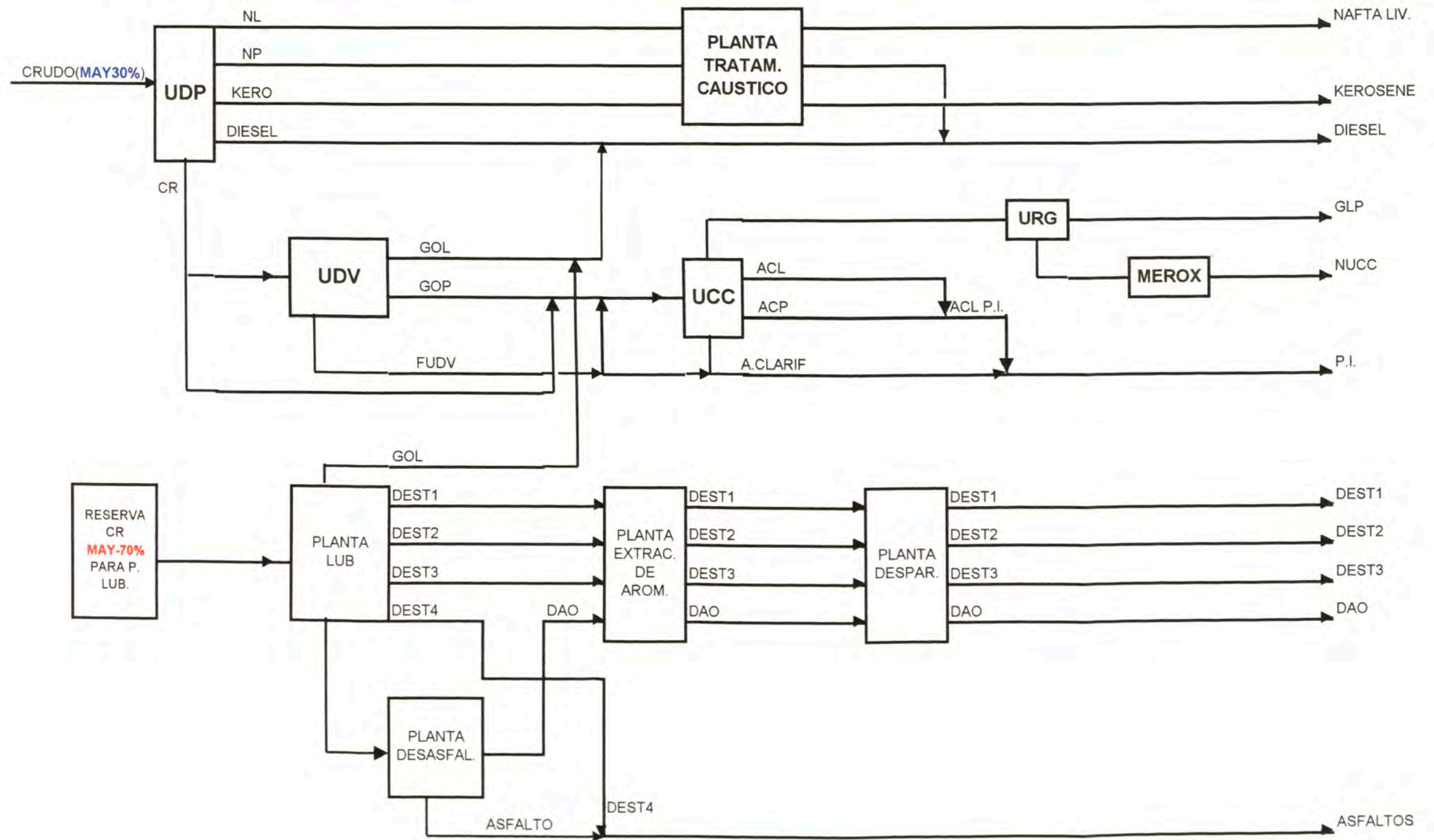


Figura N°30:
ESQUEMA PROPUESTO DE PROCESAMIENTO DE UNIDADES RFTL CONSIDERANDO LA PRODUCCION DE BASES LUBRICANTES DE ALTO IV

(CR=Crudo reducido)

(MAY-30% = Mezcla Mayna-30%/ONO-70%; MAY-70% = Mezcla Mayna-70%/ONO-30%)



CRUDO REDUCIDO

Volumen producido en promedio (46 % de carga UDP) =
 $0.46 * 57450,7 = 26427,3$ B/d

*Volumen que se alimenta a la UDV = 23000 B/d

*Crudo reducido "en exceso" = $26427,3 - 23000 = 3427,3$
B/d

*Crudo reducido "en exceso" como carga complementaria
a UCC = 2330 B/d

*Crudo reducido "en exceso" a combustible industrial =
 $3427,3 - 2330 = 1097,3$ B/d

Este crudo reducido "en exceso" destinado inicialmente a combustible industrial se deberá almacenar un número específico de días para que se alcance el volumen requerido de carga total de C.R. que alimentará a UDV y UCC en los días proyectados.

DIAS DE ALMACENAMIENTO

*Volumen requerido de crudo reducido = **32920** B

*Flujo C.R. para almacenarse = **1097,3** B/d

*Días proyectados para reserva = $32920 / 1097,3 = 30$
días

Con este dato, se puede determinar aproximadamente qué día la Planta de Lubricantes (PLUB) empezaría a procesar C.R. Mayna-70%/ONO-30%. El calculo establece que a partir del día $(1,3+30) = \mathbf{31,3}$

se iniciaría dicho procesamiento. Se ha tomado como intervalo de planeamiento 31,3+30 **61,3** días, asumiendo que la PLUB trabajaría 30 días sin interrupción (a partir de iniciado su funcionamiento) con este tipo de crudo reducido. En la Figura N°28 se presenta un esquema de planeamiento de las diferentes unidades para la realización del proyecto.

Las Figuras N°29 y N°30 muestran el esquema de producción que puede tener la Refinería de Talara, si el proyecto de bases lubricantes de alto índice de viscosidad se materializa. En la Figura N°29 se muestra la distribución de producción cuando se procesa mezcla de crudos Mayna-70%/ONO-30% para producir suficiente crudo reducido que abastecerá a la planta de lubricantes. En la Figura N°30 se muestra dicha distribución en una eventual producción de bases lubricantes parafínicas. Si se observa con detalle, el gasóleo ligero obtenido de vacío se junta con la línea de Diesel 2, porque esto es lo que sucede actualmente con este producto. Es necesario indicar que la producción de Destilado N°4 es virtual, y de efectuarse se uniría al residuo asfáltico para otorgarle propiedades que lo ubiquen dentro de las especificaciones de un asfalto comercial promedio. Como fuere, el análisis de esta posibilidad no se encuentra dentro de los alcances de la presente Tesis, más aún si se considera que el Destilado N°4 es producto de un artificio de laboratorio ideado por los Tesistas en su objetivo esencial de obtener bases lubricantes en especificación.

Figura N°28:

ESQUEMA COMPARATIVO DE PLANEAMIENTO DE PRODUCCIÓN

ESQUEMA DE PRODUCCION PROMEDIO TOTAL SIN CONSIDERAR PROYECTO DE BASES LUBRICANTES

Dias		61,3
UDP Carga	CRUDO Mayna-30%/ONO-70% = 57,5 MB/DIA	
Dias		61,3
UDV Carga	Crudo Reducido Mayna-30%/ONO-70% = 23 MB/DIA	
Dias		61,3
UCC Carga	15,6 MB/DIA	
Dias		61,3
PLUB Carga	F/S,O/F	

ESQUEMA DE PRODUCCION PROMEDIO TOTAL CONSIDERANDO EL PROYECTO DE BASES LUBRICANTES

Dias	30	31,3	61,3
UDP Carga	Crudo Mayna-30% = 57,5 MB/DIA	C* = 52 MB/DIA	Crudo Mayna-30% = 57,5 MB/DIA
Dias	30	31,3	61,3
UDV Carga	Crudo Reducido Mayna-30% = 23 MB/DIA		
Dias	30	31,3	61,3
UCC Carga	15,6 MB/DIA		
Dias		31,3	61,3
PLUB Carga	F/S,O/F		Crudo Reducido Mayna-70% = 1,2 MB/DIA

F/S, O/F = Fuera de servicio u Otra fabricación

C* = Crudo Mayna-70%/ONO-30%

VI.2. COSTO DE OPORTUNIDAD DE PRODUCCIÓN

Un estudio de factibilidad confiable requiere información técnico-económica industrial. Los datos técnicos que ofrece la presente Tesis son resultado de procesos experimentales realizados a nivel laboratorio, por lo que no es posible, sobre la base de estos datos, pretender realizar una evaluación económica convencional que analice la posibilidad de producción de las bases lubricantes de alto IV (HVI) en la Refinería de Talara. Hay que remarcar que el **objetivo** del presente trabajo de investigación **está enfocado sólo a la obtención de dichas bases.**

Ciertamente, los resultados de laboratorio han sido exitosos y por el análisis de planeamiento realizado, la producción de bases HVI dentro del esquema de la Refinería es posible, sin embargo, estos resultados no toman en cuenta ciertas condiciones operativas (puesto que no es el objetivo) que a nivel piloto e industrial tienen una incidencia en la calidad y el Rendimiento de las bases lubricantes. Entre estas condiciones están: presión de operación; pérdidas de energía y masa; tecnología de procesamiento¹⁶⁸; tipo de equipos a utilizarse; cambio de solvente (el desasfaltado industrial utiliza propano líquido en lugar de éter de petróleo), etc.

Por las razones expuestas, los Tesistas han concluido que la única forma para establecer una aproximación económica a una eventual producción de

¹⁶⁸ Esto es, si la operación se realiza por lotes, en cascada o en contracorriente, el número de etapas dentro de cada tratamiento, etc.

bases lubricantes HVI es a través de un cálculo de **Costo de Oportunidad de Producción (COP)**.

El Costo de Oportunidad de Producción evalúa las ganancias económicas que se obtendrían por la venta en planta de productos provenientes de un esquema de producción propuesto y las compara con aquellas obtenidas por el esquema convencional. Los productos están representados en el cálculo sobre la base de Rendimientos en Volumen, a partir de una misma materia prima (en este caso el petróleo crudo) y a través de procesos tecnológicos que pueden ser iguales o diferentes. Esta evaluación ofrece una primera apreciación económica de lo interesante que podría representar para una empresa, orientar la prioridad de los estudios técnico-económicos respectivos.

VI.2.1. PLANTEAMIENTO Y RESULTADOS

1. Esquemas de Producción.

Con base en el planeamiento desarrollado en la Sección VI.1. se realiza el costo de oportunidad en función de dos esquemas de producción, bajo un mismo período de procesamiento de 61,3 días (ver Figura N°28):

- a) **Corrida Usual: Esquema de Producción Promedio Total.**- Toma como base 57,45 MB/día de crudo Mayna-30%/ONO-70%.
- b) **Esquema de Producción Promedio Total considerando Proyecto de Bases Lubricantes HVI.** Toma como base procesamientos del crudo Mayna-30%/ONO-70% (57,45 MB/día) y el crudo Mayna-70%/ONO-30% (52 MB/día).

2. Productos.

Para el cálculo del costo de oportunidad de producción se han considerado los siguientes productos: GLP, Nafta Liviana, Nafta Craqueada, Kerosene, Diesel, Petróleo Industrial, Bases Lubricantes (N°1, N°2, N°3 y DAO), Cera y Asfalto.

3. Volúmenes de Producción.

Las cantidades en miles de barriles (MB) promedio de los productos que se obtienen, en la corrida usual, en la Refinería Talara fueron proporcionados por la Oficina de Producción y Planeamiento de PetroPerú S.A para todo el año 1998. Los rendimientos de las Bases Lubricantes HVI y de la Cera fueron asumidos de los datos de Laboratorio y se muestran en la Cuadro N°47.

**CUADRO N°47:
RENDIMIENTOS DE BASES LUBRICANTES Y
ACEITE DESASFALTADO
DATOS DE LABORATORIO**

PRODUCTOS	RENDIMIENTOS (%V de Crudo)	RENDIMIENTOS (%V de Crudo Red.)
Base Lub. N°1	2.5	4.05
Base Lub. N°2	3.0	4.86
Base Lub. N°3	1.9	3.08
Base Lub. DAO	2.4	3.89
Cera	2.0	3.24

4. Precios de los Productos.

El cálculo introduce los precios de los combustibles y asfalto que maneja PetroPerú (Refinería Talara), sin considerar ningún tipo de impuesto, pero que incluyen ganancias propias. En

lo referente a las Bases Lubricantes, el cálculo considera precios promedio FOB (sin flete y seguro) de las B.L. HVI-55, HVI-95, HVI-160S, HVI-650 y cera importadas que llegan al país.

Estos precios FOB promedio se obtuvieron a partir de datos de importación para el período Enero - Junio de 1999, reportados por la Superintendencia Nacional de Aduanas (SUNAD). En el Cuadro N°48 se muestran estos datos.

Cuadro N°48:
PRECIO PROMEDIO FOB DE BASES PARAFINICAS
IMPORTADAS

(\$/gal)				
Datos Obtenidos entre los meses de Enero y Junio de 1999	HVI 55	HVI 95	HVI 160S	HVI 650
	Base Lub. N°1	Base Lub. N°2	Base Lub. N°3	Base Lub. DAO
	0,72	0,76	0,88	1,06
	0,72	0,75	0,88	1,04
	0,76	0,77	0,89	0,98
	0,76	0,84	0,89	1,11
	0,73	0,82	0,93	1,13
	0,79		0,95	1,12
	0,78			1,11
				1,11
				1,08
				1,08
prom	0,75	0,79	0,90	1,08
desv.est	0,03	0,04	0,03	0,05

Fuente: Superintendencia Nacional de Aduanas. Ene-Jun 1999

La cera obtenida en el laboratorio es equivalente a una cera blanda, no refinada, con alto contenido de aceite. Bajo criterios aduaneros corresponde a una "cera parafina con un contenido de aceite igual o mayor a 0.75% en peso". Su valor se asume 0.34 \$/Kg que corresponde a la cera importada más barata de su tipo.

En Refinería, el asfalto es producido cuando se realizan corridas especiales de crudos pesados, razón por la cual se está considerando como un producto del procesamiento de crudo Mayna-70%/ONO-30% y no del crudo Mayna-30%/ONO-70%. Por las especificaciones de penetración su calidad corresponde a un sólido de pavimentación entre 40/50 y 120/150 con un precio por galón de S/. 1.53.

En el Cuadro N°49 se muestra la lista de precios completa.

**CUADRO N°49:
LISTA DE PRECIOS DE PRODUCTOS (*)**

Producto	Unidad	Precio Unit. (S/.)
GLP	kg	0,73
Nafta	gal	2,14
Kerosene	gal	2,01
Diesel 2	gal	1,93
Petróleo Industrial	gal	1,41
Asfalto	gal	1,53
<i>Fuente: Gerencia de Producción y Planeamiento, PetroPerú S.A.</i>		
Base Lub. N°1	gal	2,51
Base Lub. N°2	gal	2,65
Base Lub. N°3	gal	3,02
Base Lub. DAO	gal	3,62
Cera	kg	1,14
<i>Fuente: Oficina de Estadística, Superintendencia Nacional de Aduanas</i>		

(*) Datos PetroPerú S.A., actualizados hasta 24-Jun-1999. Precios netos Refinería Talara, sin impuestos

Datos SUNAD, precios FOB promedio (Sin incluir flete y seguro) actualizados Ene-Jun 1999

5. Procedimiento de cálculo del COP

El cálculo consiste en realizar multiplicaciones entre precios unitarios y cantidades de productos (MB en el período de 61.3 días), para luego sumar estos resultados parciales. **El resultado de esta**

suma establece el costo de oportunidad que le significaría a la Refinería de Talara la producción de bases lubricantes de alto IV. En el cuadro N°50 y N°51 se aprecian los resultados para los dos esquemas.

Como se observa en los cuadros anteriores, el **esquema de producción que considera las bases lubricantes HVI** representa un ingreso aproximado de **286.9 millones de soles**, mientras que el **esquema tradicional** representa un ingreso de **285.6 millones de soles**, ambos para un período de 61,3 días de producción. Es decir, el esquema que plantean los Tesistas **significaría un incremento aproximado en el ingreso mensual de la refinería de S/. 645,528.7 o \$192,614.5.**

VI.2.2. ACOTACIONES DEL CÁLCULO

1. Las cantidades de los productos se manejan por miles de barriles (MB); luego son transformadas a miles de galones (Mgal) para facilitar el cálculo. Sin embargo, para el caso del GLP y de la cera la transformación no es a Mgal, sino a kilogramos (kg). Para el cálculo de los kilogramos de GLP se utilizó una Sp.Gr. = 0.526. Para el caso de la cera se utilizó el Rendimiento en peso que se muestra en la Figura N°26 con respecto al crudo reducido de densidad API=19.9°.

Cuadro N°50:

ESQUEMA DE PRODUCCIÓN PROMEDIO TOTAL SIN CONSIDERAR PROYECTO DE BASES LUBRICANTES

Base = 57,45 MB/D * 61,3 D = 3521,7 MB de crudo Mayna-30%/ONO-70% (Período de producción 61,3 días)

Producto	MB	Mgal (*)	Precio Unit. (S/.)	Total (S/.)
GLP	279,40	23364518,98	0,81	18.925.260,4
Nafta Liviana	468,39	19672,22	2,14	42.098.542,7
Nafta Craqueada	604,88	25404,95	2,14	54.366.594,4
Kerosene	845,21	35498,74	2,01	71.352.459,4
Diesel 2	730,13	30665,41	1,93	59.184.234,8
Petróleo Industrial	672,04	28225,54	1,41	39.656.888,2
Base Lub. N°1	-	-	-	-
Base Lub. N°2	-	-	-	-
Base Lub. N°3	-	-	-	-
Base Lub. DAO	-	-	-	-
Cera	-	-	-	-
Asfalto	-	-	-	-
Total (S/.)				285.583.979,9

(*) El GLP está expresado en kg.

Cuadro N°51:

ESQUEMA DE PRODUCCIÓN PROMEDIO TOTAL CONSIDERANDO PROYECTO DE BASES LUBRICANTES

Período de Producción de 61,3

Producto	Período de 30 días - Crudo Mayna-30, MB	Período de 1,3 días - Crudo Mayna-70, MB	Período de 1,3 días - Crudo Mayna-30, MB	Período de 30 días, MB	MB (**)	Mgal (***)	Precio Unit. (S/.)	Total (S/.)
GLP	136,74	-	5,88	136,74	279,35	23360538,32	0,81	18.922.036,0
Nafta Liviana	229,23	8,52	-	229,23	466,97	19612,68	2,14	41.971.137,8
Nafta Craqueada	296,02	-	12,73	296,02	604,78	25400,62	2,14	54.357.331,9
Kerosene	413,64	12,17	-	413,64	839,45	35256,82	2,01	70.866.200,2
Diesel 2	357,32	9,80	2,64	363,56	733,33	30799,70	1,93	59.443.414,9
Petróleo Industrial	328,89	-	13,39	328,89	671,17	28189,22	1,41	39.605.856,1
Base Lub. N°1	-	-	-	1,46	1,46	61,26	2,51	153.926,3
Base Lub. N°2	-	-	-	1,75	1,75	73,52	2,65	194.562,8
Base Lub. N°3	-	-	-	1,11	1,11	46,56	3,02	140.380,7
Base Lub. DAO	-	-	-	1,40	1,40	58,81	3,62	212.787,7
Cera	-	-	-	156117,10	156117,10	156117,10	1,14	177.817,4
Asfalto	-	-	-	13,30	13,30	558,73	1,53	854.855,9
Total (S/.)								286.900.307,6

(**) La cera está expresada en kg.

(***) El GLP y la Cera están expresados en kg.

2. En el esquema de producción que considera el proyecto de bases lubricantes HVI (Cuadro N°47 y Cuadro N°51):
 - 2.1. Cuando se procesa el crudo **Mayna-70%/ONO-30%** durante 1.3 días **sólo se está considerando** el costeo de los productos (UDP): **Nafta Liviana, Kerosene y Diesel** puesto que el crudo reducido es almacenado para la producción de las B.L.
 - 2.2. Para que la UDV siga funcionando, durante esos 1.3 días, se procesa el crudo reducido **Mayna-30%/ONO-70%** (previamente almacenado durante los 30 primeros días), **considerándose** en el costeo **el GLP, Nafta Craqueada, Petróleo industrial** y el **GOL** (gasóleo que forma parte del Diesel).
 - 2.3. Durante los 30 días restantes se procesa crudo **Mayna-30%/ONO-70%** considerándose en el costeo todos los productos combustibles.
 - 2.4. Del día 31,3 hasta el día 61,3, es decir durante 30 días, se ha procesado crudo reducido **Mayna-70%/ONO-30%** acumulado previamente, ingresando al costeo las bases lubricantes, la cera y el asfalto.
3. Los rendimientos de laboratorio utilizados (batch) para la refinación de bases lubricantes son menores que los que se pueden obtener bajo procesamiento continuo multietapa y a contracorriente¹⁶⁹. Esto

¹⁶⁹ Dunstan, et.al., (Ref.16, Pág.1879)

obviamente, implicaría mayores ingresos a los calculados.

4. La transformación de los precios FOB de dólares a soles para las bases y cera importadas, se realiza bajo la equivalencia: S/. 3.35/\$ (Junio 1999).

CONCLUSIONES FINALES

1. Los trabajos experimentales realizados en el Laboratorio de la Refinería Talara han demostrado técnicamente que la producción de bases lubricantes parafínicas de alto IV es posible a partir de crudos Nor-Peruanos. En ese sentido, la mezcla de crudos Mayna-70%/ONO-30%, y específicamente su crudo reducido, es una excelente materia prima para la producción de dichas bases lubricantes.
2. La destilación al vacío en cortes al 5% en volumen ha sido suficiente para realizar una caracterización adecuada que establezca los rangos de corte final de los destilados lubricantes a refinar.
3. Los procedimientos de laboratorio utilizados para la refinación selectiva de los destilados lubricantes han probado ser efectivos, y pueden servir como una importante guía referencial para la evaluación de una mezcla de crudos como fuente de bases lubricantes parafínicas.
4. De acuerdo al método n.d.M. las bases lubricantes finales tienen una composición parafínico/nafténica promedio de 63%/37%. La base DAO obtenida es de alta calidad puesto que su composición parafínica es de 76.2%.
5. Las bases lubricantes parafínicas obtenidas por los Tesistas cumplen con las especificaciones de

importación que reportan compañías como Shell o Mobil. Los aceites lubricantes obtenidos han sido certificados por el Laboratorio de la Refinería Talara, PetroPerú S.A.

6. Técnicamente es factible introducir dentro del esquema de producción de la Refinería de Talara, el procesamiento de crudos pesados para obtener bases lubricantes parafínicas.

RECOMENDACIÓN FINAL

Habiéndose comprobado técnicamente que la mezcla de crudos Mayna-70%/ONO-30% es fuente de bases lubricantes HVI de buena calidad, y siendo positivo el resultado del **Costo de Oportunidad de Producción**, la Refinería de Talara estaría en una situación particular, en referencia a otras refinerías del país para estudiar su eventual producción. En tal sentido, los Tesistas estiman conveniente un análisis de dicha posibilidad, para lo cual **recomiendan** la continuación del estudio experimental de laboratorio ya iniciado, a otras escalas experimentales que permitan verificar resultados y elaborar el respectivo estudio de factibilidad técnico-económico.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. American Petroleum Institute (ed.)
Technical Data Book, New York, American Petroleum Institute, 1964. Vol.1, pp.s.d.
2. American Petroleum Institute (ed.)
Technical Data Book-Petroleum Refining. New York. Refining Department, American Petroleum Institute, (4th Edition), 1983. Vol I. pp.s.d.
3. American Society for Testing Materials (ASTM), (ed.)
"Standard Test Method for calculation of carbon distribution and structural group analysis of Petroleum oils by the n-d-M Method", ASTM D3238 (95), Philadelphia, 1998 Annual book of ASTM standards, Vol.05.02. pp. 337-338.
4. American Society for Testing Materials (ASTM), (ed.)
"Standard Viscosity-Temperature Charts for Liquid Petroleum Products", ASTM D341(93), Philadelphia, 1998 Annual Book of ASTM Standards, Vol 05.02, pp. 156, 159.
5. American Society for Testing Materials (ASTM), (ed.)
"Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products of Reduced Pressure", ASTM D1160 (95), Philadelphia 1998 Annual Book of ASTM Standards, Vol 05.02.pp. 401-418.
6. American Society for Testing Materials (ASTM), (ed.)
"Standard Practice for calculating Viscosity at 40

- and 100°C", ASTM D2270 (93), Philadelphia, 1998
Annual Book of ASTM Standards, Vol 05.02, pp.746-751.
7. American Society for Testing Materials (ASTM), (ed.)
"Standard Test Method for calculation of viscosity-gravity constant (VGC) of Petroleum oils", ASTM
D2501 (91), Philadelphia, 1998 Annual Book of ASTM
Standards, Vol 05.02, pp. 848-849.
8. Apaza, Pablo
Métodos Numéricos, Lima, Ed. Gráfica Santa Ursula,
(2da Ed.), 1989, pp. 140
9. Bertagnolio, M.
"Modernizing a lube plant", Hydrocarbon Processing,
Marzo, 1983. pp. 103-106.
10. Billon, Alain / Peries, Jean Pierre
"Ways for lube oil manufacturing", France, Institute
Francais du Pretole, Mayo, 1978. Pp. 41.
11. Bland, William F./ Davidson, Robert
Petroleum Processing Handbook, New York, McGraw-Hill
Book Company, 1967. pp.s.d.
12. Bloch, Heinz P. / Williams, John B.
"Synthetic lubricants measure up to claims",
Hydrocarbon Processing, Marzo, 1965. pp. 103-106.
13. Casio Computer Co., Ltd. (ed)
**Manual del Propietario-Computadora Personal CASIO
880P**, Japón, Casio Computer Co., Ltd. Pp 430.

14. Céspedes R., Luis
Reporte UDP de Ingeniería de Procesos, Departamento Técnico, Refinería Talara, Junio, 1988. pp.s.d.
15. Day, David T.
A Handbook of Petroleum Industry, Londres, Chapman & Hall Lmted., 1922. Vol I, pp.s.d.
16. Dunstan, A.E./ Nash, A.W./ Brooks, Benjamín T./ Tizard, Sir henry (ed.)
The Science of Petroleum, Londres, Oxford University Press, 1938. Tomo III, pp.s.d.
17. Ecopetrol
"Selección de Petróleos crudos para obtención de lubricantes y ceras", Boletín Técnico de Arpel, 6(1), Marzo, 1977. pp.14-19.
18. Fahim, M.A./ Shaban, H.I./Ijam, M.J.
"Best Mix for Lube Extraction", Hydrocarbon processing, Setiembre 1981. Pp. 155-157.
19. Fieser, Louis/ Fieser, Marie
Organic Chemistry, USA D.C. Heath & Company, 1950 pp.s.d.
20. García, Gilberto.
Notas de clase. Curso: Lubricantes y Aceites Minerales, Lima. 1997
21. Gary, James H. / Handwerk, Glenn E.
Refino de Petróleo, Tecnología y Economía, Barcelona, Ed. Reverté S.A., 1980. pp 392.

22. Gil, Wilber
Programa de Evaluación de Cortes. Evaluación Equipo TBP, Laboratorio Refinería Talara, PetroPerú S.A., Julio 1998.
23. Glasstone, Samuel (ed.)
Textbook of Physical Chemistry, New York, Van Nostrand Company Inc, Tomo III, (Segunda Edición), 1946. pp.s.d.
24. Hanson, Carl
"Solvent Extraction. Theory, Equipment, Commercial Operations, and Economics", Chemical Engineering, Agosto, 1968. Pp. 76-98.
25. Hariu, Oscar H. / Sage, Russell C.
"Crude Split Figured by Computer", Hydrocarbón Processing, Abril, 1969. Pp. 143-148.
26. Jacob, Salomón M. / Quann, Richard J./ Sanchez, Eugene/ Wells, María E.
"Compositional modeling reduces crude-analysis time, predicts yields. LUBE OIL PROCESSING-1", Oil & Gas Journal, 96:27, Información ubicada en Internet. Dirección: <http://www.ogjonline.com>, 1998, pp.8.
27. León Ch., Victor
Notas de Clase. Curso: Tratamiento de Efluentes Industriales, Lima. 1997.
28. Lubrizol
"Common Terms in Petroleum Industry", Información ubicada en Internet. Dirección:

[http//; www. lubrizol.com / referencelibrary/
readyreference/1-terms.htm](http://www.lubrizol.com/referencelibrary/readyreference/1-terms.htm), 1998, pp. 10.

29. Lubrizol

"Source of Lubricating Base Stocks", Información ubicada en Internet, Dirección:
[http://www.lubrizol.com/referencelibrary/lubtheory/
base.htm](http://www.lubrizol.com/referencelibrary/lubtheory/base.htm), 1998, pp.7.

30. Maxwell, J.B.

Data Book on Hydrocarbons. Application to Process Engineering, Princeton, New Jersey, D.Van Nostrand Company, Inc. (8th. Ed., 1965), 1950. Pp. 259.

31. Mikeska, L.A.

"Chemical Structure of Lubricating Oils", Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 28, NRO 8, PP 970-984. Agosto, 1936.

32. Miquel, Jaume / Castells, Francese

"Easy Characterization of petroleum Fractions. Part I.", Hydrocarbon Processing, Diciembre, 1993. Pp. 101-105.

33. Miquel, Jaume/ Hernández, Jacobo/ Castells, Francese

"A New method for Petroleum Fractions and crude Oil Characterizations", SPE Reservoir Engineering, Mayo, 1992. pp 265-270.

34. Mobil Oil del Perú S.A.

Base Oil Specification, HVI-55, HVI-95, HVI-160S, HVI 650. Año 1998. Pp.4.

35. Mundo Químico E.I.R.L.
Hoja Técnica del Tolueno, especificaciones. Año 1998. Pp. 2.
36. Nelson, W.L.
Petroleum Refinery Engineering, "Chemical Engineering series", New York, McGraw-Hill Book Company, Inc. (3th. Ed, 1949), 1936. Pp. 830.
37. Nelson, W.L.
"Which base of crude oil is best?. Part 1", The Oil and Gas Journal, Enero, 1979. pp. 112-113.
38. Palmistesta, Roberto
"Papel de la Base Mineral en el cumplimiento de especificaciones de Aceites Lubricantes", Boletín Técnico de Arpel, 10(4), Diciembre, 1981. pp.s.d.
39. Perry, Robert H/ Chilton, Cecil H
Biblioteca del Ingeniero Químico, México, McGraw-Hill Inc, (5th. Ed, 2^a ed. Español, 1986), 1973. 6 volúmenes.
40. PETROBRAS.
Entrenamiento en Cenpes-Petrobras. Evaluación de Materia prima para Bases Lubricantes, Brasil, Petrobras, pp 3-11, s.d.
41. Petro-Canadá Lubricants
"Automotive and Industrial Lubricants. Base Oil", Información ubicada en Internet. Dirección:
<http://www.escape.ca/dbrad/base-oil.htm>. 1998

42. Petróleos de Venezuela, S.A.
"Ceras Parafinas. Su producción y mercados en Venezuela", Boletín Técnico de Arpel, 6(1), Marzo 1977. Pp. s.d.
43. Petróleos de Venezuela, S.A.
"Caracterización y Selección de Crudos para la Elaboración de Bases Lubricantes", Boletín Técnico de Arpel, 6(1), Marzo 1977. Pp. s.d.
44. Riazi, M.R./Daubert, T.E.
"Predicting Flash and Pour Points", Hydrocarbon Processing. Setiembre, 1987. pp.81-83.
45. Sequeira, A./ McClure, M.R. Jr. / Harrison, C.W./ Maxelon, R.
"Return to Basics: How to reduce Energy Requirements in Lube Oil Solvent Extraction and Dewaxing Processes".
Proceedings Refining Department, 45th Midyear Meeting. Houston Texas, Vol 59. American Petroleum Institute. Mayo, 1980. Pp. 133-150.
46. Shell, Cia de Petróleos.
Base Oil Specifications. HVI-55, HVI-95, HVI-160S, HVI 650. Año 1998. pp4.
47. Treybal, Robert E.
Operaciones de Transferencia de Masa, México. McGraw-Hill Inc (2^a. Ed, 1988), 1980. pp 858.
48. Twu, Chornng H./ Bulls, James W.
"Viscosity related to Dewaxing", Hydrocarbon Processing. Junio, 1981. Pp. 143-146.

49. Verli, Fernando José.
"Seleção de Solventes para o Processo de Desparaфинacao de Oleos Lubrificantes", Argentina, CENPES/PETROBRAS. Setiembre, 1985. Pp. 1509-1516.
50. Wauquier, Jean Pierre (ed.)
Le Raffinage du pétrol, Pétrole Brut/ Produits Pétroliers/ Schemas de Fabrications, Paris, editios Technip. (Publications de l'Institute Francais du Pétrole), 1994. Vol 1, pp. 478.
51. Wuithier, Pierre (ed.)
El Petróleo. Refino y Tratamiento Químico, Madrid, Ediciones CEPESA S.A., 1971. Tomo 1, pp. 904.
52. Wynne, Hugh de N.
Fundamentos de Refinación de Petróleo, Venezuela, Creole Petroleum Corporation, 1957. Pp. 260.
53. 1993/15/1 Oil & Gas Journal
Refinery Operating Variables key to enhanced Lube Oil Quality, Autor: Rhodes, Anne K, 91:1, 1993.
Pp.6.
54. 1995 NPRA ANNUAL MEETING
Mobil Lube dewaxing Technologies, San Francisco, California, Autores: Baker, Charles L. Y McGuinness, Mary P, AM-95-56, 1995. pp. 10.