

**DISEÑO DE PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE
SALES DE β -NAFTOL A PARTIR DE NAFTALINA
PRODUCIDA EN ACERÍAS PAZ DEL RÍO**

**DIANA PATRICIA PICO DÍAZ
DIEGO FERNANDO REVELO VARGAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2004**

**DISEÑO DE PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE
SALES DE β -NAFTOL A PARTIR DE NAFTALINA
PRODUCIDA EN ACERÍAS PAZ DEL RÍO**

**DIANA PATRICIA PICO DÍAZ
DIEGO FERNANDO REVELO VARGAS**

**Trabajo de grado para optar título de
Ingeniero Químico**

**Directores
Dr. Álvaro Ramírez García
Director de Escuela de Ingeniería Química**

**Ing. Carmen León Granados
Directora Departamento Coquería
Acerías Paz del Río**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2004**

A Danilo Andrés.

*Tu inquietud y alegría son
la motivación de cada día de mi vida.*

Diego.

A Dios, por darme inteligencia,
A mi Mami y,
A Nhora,
Sencillamente, ¡¡¡PORQUE LAS AMO!!!

Diana

AGRADECIMIENTOS

A **Álvaro Ramírez García**, Ingeniero Químico, director del proyecto, por su apoyo y colaboración a pesar de la distancia.

A **Carmen León Granados**, Ingeniera Química, directora en planta del proyecto, por su paciencia, apoyo y además por brindarnos la oportunidad de conocer una empresa a nivel laboral y personal.

A **Javier Ramírez**, Ingeniero Químico, por brindarnos su colaboración dentro de la planta.

A todos y cada uno de los trabajadores y secretarias del Departamento de Coquería, Mantenimiento y demás secciones de la Empresa por la amistad, colaboración y ayuda que nos dieron cuando más los necesitábamos.

A **mi mamá**, por todo el amor que me brindó para culminar la carrera y por estar siempre ahí cuando más la necesitaba. A mi hermana **Nhora**, por ser mi amiga y mi sustento económico durante todo el trayecto en la universidad. A todos los de mi familia **Luz, Sonia, Néstor, Reynaldo, Tatiana y María Angélica**, por que me brindaron su cariño y apoyo en cada momento.

Diana Patricia Pico Díaz

AGRADECIMIENTOS

A mi mamá **Ana Bertha Vargas**, por su amor, apoyo y ánimo para salir adelante y a mi papá **Ramiro Revelo** por su ser quien me dio a conocer la ciencia y por su apoyo durante mi carrera.

Al Profesor **José Carlos Gutiérrez**, por su amistad, colaboración y espíritu solidario en momentos cuando se creía que no se podía más.

A la **Ingeniera Carmen León Granados**, por su paciencia y dedicación y por su inmensa colaboración para haber llevado a cabo el proyecto en las instalaciones de la Empresa.

Al **Ingeniero Javier Ramírez**, por su apoyo durante la ejecución del proyecto.

A la **Familia Álvarez Martínez** y al amigo **Raúl Sierra** por estar conmigo en todo momento.

A los amigos **Hugo Colmenares, Luis Rivas, Diego Sánchez, Javier Álvarez, Daniel Rincón, Diana López** y demás compañeros de los Subproductos por su cálida acogida.

A Joaquín Dueñas "*Juaco*" por su amistad a manos abiertas y por considerarme como "uno más" en su familia.

Gracias a todos.

Diego Fernando Revelo Vargas

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	1
1. GENERALIDADES	2
1.1. GENERALIDADES DE LA EMPRESA	2
1.2. GENERALIDADES DEL PROCESO	2
1.2.1. Siderurgia.	2
1.3. NAFTALINA	5
1.3.1. Obtención Natural.	5
1.3.2. Obtención Sintética.	6
1.3.3. Obtención Industrial.	7
1.3.4. Naftalina como Materia Prima.	9
2. NAFTALINA EN ACERÍAS PAZ DEL RÍO, PROPUESTA Y SUSTENTACIÓN DEL PROYECTO	10
2.1. COQUERÍA	10
2.1.1. Manejo del carbón.	10
2.1.2. Batería de coque.	11
2.1.3. Subproductos.	12
2.2. PRODUCCIÓN DE NAFTALINA EN ACERÍAS PAZ DEL RÍO	15
2.2.1. Condensación Final.	15
2.2.2. Torres Lavadoras.	17
2.2.3. Planta Desnaftalizadora.	17
2.3. PRODUCCIÓN, ACUMULACIÓN Y DEMANDA DE NAFTALINA	19
2.4. PROPUESTA Y SUSTENTACIÓN DEL PROYECTO	21
2.4.1. Naftalina y Colorantes Azoicos.	21
2.4.2. Naftoles y sus Sales.	22

	pág.
3. DESCRIPCIÓN DEL DESARROLLO EXPERIMENTAL	31
3.1. CARACTERIZACIÓN	31
3.1.1. Pruebas Físicas.	31
3.1.2. Pruebas Fisicoquímicas.	35
3.2. PURIFICACIÓN	36
3.2.1. Sublimación.	36
3.2.2. Solubilización.	41
3.3. TRANSFORMACIÓN QUÍMICA	42
3.3.1. Sulfonación del Naftaleno.	43
3.3.1.1. Obtención del β -Naftalinsulfonato de Sodio.	44
3.3.2. Fusión Alcalina.	45
3.3.2.1. Obtención del β -Naftol.	45
3.3.3. Sulfonación de Naftoles.	46
3.3.3.1. Obtención de Sales de los Ácidos β -Naftol-6-Sulfónico (Sal Schaeffer) y β -Naftol-3,6-Disulfónico (Sal Acida R).	47
3.3.3.2. Obtención de Sales de los Ácidos β -Naftol-3,6-Disulfónico (Sal R) y β -naftol-6,8-disulfónico. (Sal G).	48
3.4. ANÁLISIS QUÍMICO DE SALES SCHAEFFER, SAL ACIDA R, SAL R Y G	50
3.4.1. Análisis de Sal Schaeffer.	50
3.4.2. Análisis de Sal R y Sal Ácida R.	56
3.4.3. Análisis de Sal G.	61
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS	65
4.1. CARACTERIZACIÓN	65
4.1.1. Pruebas Físicas.	65
4.1.2. Pruebas Fisicoquímicas.	68
4.2. PURIFICACIÓN	69
4.2.1. Sublimación.	70
4.2.1.1. Tiempo Óptimo de Operación.	70
4.2.1.2. Temperatura de Operación.	71

	pág.
4.2.1.3. Masa Inicial de Carga.	76
4.2.1.4. Condiciones de Operación para la Naftalina Mezcla.	80
4.2.2. Solubilización.	82
4.3. TRANSFORMACIÓN QUÍMICA	82
4.3.1. β-Naftalinsulfonato de Sodio.	83
4.3.2. β-Naftol.	84
4.3.3. β-Naftol-6-Sulfonato de Sodio (Sal Schaeffer) y β-Naftol-3,6-Sulfonato Ácido de Sodio (Sal Ácida R).	85
4.3.4. β-Naftol-6,8-Disulfonato de Potasio (Sal G) y β-Naftol-3,6-Disulfonato de Sodio (Sal R).	86
4.4. ANÁLISIS QUÍMICO DE LAS SALES SCHAEFFER, ACIDA R, G Y R	88
4.5. RESIDUOS	89
4.5.1. Sublimación.	90
4.5.2. Transformación Química.	90
5. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	92
5.1. BALANCES DE MATERIA	92
5.1.1. Obtención del Ácido β-Naftalinsulfónico.	92
5.1.2. Obtención del β-Naftalinsulfonato de Sodio.	92
5.1.3. Obtención del β-Naftóxido de Sodio.	93
5.1.4. Obtención del β-Naftol.	93
5.1.5. Obtención del Ácido Schaeffer y Ácido R.	94
5.1.6. Obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.	94
5.1.7. Obtención del Ácido G y Ácido R.	95
5.1.8. Obtención de Sal G y Sal R.	95
5.1.9. Eficiencia de los Procesos y Global respecto a la Naftalina Mezcla	96
5.2. BALANCE DE ENERGÍA	98
5.2.1. Purificación.	99
5.2.2. Transformación Química.	99
5.2.2.1. Obtención del Ácido β -Naftalinsulfónico.	99
5.2.2.2. Obtención de β -Naftóxido de Sodio.	100

	pág.
5.2.2.3. Obtención de β -Naftol.	100
5.2.2.4. Obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.	101
5.2.2.5. Obtención de Sal G y Sal R.	101
6. ANÁLISIS ECONÓMICO	102
6.1. COSTO DE PRODUCCIÓN	102
6.1.1. Caso General.	105
6.1.2. Alternativa 1: Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.	107
6.1.3. Alternativa 2: Producción de Sal G y Sal R.	109
6.1.4. Alternativa 3: Producción de Sal Schaeffer, Sal Ácida R, Sal G y Sal R.	111
6.2. EVALUACION ECONÓMICA	116
6.2.1. Inversión.	117
6.2.1.1. Costos Directos	117
6.2.1.2. Costos Indirectos	118
6.2.2. Presupuestos de Ingresos y Gastos	119
6.2.2.1. Gastos	119
6.2.2.2. Ingresos	120
6.2.3. Criterios de Factibilidad Económica	121
6.2.3.1. Tasa Interna de Retorno (TIR)	121
6.2.3.2. Relación Beneficio/Costo	122
6.2.3.3. Análisis de Sensibilidad	122
7. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA PARA LA OBTENCIÓN DE SAL SCHAEFFER Y SAL ÁCIDA R	126
CONCLUSIONES	134
RECOMENDACIONES	136
BIBLIOGRAFÍA	137
ANEXOS	138

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Especificaciones del coque.	12
Tabla 2. Especificaciones del gas de coque depurado.	15
Tabla 3. Cuantificación anual de la naftalina periodo 1992-2003.	20
Tabla 4. Valor y cantidad importada de Naftoles y sus Sales por Empresa / Año	24
Tabla 5. Importaciones anuales de Naftoles y sus Sales periodo 1997-2002.	28
Tabla 6. Países vendedores de Naftoles y sus Sales.	28
Tabla 7. Ciudades importadoras de Naftoles y sus Sales.	29
Tabla 8. Propiedades Físicas de la naftalina negra, amarilla y naftalina mezcla.	65
Tabla 9. Resultados prueba de volatilidad de la naftalina negra, amarilla y mezcla.	66
Tabla 10. Composición de la naftalina negra, amarilla y mezcla.	68
Tabla 11. Resultados de la sublimación de naftalina negra respecto al tiempo.	70
Tabla 12. Resultados de la sublimación de la naftalina negra respecto a la temperatura.	71
Tabla 13. Composición de la masa sublimada de naftalina negra respecto a la temperatura.	73
Tabla 14. Resultados de la sublimación de naftalina amarilla respecto a la temperatura.	74
Tabla 15. Composición de la masa sublimada de naftalina amarilla respecto a la temperatura.	75
Tabla 16. Resultados de la sublimación de la naftalina negra respecto a la carga inicial.	76
Tabla 17. Composición de la masa sublimada respecto a la carga inicial de naftalina negra.	77

	pág.
Tabla 18. Resultados de la sublimación de la naftalina amarilla respecto a la carga inicial.	78
Tabla 19. Composición de la masa sublimada respecto a la carga inicial de naftalina amarilla.	79
Tabla 20. Resultados de la sublimación de la naftalina mezcla.	81
Tabla 21. Composición del sublimado de la naftalina mezcla.	81
Tabla 22. Composición de la naftalina sublimada y naftalina sublimada y lavada de la naftalina mezcla.	82
Tabla 23. Masa de naftalina cargada y β -naftalinsulfonato de sodio obtenido.	83
Tabla 24. Masa de β -naftalinsulfonato de sodio cargado y β -naftol obtenido.	84
Tabla 25. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal Schaeffer (β -naftol-6-sulfonato de sodio).	88
Tabla 26. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal Ácida R (β -naftol-3,6-sulfonato ácido de sodio).	88
Tabla 27. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal R (β -naftol-3,6-disulfonato de sodio).	89
Tabla 28. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal G (β -naftol-3,6-disulfonato de potasio).	89
Tabla 29. Composición de los fondos de la sublimación.	90
Tabla 30. Composición y cantidad de los residuos producidos en la obtención de β -naftalinsulfonato de sodio y β -naftol por kg. de naftalina cargada.	90
Tabla 31. Composición y cantidad de los residuos producidos en la obtención de las Sales Schaeffer, Ácida R, G y R por kg. de β -naftol.	91
Tabla 32. Reactivos y productos en la reacción del ácido β -naftalinsulfónico.	92
Tabla 33. Reactivos y productos en la reacción del β -naftalinsulfonato de sodio.	93
Tabla 34. Reactivos y productos en la reacción del β -naftóxido de sodio.	93
Tabla 35. Reactivos y productos en la reacción del β -naftol.	93
Tabla 36. Reactivos y productos en la reacción del Ácido Schaeffer y Ácido R.	94
Tabla 37. Reactivos y productos en la reacción de la Sal Schaeffer y Sal Ácida R.	94
Tabla 38. Reactivos y productos en la reacción del Ácido G y Ácido R.	95

	pág.
Tabla 39. Reactivos y productos en la reacción de la Sal G y Sal R.	95
Tabla 40. Eficiencia por proceso y global del tratamiento de la naftalina.	97
Tabla 41. Calor suministrado para el proceso de sublimación.	99
Tabla 42. Calor suministrado para el proceso de obtención del β - naftalinsulfonato de sodio.	100
Tabla 43. Calor suministrado para el proceso del β -naftóxido de sodio.	100
Tabla 44. Calor suministrado para el proceso del β -naftol.	100
Tabla 45. Calor suministrado para el proceso de obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.	101
Tabla 46. Calor suministrado para el proceso de obtención de Sal G y Sal R.	101
Tabla 47. Costo de materias primas producidas por la Empresa (año 2003).	103
Tabla 48. Costo de energía eléctrica y vapor producidos por la Empresa (año 2003).	104
Tabla 49. Característica de los fluidos de calentamiento.	104
Tabla 50. Costo de mano de obra en el año y responsabilidades del trabajador.	105
Tabla 51. Tiempo total de operación del Caso General.	105
Tabla 52. Costo de materias primas del Caso General por kg. de producto.	106
Tabla 53. Costo de calentamiento del Caso General por kg. de producto.	106
Tabla 54. Costo de bombeo del Caso General por kg. de producto.	106
Tabla 55. Tiempo total de operación para la Alternativa 1.	107
Tabla 56. Costo de materias primas de la Alternativa 1 por kg. de producto	108
Tabla 57. Costo de calentamiento de la Alternativa 1 por kg. de producto	108
Tabla 58. Costo de bombeo de la Alternativa 1 por kg. de producto.	108
Tabla 59. Costo de operación del Alternativa 1 por kg. de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.	109
Tabla 60. Tiempo total de operación para la Alternativa 2.	110
Tabla 61. Costo de materias primas de la Alternativa 2 por kg. de producto.	110
Tabla 62. Costo de calentamiento de la Alternativa 2 por kg. de producto.	110
Tabla 63. Costo de bombeo de la Alternativa 2 por kg. de producto.	111
Tabla 64. Costo de operación de la Alternativa 2 por kg. de sal G y Sal R.	111

	pág.
Tabla 65. Costo de materias primas de la Alternativa 3 para la producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R por kg. de producto.	112
Tabla 66. Costo de materias primas de la Alternativa 3 para la producción de Sal G y Sal R por kg. de producto.	113
Tabla 67. Costo de calentamiento de la Alternativa 3 por kg. de producto.	113
Tabla 68. Costo de bombeo de la Alternativa 3 por kg. de producto.	113
Tabla 69. Costo de operación de la Alternativa 3 por kg. de Sal Schaeffer, Sal Ácida R, Sal G y Sal R.	114
Tabla 70. Cantidad y Costos de producción evaluados para un año.	115
Tabla 71. Equipos utilizados en cada Alternativa de producción de Sales.	117
Tabla 72. Costo total de inversión.	119
Tabla 73. Análisis de sensibilidad de las Alternativas de producción.	124

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Diagrama General Acerías Paz del Río.	3
Figura 2. Diagrama de Flujo Proceso Coquería.	13
Figura 3. Condensación Final.	16
Figura 4. Planta Desnaftalizadora.	17
Figura 5. Producción, ventas y acumulación de naftalina periodo 1992-2003.	20
Figura 6. Importaciones anuales de Naftoles y sus Sales periodo 1997-2002.	28
Figura 7. Países vendedores de Naftoles y sus Sales	29
Figura 8. Ciudades importadoras de Naftoles y sus Sales.	29
Figura 9. Equipo para sublimación.	37
Figura 10. Sublimador.	38
Figura 11. Serpentín.	39
Figura 12. Sistema de calentamiento para las reacciones Químicas.	43
Figura 13. Volatilidad de la naftalina.	66
Figura 14. Porcentaje de peso perdido de naftalina negra, amarilla y mezcla Vs. tiempo.	67
Figura 15. Eficiencia de la sublimación de la naftalina negra Vs. tiempo.	70
Figura 16. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado de la Naftalina negra Vs. temperatura.	72
Figura 17. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina negra Vs. temperatura.	73
Figura 18. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado de la naftalina amarilla Vs. temperatura.	74
Figura 19. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina amarilla Vs. temperatura.	75
Figura 20. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado Vs. naftalina negra cargada.	77

	pág.
Figura 21. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina negra Vs. masa inicial de carga.	78
Figura 22. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado Vs. naftalina amarilla cargada.	79
Figura 23. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina amarilla Vs. masa inicial de carga.	80
Figura 24. Esquema General de la Planta para la Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.	107
Figura 25. Esquema General de la Planta para la Producción de Sal G y Sal R.	109
Figura 26. Esquema General de la Planta para la Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R, Sal G y Sal R.	112
Figura 27. Flujo de caja anual neto de la Alternativa 1.	125
Figura 28. Flujo de caja anual acumulado de la Alternativa 1.	125

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Normas ASTM para la determinaciones de Propiedades Físicas	139
Anexo B. Caracterización Física de las Naftalinas Negra, Amarilla y Mezcla	153
Anexo C. Caracterización Fisicoquímica de las Naftalinas Negra, Amarilla y Mezcla	156
Anexo D. Pruebas de Sublimación de la Naftalina Negra y Naftalina Amarilla	157
Anexo E. Pruebas de Sublimación y Solubilización de la Naftalina Mezcla	162
Anexo F. Caracterización Fisicoquímica del ACPM Freso y Destilado y Agua Potable	164
Anexo G. Resultados de los Análisis de las Sales	166
Anexo H. Balance de Masa Requerimientos de Energía y Vapor para el Caso General, y las Alternativas 1, 2 y 3	172
Anexo I. Costo de Producción de Sales de β -Naftol para las Tres Alternativas	179
Anexo J. Nóminas de Montaje y Producción de la Planta	193
Anexo K. Proyección de Ingresos y Gastos	202
Anexo L. Cotizaciones de los Equipos Utilizados	205

GLOSARIO

COQUIZACIÓN: Se denomina coquización al conjunto de reacciones y operaciones que se producen debido al tratamiento térmico al que se somete el carbón. Puede efectuarse a bajas temperatura (800°C) o bien a altas temperaturas (1300°C); este último empleado en Acerías Paz del Río.

COPULACIÓN: Proceso mediante el cual la sal de diazonio se une a otro compuesto aromático para formar el colorante azoico.

DIAZOACIÓN: Operación por la cual se sustituye el grupo $-NH_2$ de una amina aromática por el complejo N_2Cl o N_2SO_3H formando una sal de diazonio.

VALOR C.I.F.: (C.I.F.: cost, insurance, freight, es decir costo, seguro y flete). Es el peso total de la mercancía incluyendo en su valor los costos por seguro y fletes, es decir, el precio comercial en el extranjero más el valor que paga el importador por los seguros y el transporte de la misma hasta el puerto Colombiano.

VALOR F.O.B.: (F.O.B.: free on board, es decir, libre o puesto a bordo). Es el precio de venta de los bienes embarcados a otros países, puesto en cubierta del barco transportador anclado en el puerto colombiano sin incluir valor de seguro y fletes.

RESUMEN

TITULO:

DISEÑO DE PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE SALES DE β -NAFTOL A PARTIR DE LA NAFTALINA PRODUCIDA EN ACERÍAS PAZ DEL RÍO.*

AUTORES:

Diana Patricia Pico Díaz

Diego Fernando Revelo Vargas**

PALABRAS CLAVES:

Producción, Acumulación, Naftalina, Derivados, Importación, Caracterización, Purificación, Transformación Química, Sales de β -Naftol,

DESCRIPCIÓN:

La Empresa ACERÍAS PAZ DEL RÍO S.A. ha venido afrontando a partir del año 1996 la acumulación de "residuos" denominados "naftalina negra" y "naftalina amarilla", recuperados del gas de coque producido al coquizar carbón, debido a su baja comercialización, ya que Empresas Nacionales que las procesaban generaban problemas ambientales llevando al cierre del proceso.

El uso industrial de la naftalina se basa en la obtención de derivados, por ello se presenta una propuesta que contempla la elaboración de Sales de β -Naftol fundamentada en la importación de estos derivados al país, los cuales son importantes en la elaboración de colorantes azoicos e implementados en la industria textil.

Para su procesamiento la naftalina negra y amarilla es caracterizada, sometidas de forma separada a purificación por sublimación con el fin de estudiar variables físicas y de operación para ser implementadas en un tercer tipo denominado naftalina mezcla (70% de negra y 30% de amarilla). El sublimado de esta naftalina es sometido a un proceso de solubilización que consiste en lavar con H_2SO_4 para retirarle impurezas a la masa sublimada y posteriormente entrar a la etapa de transformación química basada en la sulfonación de la naftalina, fusión alcalina para obtener β -Naftol y sulfonación de éste a fin de conseguir las sales de β -Naftol retiradas por salado de los ácidos naftolsulfónicos formados. Con los resultados obtenidos se realiza un diseño básico de la planta piloto correspondiente a la cantidad y características de naftalina obtenida en la Empresa y un análisis económico del proceso.

* Proyecto de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físico-químicas, Escuela de Ingeniería Química, Director: Álvaro Ramírez García.

ABSTRACT

TITLE:

PROCESS DESIGN FOR THE OBTENTION OF THE β -NAPHTHOL SALTS STARING FROM NAPHTHALINE PRODUCED IN ACERIAS PAZ DEL RIO.*

AUTHORS:

Diana Patricia Pico Díaz

Diego Fernando Revelo Vargas**

KEY WORDS:

Produccion, acumulation, naphthaline, derivates, import, characterization, purification, chemical transformation, β -naphthol salts.

DESCRIPTION:

The Company ACERIAS PAZ DEL RIO S.A. has come confronting since 1996 the accumulation of residuals named "black naphthaline" and "yellow naphthaline" recovered from coke gas produced by coking of coal, due to its low commercialization, since National Companies that processed them generated environmental problems taking to the closing the process.

The industrial use of naphthaline is based in the obtaining of having derived, for this reason a proposal is presented that it contemplates the elaboration the β -naphthol salts based in the import from these derivates to the country, wich are important in the elaboration of azo dyes and implemented in the textile industry.

For their prosecution, black naphthaline an yellow naphthaline are characterized, subject in separated way to purification for sublimation with the purpose of studying physical and operation variables to be implemented in a third type named naphthaline mixes (70% black and 30% yellow). The sublimated of this naphthaline is subjected to a solubilization process that consist on washing with H_2SO_4 to move away it sludges to the sublimated mass and later go to the chemical transformation stage based on the sulphonation of the naphthaline, alkaline coalition to obtain β -naphthol and its sulphonation in order to get the β -naphthol salts wich have been retired salting the naphtholsulphonic acids formed. With the obtained results, a basic design of the pilot plant is done corresponding to the quantity and characteristics of naphthaline obtained in the company and an economic analysis of the process.

* Final Project.

** Physical-chemical Engineering Faculty, Chermical Engineering School, Director: Álvaro Ramírez García.

INTRODUCCIÓN

En ACERÍAS PAZ DEL RÍO S.A., en la Planta de Coque en el proceso de depuración del gas de coque producido durante la coquización del carbón bituminoso se obtiene naftalina, producto que ha venido presentando dificultades por su acumulación debido a su baja comercialización, ya que empresas nacionales que la utilizaban como materia prima cerraron su proceso por problemas ambientales.

Debido a que el uso industrial de la naftalina se basa en la obtención de sus derivados, se propone su tratamiento a fin de generar un derivado de mejor comercialización, fundamentando su importancia en las importaciones de Naftoles y sus Sales, siendo estos compuestos importantes en la fabricación de colorantes azoicos por Industrias Nacionales utilizados en la Industria Textil. Para esto, se debe someter la naftalina a procesos de purificación y transformación química.

De acuerdo a los resultados experimentales obtenidos se realiza un estudio económico de alternativas de producción de sales de β -naftol con el fin de proponer el diseño básico de una planta piloto para la purificación de la naftalina y producción de sales correspondiente a la que cubra la demanda nacional, cumpla con las especificaciones de las sales importadas y presente mayor rentabilidad.

1. GENERALIDADES

1.1. GENERALIDADES DE LA EMPRESA

Acerías Paz del Río es una sociedad anónima, creada en el año de 1954, propiedad privada de más de 400,000 accionistas. La planta industrial está ubicada en Belencito, Boyacá, se distingue por ser una siderurgia integrada que produce acero explotando y transformando materias primas constituidas por mineral de hierro, carbón y calizas.

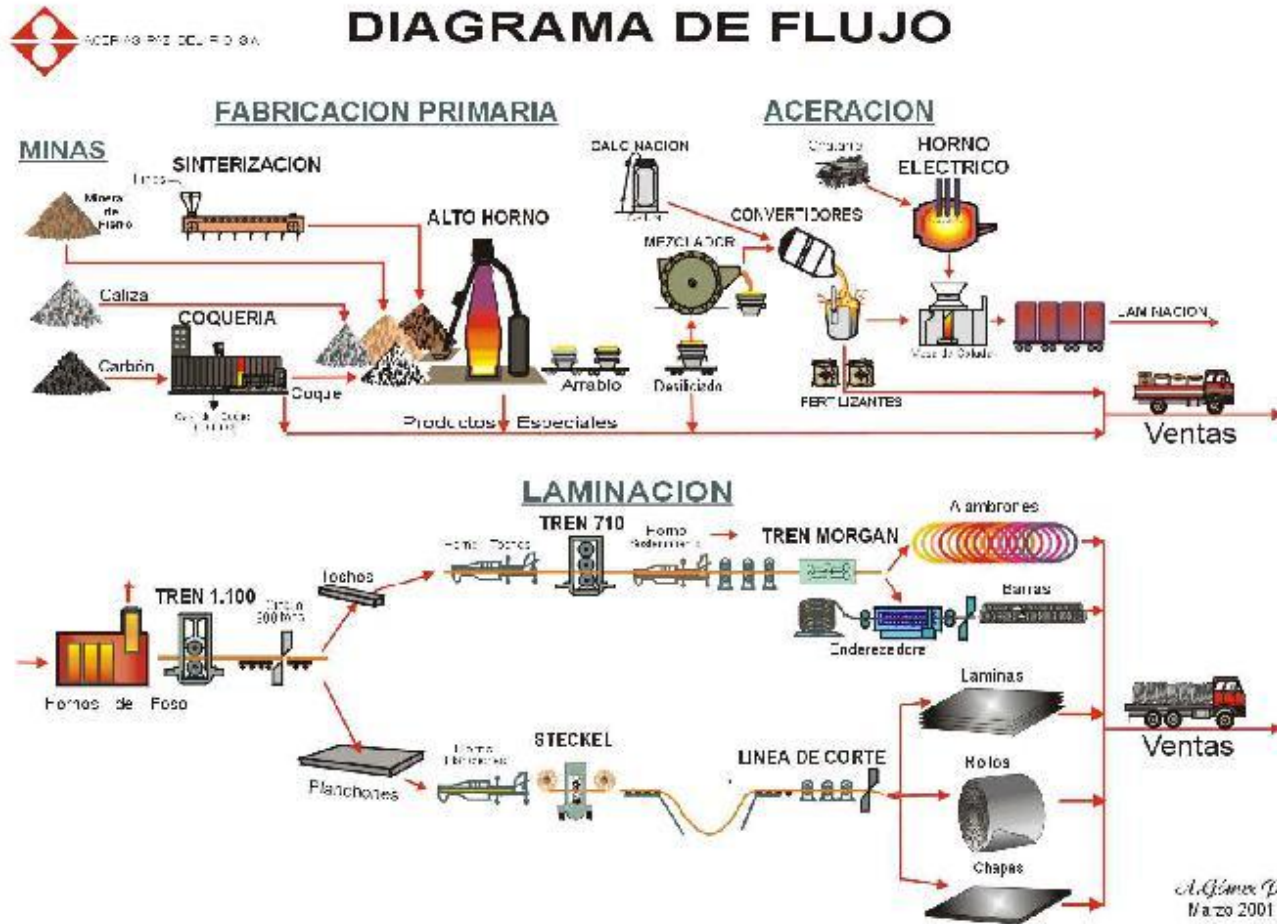
Hoy en día la empresa se encuentra en un proceso de reestructuración para enfrentar los retos impuestos por la aceleración abrupta del proceso de apertura económica que ha golpeado con severidad al sector siderúrgico del país, para convertirse en una organización más rentable y eficiente en la producción y comercialización de productos y servicios.

1.2. GENERALIDADES DEL PROCESO

1.2.1. Siderurgia. La fabricación del acero consta de cuatro etapas definidas: Extracción de los minerales y preparación de los mismos, Fabricación Primaria, Aceración y Laminación (ver Figura 1).

- **Minas.** El proceso de producción comienza en las minas donde se extrae el mineral de hierro de la región de Paz del Río y la caliza de las minas localizadas en los alrededores de Belencito. El carbón consumido actualmente es comprado a particulares y de producción propia de las minas de Paz del Río y Samacá. Lavado en aproximadamente un 40% se clasifica en térmico para uso en la planta de fuerza y alto, medio y bajo volátil para la producción de coque.
- **Fabricación Primaria.** El producto final de esta sección es el arrabio obtenido en el Alto Horno el cual además de caliza y mineral de hierro para su elaboración

Figura 1. Diagrama General



utiliza sinter preparado en la Planta de Sinterización a partir de finos de caliza, mineral de hierro, y coque metalúrgico elaborado en la planta de Coque.

- **Aceración.** En esta sección se recibe el arrabio del Alto Horno para la producción de acero en los convertidores. Se cuenta con plantas auxiliares como Calcinación, Fertilizantes, Fundición, Recuperación Metálica y Revestimientos.
- **Laminación.** Es la etapa final del proceso donde se utiliza como materia prima los lingotes provenientes de aceración sometidos a pasos sucesivos en laminadores que determinan la forma final del producto; varillas, láminas y alambrón.
- **Plantas de Servicios.** Se cuenta con estas plantas para dar apoyo al proceso productivo de toda la acería, estas son:
 - *Planta de Fuerza:* es una central térmica para la generación de vapor y energía eléctrica la cual suministra parte de la energía consumida en la planta. El faltante de energía es suministrado por proveedores externos.
 - *Planta de Oxígeno y Nitrógeno:* Planta de Fraccionamiento de aire donde se produce oxígeno utilizado en la Acería (Convertidores LWS y desiliciado), Alto Horno, Laminación (limpieza de planchones), soldadura y corte de chatarra y nitrógeno utilizado en la Acería (para agitación metalúrgica en los convertidores).
 - *Ferrocarriles:* la empresa posee equipo con capacidad para movilizar 4,000 t/día, para lo cual existen 90 km. de vía férrea propia. Posee 7 estaciones y Talleres para la línea eléctrica (catenaria), revisión y mantenimiento de vías.
 - *Automotores:* vehículos de carretera y equipos de servicio pesado, para transporte y preparación de materias primas, así como evacuación, manejo de desechos y escombros industriales.

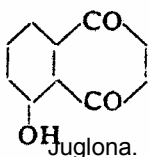
- *Talleres de mantenimiento*: dependencias que realizan los diferentes mantenimientos centralizados en la Empresa: Mantenimiento General Mecánico, Mantenimiento General Eléctrico y Mantenimiento Preventivo (incluye Lubricación y fabricación de repuestos).

1.3. NAFTALINA

La naftalina forma masas blancas cristalinas o laminillas romboidales delgadas. El olor de la combinación no completamente pura es característico, penetrante y persistente, el de la sustancia depurada cuidadosamente es mucho menos intenso y menos desagradable. Punto de fusión 80.1°C; punto de ebullición a 760 mm. Hg 217.96°C; punto de ebullición a 400 mm. Hg es 191°C, D_4^{22} 1.168; D_{25}^{25} 1.0070. La naftalina sublima fácilmente y es volátil con vapor de agua y alcohol. Se sublima a temperatura ambiente. Arde al aire con llama muy luminosa y gran desprendimiento de hollín. La naftalina es insoluble en agua fría, pero es absorbida en indicios por el agua caliente de modo que el líquido al enfriarse toma un aspecto lechoso.¹

1.3.1. Obtención Natural. La naftalina se encuentra en diversos aceites etéreos (aceite de tallos de clavo, aceite de corteza de estoraque). Se forma cuando sustancias como alcohol, éter, ácido acético y alcanfor se encuentran expuestas a elevada temperatura. Como productos finales de descomposiciones pirógenas se observa siempre además de naftalina, benceno, antraceno, fenantreno, criseno, así como metano, acetileno y etileno que son combinaciones estables a altas temperaturas. De ordinario el alquitrán de hulla contiene 5 a lo más 10% de naftalina y en menor cantidad en el alquitrán de lignito y el de madera, puede obtenerse por recalentamiento de residuos de petróleo, por recalentamiento del aceite de trementina.

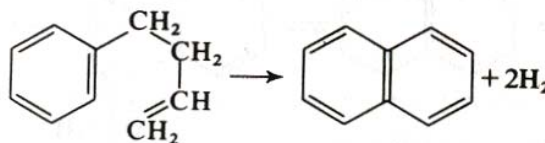
¹ ULLMANN, Fritz. Enciclopedia de Química Industrial. Madrid: Eduardo Gili, 1953. Vol. 5. p.636



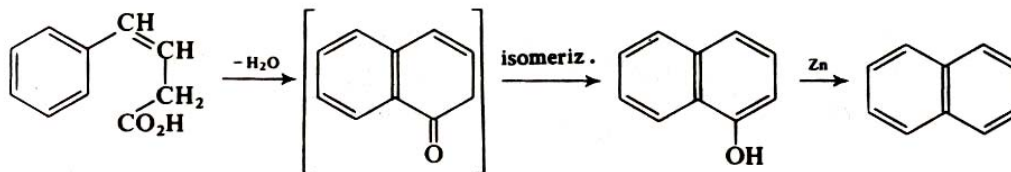
Los derivados de la naftalina que se encuentran en la naturaleza en estado natural son pocos y carecen de importancia comercial. Citaremos la juglona, la β -hidrojuglona, que acompaña a la anterior; además el ácido lapáchico (lapachol), que se obtiene de la madera de lapacho o taigú de América del Sur como de África occidental, y finalmente la santonina, derivado hidratado de la naftalina que constituye la parte simiente de santónico².

1.3.2. Obtención Sintética³. Por esta vía muchas síntesis han demostrado la obtención del naftaleno, pero ninguna se ha desarrollado a escala industrial. A continuación mostramos las más importantes:

- a. Cuando se hace pasar 4-fenilbuteno-1 sobre óxido cálcico calentado al rojo, se forma naftaleno.



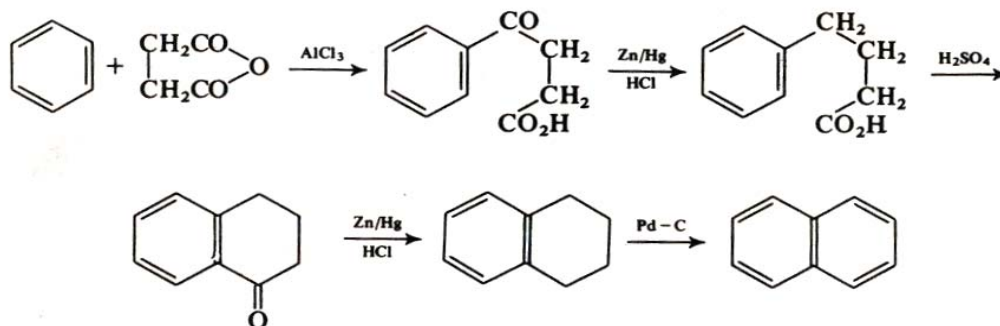
- b. Cuando el ácido 4-fenilbuten-3-oico se calienta, se forma 1-naftol, que por destilación con polvo de cinc, produce naftaleno:



² Ibid., p.642

³ STREITWIESER junior, Andrew y HEATHCOCK, Clayton H. Química Orgánica. Naucalpan de Juárez: Interamericana, 1979. p, 145-146

c. **Síntesis de Haworth.** El benceno se trata con anhídrido succínico en presencia de cloruro de aluminio y el cetoácido originado se reduce por el método de Clemmensen. El ciclo se cierra calentando con ácido sulfúrico concentrado, y la α -tetralona producida se reduce a tetrahidronaftaleno por el método de Clemmensen; el último compuesto se deshidrogena a naftaleno destilándolo con selenio o con carbón paladiado.

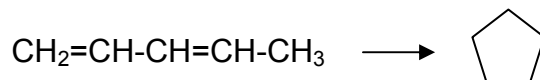


1.3.3. Obtención Industrial. Durante el proceso de coquización se forman sustancias primarias a partir de las cuales hay una combinación de estos compuestos para formar otros productos.

En el intervalo de temperatura de 700 a 800°C se forma el antraceno, fenantreno e hidrocarburos aromáticos y nafténicos.

Las reacciones más importantes son:

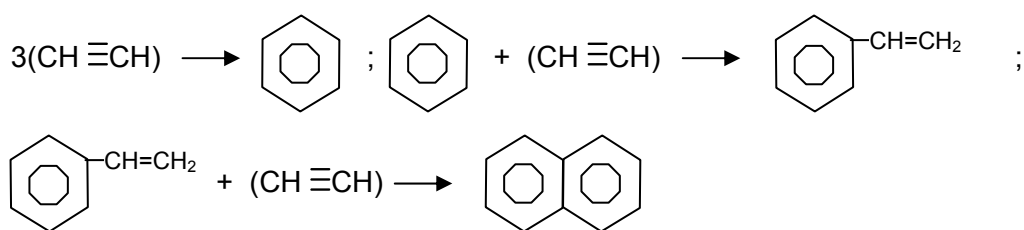
- **Las olefinas** a temperaturas mayores de 700°C, se transforman en parafinas para luego polimerizar y formar compuestos cíclicos.⁴



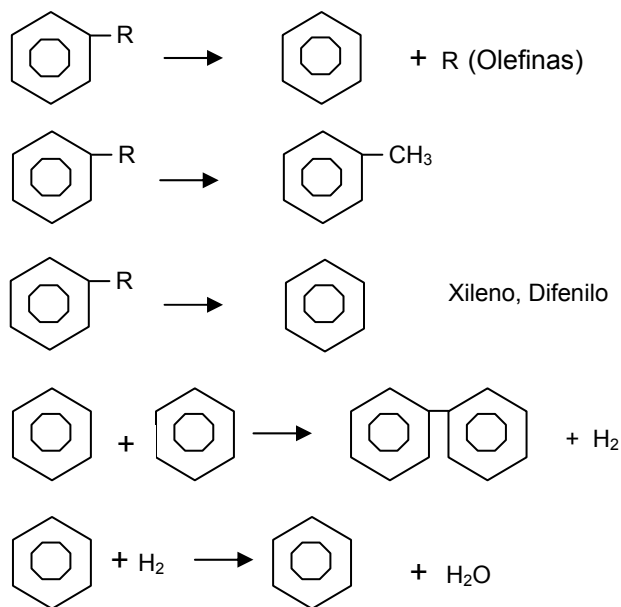
⁴ BARRERA PIRABÁN, Soledad Esther y MONTAÑA CUERVO, Jorge Hernán. Estudio y mejoramiento para el proceso de remoción de naftalina del gas de coque en Acerías Paz del Río Bogotá: Universidad Nacional de Colombia 1989. p.29

- **Los compuestos cíclicos** pueden formar anillos aromáticos gracias a la presencia de metales o minerales en el carbón o en las paredes de los hornos.

La naftalina se forma cuando sustancias orgánicas (alcohol, éter, ácido acético, alcanfor, etc.) se encuentran expuestas a elevada temperatura. Es sumamente importante su formación por polimerización del acetileno a alta temperatura. En esta reacción se forma primero benzol que después condensa con acetileno en estirolo y naftalina.⁵



Otras reacciones que tienen lugar son:



⁵ ULLMAN, Op. cit., Vol. 5.p. 638

1.3.4. Naftalina como Materia Prima. El uso industrial de naftalina se ha basado en el desarrollo de sus derivados.

Antiguamente se empleaba este compuesto en la fabricación de hidronaftalenos usados como combustibles reduciendo el naftaleno en fase gaseosa por vía catalítica obteniendo por métodos de hidrogenación parcial y total compuestos denominados decalina y tetralina, actualmente son usadas como solventes. A causa del excelente poder de solvencia del naftaleno, los hidronaftalenos han sido usados para remover alquitrán en las plantas de producción de coque.

El naftaleno fue por mucho tiempo el punto de partida para la fabricación de anhídrido ftálico pero su uso en el campo de los insecticidas ha sido restringido, sin embargo éste compuesto presenta gran importancia para la fabricación de plastificantes (ftalatos). Esta aplicación se ha visto afectada ya que actualmente para el procesamiento del anhídrido ftálico se cuenta en gran escala con la oxidación de o-xileno.

Derivados del naftaleno se han usado como aditivos. Estos fueron implementados en la industria de la conservación de madera (inmunizantes) siendo restringidos debido a problemas ambientales y en la industria cementera como aglutinantes (Superplastificantes) para la formación de Hormigones de Alto Desempeño (HAD).

La naftalina se ha usado como punto de partida de materias primas intermedias como en el caso de naftol, compuestos sulfonados, nitrados, ácidos carboxílicos y como materia prima directa para sales de β -naftol usadas como compuestos copulantes en la fabricación de colorantes azoicos, para lo cual requiere de un proceso de purificación cuidadoso.

La más importante aplicación de todas es su empleo para derivados los cuales han adquirido gran importancia en la industrial de colorantes de alquitrán como compuestos azoicos.

2. NAFTALINA EN ACERÍAS PAZ DEL RÍO, PROPUESTA Y SUSTENCIÓN DEL PROYECTO

En el presente capítulo se describe los procesos para la obtención de naftalina a partir de la coquización del carbón y propuesta para el uso de este compuesto como alternativa a la problemática actual.

2.1. COQUERÍA

La Coquería o Planta de Coque es una instalación donde se produce el coque destinado a Alto Horno, Fundición y Sinterización, y gas de coque utilizado como combustible en las diferentes plantas después de ser depurado. Consta de tres secciones que son: Manejo de Carbón, Batería de Coque y Subproductos.

2.1.1. Manejo de Carbón. Esta sección es la encargada de recibir, clasificar, dosificar y suministrar el carbón a los silos de la Batería de Coque con una granulometría y humedad establecidas.

Los carbones que se consumen proceden en un 80% de la región de Paz del Río y el 20% de la región de Samacá y Cundinamarca. La Empresa actualmente explota de sus minas parte del carbón Alto Volátil (Chapa, Esperanza, Sativanorte y Sochaviejo) y Medio Volátil (Laureles y Samacá) y completa sus necesidades con compras.

Los carbones que ingresan a la planta por vía férrea o en camiones son enviados a patios donde de acuerdo a su clasificación son almacenados en las pilas en formación para ser homogenizados. De cada uno de ellos se tienen pilas en consumo donde el carbón es recuperado por la Mototrailla. El carbón es transportado por bandas para ser cribado, triturado y enviado a los silos mezcla, y según proporciones previamente establecidas, son dosificados. La mezcla de carbones ya preparada que cumple con especificaciones de humedad (5.5-6.5%) y

granulometría (20-25% mayor de 3.15 mm.) es enviada a los silos de la Batería donde es almacenada y cargado a los hornos.

La calidad de los carbones para la Batería es controlada en los Laboratorios de Control de Calidad de la Empresa en Paz del Río y en Belencito.

2.1.2. Batería de Coque. La Batería de Coque No. 2 entró en funcionamiento el 25 de Octubre de 1975. Consta de 57 hornos Koppers Becker tipo cañón, con una capacidad por horno de 16 toneladas de carbón (11.28 toneladas de coque bruto). Cada uno de ellos tiene una longitud de 12.56 m., altura de 4.33 m. y ancho, LM (lado máquina) = 0.365 m., LC (Lado coque) = 0.463 m. Su capacidad nominal es de 84 deshornos por día con un consumo de 1,344 t/día de carbón para una producción de 948 t/día de coque bruto. Normalmente opera a 66 deshornos/día con un tiempo de coquización de 20.7 horas. La temperatura de coquización se encuentra alrededor de 1,225°C. El calentamiento es aportado por la combustión del gas de coque que posee un poder calorífico de 5,200-5,400 kcal./m.³.

Las principales operaciones que se realizan en la Batería son:

- **Cargue de hornos**, con la mezcla de carbón previamente preparada.
- **Deshorne**, se realiza una vez cumplido el tiempo de coquización.
- **Apagado del Coque**, incandescente en la Torre de Apagado.
- **Estabilización del coque**, donde se realiza las operaciones de trituración y tamizado, separándose el coque metalúrgico entre 1 y 3 pulgadas enviado al Alto Horno, mayor a 3 pulgadas para Fundición, y finos menor de 1 pulgada para Sinterización.⁶

⁶ GÓMEZ PERALTA, Alonso. Proceso Siderúrgico. Acerías Paz del Río S.A. Planta de Belencito. 2002. p 4-5.

La calidad del coque metalúrgico con destino al Alto Horno es:

Tabla 1. Especificaciones del coque.

Humedad	<2.5%
Materia Volátil	<1,0%
Cenizas	11% máx.
Azufre	0.8% máx.
Estabilidad	57 – 62
Micum 10	<10
Micum 40	>78
>3"	20% máx.
<1"	< 1% máx.

Fuente: Manual General de Calidad

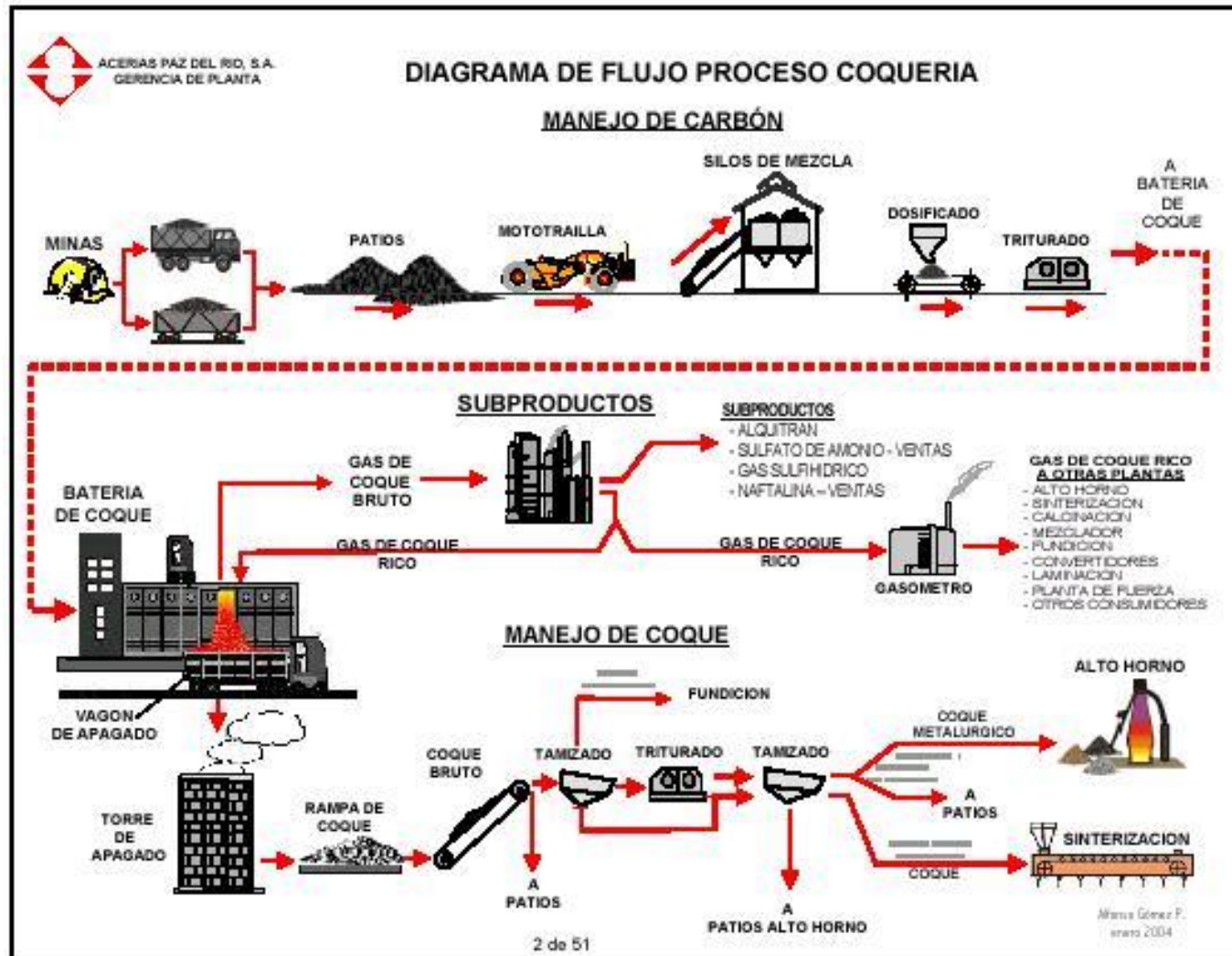
2.1.3. Subproductos. Esta sección es la encargada de la limpieza y suministro del gas de coque, para ser utilizado como combustible en toda la siderúrgica. En el proceso se retira del gas bruto alquitrán, amoniaco, azufre y naftalina en las siguientes etapas (ver Figura 2.):

- **Condensación Primaria y Decantación.** El gas bruto producido en la Batería es enfriado por rociado con agua amoniacal en el colector y succionado por el turboextractor haciéndolo pasar por downcomer donde se retira la mayor parte de alquitrán y agua amoniacal para ser llevados a los tanques mixtos en los cuales por decantación son separados, el alquitrán es enviado a los tanques de almacenamiento y el agua amoniacal recirculada al colector de gas. El gas pasa al condensador primario donde es enfriado por lavado en contracorriente con agua amoniacal separando el remanente de alquitrán. El agua amoniacal es enfriada y recirculada al condensador primario.

El gas de coque que sale del condensador primario es conducido a un precipitador electrostático en el cual por medio de corriente eléctrica se le retira las trazas de alquitrán presentes.

- **Planta de Sulfato de Amonio.** La función de esta planta es retirar el amoniaco del gas por medio de una solución de ácido sulfúrico al 3.5-4% produciendo sulfato de amonio, el cual es vendido por la empresa como abono.

Figura 2. Diagrama de Flujo de Coquería.



- **Condensación Final y Lavadores de ACPM.** El gas que proviene de la Planta de Sulfato de Amonio es lavado en la torre de condensación final en contracorriente con agua industrial arrastrando parte de la naftalina que es recuperada en los fosos por decantación.

El gas sigue hacia las torres lavadoras donde es rociado con ACPM en contracorriente absorbiendo la naftalina que aún contiene.

- **Planta de Gas Sulfhídrico.** La finalidad de esta planta es retirar el azufre del gas como gas sulfhídrico, mediante el contacto en un absorbedor con una solución de carbonato de sodio con una concentración del 3.5-3.8% la cual es llevada a un activador donde ocurre una desorción que permite que el gas sulfhídrico se desprenda.

Adicional a las plantas que involucran el circuito de gas existe la Planta de Ácido Sulfúrico donde se produce el ácido utilizado en la Planta de Sulfato de Amonio, haciendo uso del gas sulfhídrico y azufre, la Planta Desnaftalizadora cuyo propósito es destilar el ACPM proveniente de las Torres de Absorción (Lavadoras de ACPM) para su depuración y recirculación a las mismas, y por último la Planta de Alquitrán donde se almacena y despacha alquitrán para ser usado como combustible en Laminación, además de la destilación del alquitrán bruto produciendo breas para la venta, aceite naftalinoso, pesado y antracénico para la limpieza de equipos y también alquitrán deshidratado para la Acería.

El gas de coque depurado suministrado a las diferentes plantas contiene un máximo de 0.15 g/m^3 de naftalina contabilizada dentro de los iluminantes y cumple las siguientes especificaciones:

Tabla 2. Especificaciones del gas de coque depurado.

Compuesto	Concentración (%)
CO ₂	1.8
O ₂	0.4
CO	4.5
H ₂	53.9
N ₂	3.8
H ₂ S	0.3
Iluminantes	4.7
CH ₄	30.6

Fuente: Manual General de Calidad

2.2. PRODUCCIÓN DE NAFTALINA EN ACERÍAS PAZ DEL RÍO

La obtención de naftalina a partir de la absorción y lavado del gas de coque producido al destilar carbón para la fabricación de coque junto a la destilación del alquitrán de hulla, es la primera fuente de este compuesto que se cuenta en consideración para fines industriales.

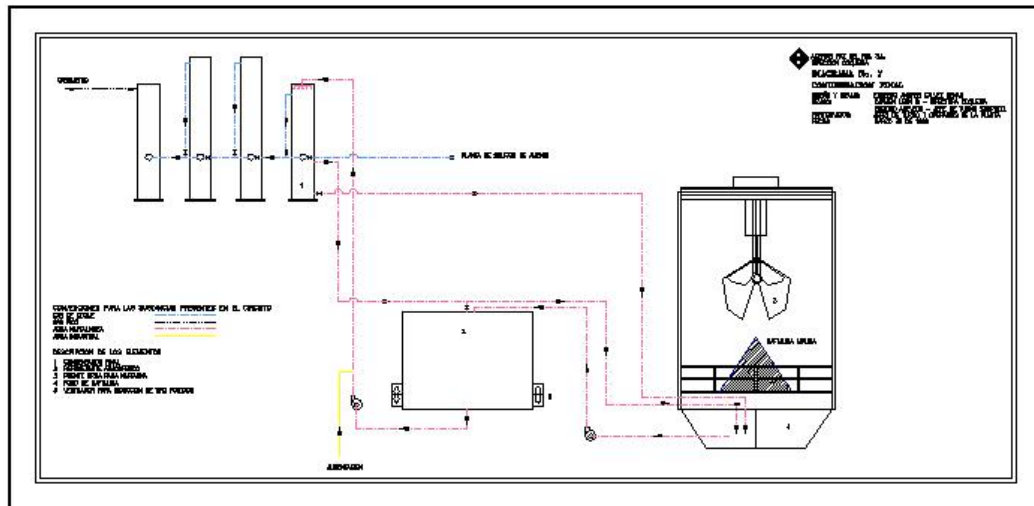
La cantidad de naftalina presente en el gas de coque aumenta con la temperatura, con el tamaño de la cámara de destilación y con la cantidad de carbón. La naftalina se recupera por medio de arrastre con agua en la torre de condensación final y en las torres de absorción con ACPM. A continuación se hace una descripción del proceso.

2.2.1. Condensación Final. Es la parte del proceso de purificación donde se lava con agua industrial en contracorriente el gas para retirar la naftalina contenida en él. Consta de las siguientes etapas (ver Figura 3):

- **Condensador Final.** El gas proveniente del saturador (en promedio 14,000 m³/h) entra en la torre a una temperatura de 45-48°C y una presión entre 480-510 mm. H₂O para ser lavado en contracorriente con agua industrial proveniente del refrigerante atmosférico disminuyendo su temperatura y por lo tanto extrayendo la naftalina que ha sido arrastrada. En la torre se produce una caída de presión de 20-30 mm. H₂O. El gas sale hacia las torres lavadoras con ACPM a 23-28°C y una presión de 460-480 mm. H₂O.

El agua naftalinosa de color café-amarillento que sale de la torre por la parte inferior y rebose es conducida a los fosos de naftalina.

Figura 3. Condensación Final.



Fuente: Coquería - Acerías Paz del Río

- **Fosos de Decantación.** Son dos, uno en operación y el otro en reserva. A ellos llega el agua naftalinosa con el fin de enfriarse y permitir la separación de la naftalina y del agua que pasa a través de unos filtros de coque puestos en el fondo y es bombeada al refrigerante atmosférico.

La naftalina depositada allí de color café-amarillento es sacada con cucharas mecánicas del puente grúa y llevada a los patios de almacenamiento donde toma su color negro por oxidación, por ello se le da el nombre de “naftalina negra” y está destinada a ventas.

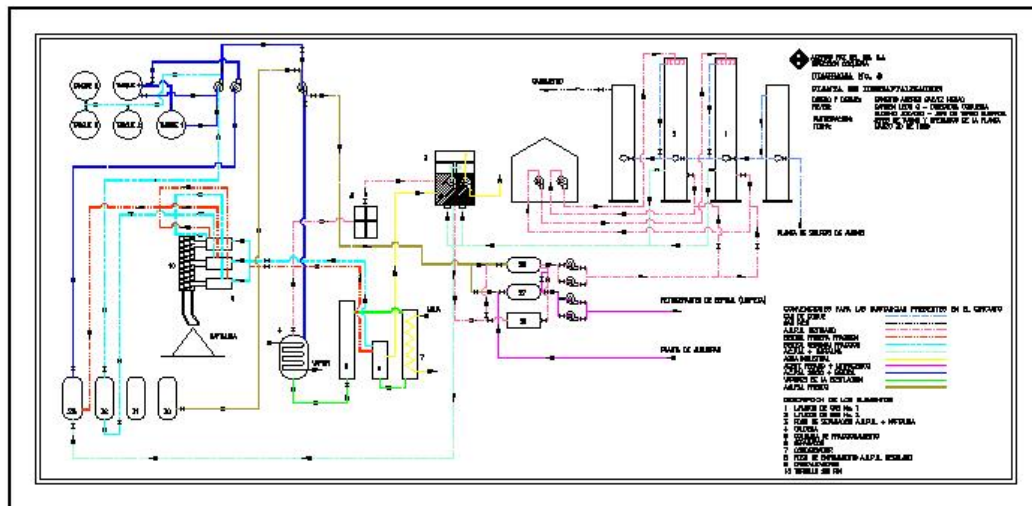
- **Refrigerante Atmosférico.** El agua industrial es bombeada de los fosos de decantación a la parte superior del refrigerante atmosférico, la cual cae en forma de lluvia a través del enrejado de madera aumentando el contacto con el aire frío generado por cuatro ventiladores puestos en la parte inferior de forma perpendicular a la caída del agua.

El agua que allí se le disminuye la temperatura, es bombeada nuevamente al condensador final, actuando en circuito cerrado.

2.2.2. Torres Lavadoras. Son dos torres que funcionan en serie, la primera posee platos y la otra empaque de viruta de acero. La primera torre trabaja a una temperatura de gas de 25-30°C y una caída de presión de 20-25 mm. H₂O, la segunda torre maneja temperaturas de gas de 25-27°C y una caída de presión de 10-15 mm. H₂O. En ellas se absorbe naftalina por medio un lavado en contracorriente con 6,000 l. diarios de ACPM destilado que proviene de la planta desnaftalizadora. Cada diez días son adicionados al ACPM del proceso 1,100 galones de ACPM fresco para reponer las pérdidas que se presentan en la destilación. El ACPM naftalinoso es enviado a la planta desnaftalizadora para su depuración y posterior reintegro a las torres.

2.2.3. Planta Desnaftalizadora. La finalidad de esta planta es retirar la naftalina contenida en el ACPM proveniente de las torres de absorción con ACPM usadas en el proceso de depuración del gas (ver Figura 4.). Consta de las siguientes etapas:

Figura 4. Planta Desnaftalizadora.



Fuente: Coquería - Acerías Paz del Río

- **Fosos de Purgas y Almacenamiento de ACPM Naftalinoso.** El ACPM naftalinoso es enviado al foso de purgas con el fin de separar por decantación el ACPM del agua, para luego ser enviado al tanque 33A acumulándose el ACPM naftalinoso sin agua del día donde se purga, posteriormente se bombea al tanque 1 de almacenamiento de mayor capacidad. De allí se bombea a la unidad de destilación el ACPM naftalinoso para su limpieza.

- **Unidad de Destilación.** La planta está constituida por una caldera, columna de destilación, condensador, separador y cristalizadores de naftalina.
 - *Caldera:* Tiene una longitud de 4.7 m. y un diámetro de 1.8 m. El 8,800 l. de ACPM naftalinoso bombeado a ésta. La caldera funciona con vapor a 180°C y 12 kgf/cm² para el calentamiento por medio de un serpentín interno y también por inyección a la solución.

 - *Columna de Destilación:* Tiene una altura total de 8.1 m. y un diámetro de 0.68 m. Consta de 12 puertas utilizadas para mantenimiento y control de los 12 platos. La columna es de acero al carbono y está revestida con aislante térmico. A través de ella pasan los vapores que se generan en la caldera durante la destilación.

 - *Condensador:* El condensador usado en el proceso tiene un diámetro de 0.59 m. y una altura de 1.18 m. Es de tipo de un paso por la carcasa y un paso por los tubos y se conecta con un separador donde por diferencia de densidad e inmisibilidad separa el agua de la fracción de aceites o naftalina. Está construido en acero al carbono. El agua, primer compuesto que se destila de la mezcla sale entre 40-115°C durante dos horas, el cual al condensarse se dirige al foso de purgas. La fracción de aceites, segunda parte de la destilación a 115-135°C, dura aproximadamente dos horas, pasa del separador al cristizador y de ahí con válvulas abiertas se conduce al tanque 32 de almacenamiento, hasta que una muestra tomada del contenido del separador se solidifique a temperatura ambiente, entonces se inicia la destilación de naftalina a 135°C y termina a los 160°C en un tiempo

aproximado de seis horas. La naftalina pasa como un aceite del separador a los cristalizadores, que son tres uno en reserva, otro en uso y el tercero en cristalización, donde se solidifica y después de aproximadamente 20 horas la naftalina es vertida en un tornillo sin fin por medio de malacates y almacenada en los patios con destino ventas. Esta naftalina se denomina “naftalina amarilla” debido a su coloración.

- **Foso de Enfriamiento y Almacenamiento de ACPM Destilado.** El ACPM que queda en la caldera es bombeado a los fosos de enfriamiento a 100-110°C para tal fin, y para su posterior almacenamiento en los tanques 26 y 28 de los cuales es bombeado nuevamente a las torres lavadoras.
- **Almacenamiento de ACPM Fresco.** Su almacenamiento se realiza en el tanque 30, de allí es bombeado a las torres de lavado.

2.3. PRODUCCIÓN, ACUMULACIÓN Y DEMANDA DE NAFTALINA

La producción de naftalina en la Empresa es un proceso permanente debido a la necesidad de suministrar gas de coque limpio (gas rico), ya que si el gas es suministrado sin haber retirado este compuesto es causa de taponamiento en equipos y tuberías en las diferentes plantas a las que se suministra este combustible. La producción diaria promedio de naftalina es de 1 kg./ton. de carbón consumido que corresponde a 740 kg. de naftalina negra y 317 kg. de naftalina amarilla.

La naftalina acumulada en los patios tiene como destino las ventas, sin embargo este fin se ha visto afectado a partir del año 1995 siendo almacenado al aire libre en un costado de la planta de coque en la parte de subproductos generando problemas como son la generación de olor penetrante característico de naftaleno impuro, arrastre por lluvias, ocupación de espacio en la planta y peligro de ignición.

A continuación se presenta la producción de naftalina en los últimos años evidenciando la baja en las ventas y la acumulación a partir del año 1992.

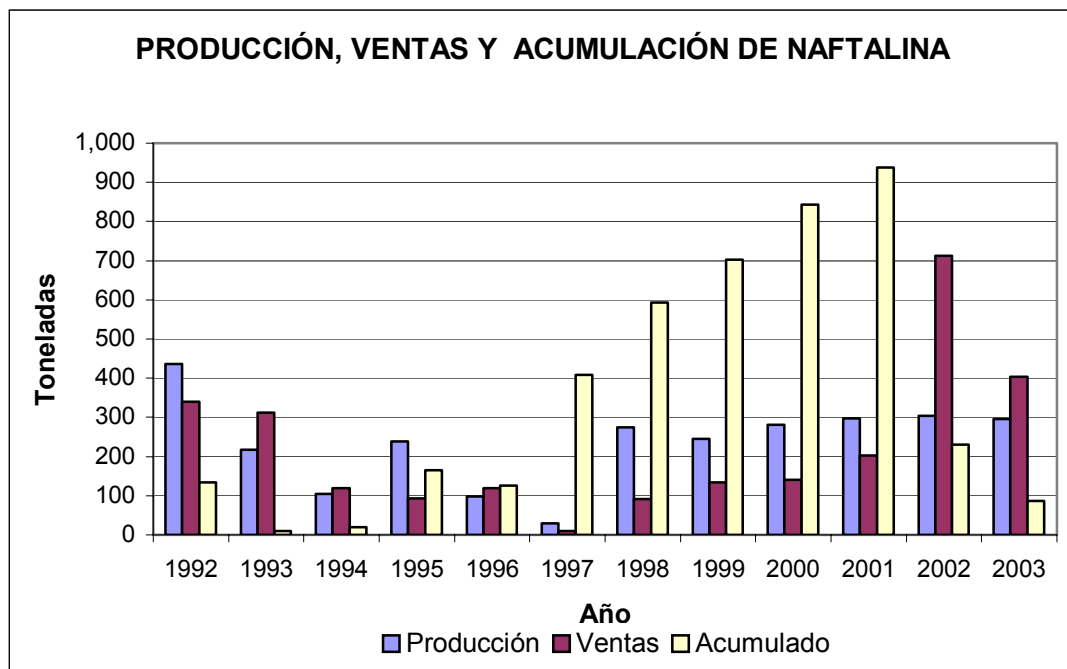
Tabla 3. Cuantificación anual de la naftalina período 1992-2003.

Año	Producción (kg.)	Ventas (kg.)	Stock fin de año (kg.)
1991	---	---	16,790
1992	435,860	340,250	✓ ✓ 134,770
1993	217,040	312,500	✓ 10,339
1994	104,448	118,730	✓ ✓ 19,057
1995	238,401	92,520	164,938
1996	98,834	119,660	✓ 126,112
1997	293,243	10,340	409,015
1998	274,451	90,730	592,736
1999	244,899	134,610	703,025
2000	280,710	140,860	842,875
2001	297,297	202,182	937,990
2002	304,052	711,820	✓ 230,222
2003	295,431	403,850	✓ 86,803

Fuente: Archivo Coquería – Acerías Paz del Río

- ✓ Ajuste al stock por menor producción
- ✓ ✓ Ajuste al stock por mayor producción

Figura 5. Producción, ventas y acumulación de naftalina.



Fuente: Archivo Coquería – Acerías Paz del Río

Las ventas de naftalina a través del tiempo no han presentado periodicidad para hacer una proyección. A partir de 2002 se demuestra un aumento en su

comercialización, ya que empresas nacionales están comprando el producto ya sea para la fabricación de compuestos intermedios o para la fabricación de derivados.

2.4. PROPUESTA Y SUSTENTACIÓN DEL PROYECTO

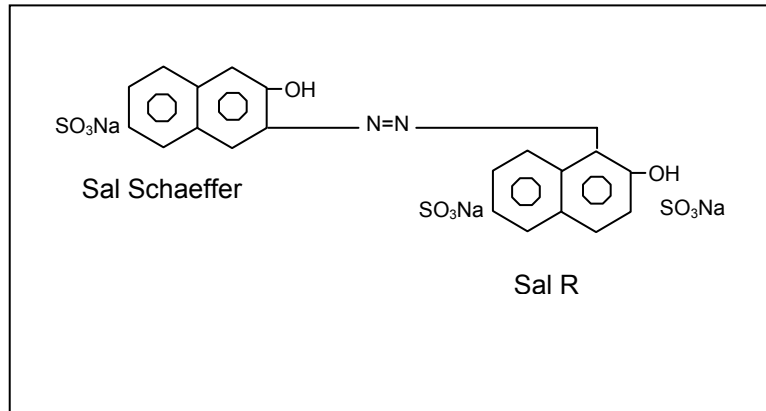
Debido a la baja comercialización de la naftalina, a su acumulación en los patios y el problema ambiental que este genera, la empresa crea la posibilidad del estudio para la utilización de este subproducto, para lo cual se presenta la alternativa de ser usado como materia prima para la elaboración de compuestos utilizados en la fabricación de colorantes azoicos siendo esta su principal aplicación.

2.4.1. Naftalina y Colorantes Azoicos. El descubrimiento en la última centuria de que colorantes valiosos pueden ser elaborados por medio de reacciones de diazoación y copulación, fue el responsable de investigaciones de un gran número de compuestos de naftaleno que de otra manera habrían permanecido desconocidos aún en este momento.

Miles de toneladas de amino, hidroxí y ácidos sulfónicos son ahora elaborados cada año, y la gran preponderancia de éstos para la manufactura de reactivos intermedios para colorantes. Los ácidos naftalinsulfónicos son convertidos en naftoles y los ácidos naftolsulfónicos, valiosos como compuestos copulantes, en colorantes azoicos⁷.

Los compuestos azoicos son característicos por el grupo $-N_2-$ y tiene la estructura $RN:NR'$, donde R y R' son compuestos alquílicos y arílicos. Solo los diaril-azocompuestos han sido estudiados extensivamente, y muchos son valiosos colorantes. Todos se obtienen por síntesis química, no existiendo ninguno de ellos en la naturaleza.

⁷ DONALDSON, Norman. The Chemistry and technology of Naphthalene compounds. London: Edward Arnold (Publishers) LTD. 1958. p. 49



Estos colorantes son completamente insolubles en agua y son acoplados directamente a la fibra durante el proceso de teñido, el productor de los mismos solamente suministra los intermedios necesarios. El proceso consiste en impregnar el algodón con una solución alcalina del acoplador para posteriormente pasarlo a través de una solución fría del componente Azo con el fin de que la formación del colorante tome lugar **In Situ**. Debido a que esta reacción debe de llevarse a cabo a baja temperatura, se hace necesario la presencia de hielo; por esta razón estos colorantes muy a menudo se les llama colorantes al hielo (Ice Dyes). Este tipo de colorantes producen tonos muy brillantes a un costo relativamente bajo y tienen buenas propiedades de resistencia sobre todo al lavado.⁸

Debido a la importancia que cumple el naftaleno en la elaboración de estos colorantes se realizó una investigación de las importaciones de estos derivados los cuales son implementados en la Industria Nacional para el teñido de fibras textiles.

2.4.2. Naftoles y sus Sales. Los compuestos de naftaleno de gran importancia en el teñido de fibras textiles son importados bajo con la denominación de NAFTOLES Y SUS SALES comprendidos en la partida arancelaria No 2907-150000.

Las importaciones de Sales de β -naftol se incrementaron en el periodo en el que las ventas de naftalina se vieron interrumpidas debido la baja comercialización presentada por las Empresas Nacionales que venían comprando este compuesto

⁸ www.natukolor.com/azoico.html

para su procesamiento y posible suministro a otras Empresas en el País, sin embargo a partir de 2002 se ha reactivado la venta de naftalina con destino a Empresas Nacionales disminuyendo la cantidad importada de Sales de naftol sin afectar el crecimiento en valor total de las importaciones.

La empresa con mayor representación en el total de las importaciones es Colorquímica S.A. ubicada en la ciudad de Medellín, empresa líder en la fabricación y comercialización de colorantes, dispersiones pigmentarias, tintas a base agua y solvente, resinas acrílicas y poliestéricas emulsionadas, la cual importa sales de β -naftol de China y Panamá.⁹

La información presentada a continuación fue extraída de la Base de Datos (BASEX) del Ministerio de Comercio Exterior y demuestran el crecimiento de las importaciones de estos compuestos a partir de 1997 (ver tablas 4 y 5).

⁹ www.colorquimica.com.co

Tabla 4. Valor y cantidad importada de Naftol y sus Sales por Empresa / Año

Año Empresa	1997				1998			
	kg.	%	Valor F.O.B.	%	kg.	%	Valor F.O.B.	%
COLORQUIMICA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
LABORATORIOS BIOGEN DE COLOMBIA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
FABRICATO S A	4,792.00	97.84	41,919.50	95.19	750.00	9.28	5,962.50	91.07
REDQUIMICA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
ROCHEM BIOCARE COLOMBIA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
MERCK COLOMBIA S.A.	72.00	1.47	1,376.23	3.13	8.00	1.03	112.03	1.71
PROGALVANO S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
QUIMICOS Y REACTIVOS LTDA."QUIMIREL"	12.00	0.24	341.06	0.77		0.00		0.00
DEQUIM S.A		0.00		0.00		0.00		0.00
PINAR LTDA.	13.00	0.27	252.59	0.57	1.00	0.13	19.43	0.30
CARTON DE COLOMBIA S A		0.00		0.00		0.00		0.00
COSMETIC FRANCE LTDA		0.00		0.00		0.00		0.00
PROFRANCE E.U.		0.00		0.00		0.00		0.00
LABORATORIOS RECAMIER LIMITADA		0.00		0.00		0.00		0.00
G.& G. SUCESORES LDA.	1.00	0.02	20.16	0.05	1.00	0.13	13.00	0.20
LABORATORIOS WACOL LTDA.	8.00	0.16	127.76	0.29	7.00	0.90	254.00	3.88
QUIMICOS INTEGRADOS LTDA.		0.00		0.00	12.00	1.54	186.09	2.84
MILTON FRANCO SAENZ		0.00		0.00		0.00		0.00
LABORATORIOS DIAQUIMICOS LTDA		0.00		0.00		0.00		0.00
ELEMENTOS QUIMICOS LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
PRODUQUIMICA LTDA		0.00		0.00		0.00		0.00
DUPONT DE COLOMBIA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
MASER LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
UNIVERSIDAD DE LOS ANDES		0.00		0.00		0.00		0.00
EQUIMED LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
Total	4,898.00	100.00	44,037.30	100.00	779.00	100.00	6,547.05	100.00

Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

♣ Valor F.O.B. en dólares

Tabla 4. (Continuación)

Año Empresa	1999				2000			
	kg.	%	Valor F.O.B.	%	kg.	%	Valor F.O.B.	%
COLORQUIMICA S.A.	45,000.00	96.61	129,905.00	92.95	95,500.00	97.22	238,204.50	91.39
LABORATORIOS BIOGEN DE COLOMBIA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
FABRICATO S A	875.00	1.86	6,956.25	4.98	2,050.00	2.09	16,897.50	6.48
REDQUIMICA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
ROCHEM BIOCARE COLOMBIA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
MERCK COLOMBIA S.A.	57.00	0.12	890.31	0.64	30.00	0.03	285.16	0.11
PROGALVANO S.A.		0.00		0.00	480.00	0.49	1,632.00	0.63
QUIMICOS Y REACTIVOS LTDA."QUIMIREL"	28.00	0.06	947.40	0.68	18.00	0.02	483.13	0.19
DEQUIM S.A		0.00		0.00		0.00		0.00
PINAR LTDA.	5.00	0.01	97.15	0.07	24.00	0.02	536.16	0.21
CARTON DE COLOMBIA S A	15.00	0.03	363.00	0.26	10.00	0.01	242.00	0.09
COSMETIC FRANCE LTDA	5.00	0.01	104.90	0.08	60.00	0.06	983.80	0.38
PROFRANCE E.U.		0.00		0.00		0.00		0.00
LABORATORIOS RECAMIER LIMITADA		0.00		0.00	42.00	0.04	1,007.72	0.39
G. & G. SUCESORES LDA.	1.00	0.00	82.10	0.06	5.00	0.01	209.69	0.08
LABORATORIOS WACOL LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
QUIMICOS INTEGRADOS LTDA.	12.00	0.03	261.24	0.19		0.00		0.00
MILTON FRANCO SAENZ		0.00		0.00		0.00		0.00
LABORATORIOS DIAQUIMICOS LTDA		0.00		0.00		0.00		0.00
ELEMENTOS QUIMICOS LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
PRODUQUIMICA LTDA		0.00		0.00	9.00	0.01	124.08	0.05
DUPONT DE COLOMBIA S.A.	100.00	0.21	112.20	0.08		0.00		0.00
MASER LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
UNIVERSIDAD DE LOS ANDES	500.00	1.06	33.40	0.02		0.00		0.00
EQUIMED LTDA.		0.00		0.00	1.00	0.00	27.81	0.01
Total	47,098.00	100.00	139,752.95	100.00	98,229.00	100.00	260,633.55	100.00

Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

♣ Valor F.O.B. en dólares

Tabla 4. (Continuación)

Año Empresa	2001				2002			
	kg.	%	Valor F.O.B.	%	kg.	%	Valor F.O.B.	%
COLORQUIMICA S.A.	124,500.00	96.02	341,880.00	89.64	110,425.00	98.16	320,079.00	65.76
LABORATORIOS BIOGEN DE COLOMBIA S.A.		0.00		0.00	30.00	0.03	141.500.00	29.07
FABRICATO S A	2,275.00	1.75	19,286.25	5.06	500.00	0.44	4,275.00	0.88
REDQUIMICA S.A.	0	0.00	0.00	0.00	2.00	0.00	8,960.00	1.84
ROCHEM BIOCARE COLOMBIA S.A.	2,000.00	1.54	12,600.00	3.30	1,000.00	0.89	6,300.00	1.29
MERCK COLOMBIA S.A.	50.00	0.04	813.91	0.21	48.00	0.04	454.15	0.09
PROGALVANO S.A.	600.00	0.46	1,888.24	0.50	120.00	0.11	347.09	0.07
QUIMICOS Y REACTIVOS LTDA."QUIMIREL"	40.00	0.03	999.09	0.26	9.00	0.01	319.59	0.07
DEQUIM S.A		0.00		0.00	300.00	0.27	2,955.00	0.61
PINAR LTDA.	57.00	0.04	1,384.56	0.36	5.00	0.00	116.55	0.02
CARTON DE COLOMBIA S A	39.00	0.03	881.47	0.23	10.00	0.01	332.00	0.07
COSMETIC FRANCE LTDA	25.00	0.02	387.00	0.10		0.00		0.00
PROFRANCE E.U.	75.00	0.06	1,161.00	0.30		0.00		0.00
LABORATORIOS RECAMIER LIMITADA		0.00		0.00		0.00		0.00
G.& G. SUCESORES LDA.	1.00	0.00	67.00	0.02	7.00	0.01	360.20	0.07
LABORATORIOS WACOL LTDA.		0.00		0.00	2.00	0.00	69.38	0.01
QUIMICOS INTEGRADOS LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
MILTON FRANCO SAENZ		0.00		0.00	25.00	0.02	387.00	0.08
LABORATORIOS DIAQUIMICOS LTDA		0.00		0.00	10.00	0.01	179.90	0.04
ELEMENTOS QUIMICOS LTDA.		0.00		0.00	1.00	0.00	132.47	0.03
PRODUQUIMICA LTDA		0.00		0.00		0.00		0.00
DUPONT DE COLOMBIA S.A.		0.00		0.00		0.00		0.00
MASER LTDA.	1.00	0.00	45.90	0.01		0.00		0.00
UNIVERSIDAD DE LOS ANDES		0.00		0.00		0.00		0.00
EQUIMED LTDA.		0.00		0.00		0.00		0.00
Total	129,663.00	100.00	381,394.42	100.00	112,494.00	100.00	486,767.33	100.00

Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

♣ Valor F.O.B. en dólares

Tabla 4. (Continuación)

Año Empresa	Total de la Empresa		Del Total Importado	
	Kilogramos	Valor F.O.B	% Kilogramos	% Valor F.O.B.
COLORQUIMICA S.A.	375,925.00	1,030,068.50	95.62	75.56
LABORATORIOS BIOGEN DE COLOMBIA S.A.	30.00	141,500.00	0.01	10.38
FABRICATO S A	11,242.00	95,297.00	2.86	6.99
REDQUIMICA S.A.	2.00	8,960.00	0.00	0.66
ROCHEM BIOCARE COLOMBIA S.A.	3,000.00	18,900.00	0.76	1.39
MERCK COLOMBIA S.A.	265.00	3,931.79	0.07	0.29
PROGALVANO S.A.	1,200.00	3,867.33	0.31	0.28
QUIMICOS Y REACTIVOS LTDA."QUIMIREL"	107.00	3,090.27	0.03	0.23
DEQUIM S.A	300.00	2,955.00	0.08	0.22
PINAR LTDA.	105.00	2,406.44	0.03	0.18
CARTON DE COLOMBIA S A	74.00	1,818.47	0.02	0.13
COSMETIC FRANCE LTDA	90.00	1,475.70	0.02	0.11
PROFRANCE E.U.	75.00	1,161.00	0.02	0.09
LABORATORIOS RECAMIER LIMITADA	42.00	1,007.72	0.01	0.07
G. & G. SUCESTORES LDA.	16.00	752.15	0.00	0.06
LABORATORIOS WACOL LTDA.	17.00	451.14	0.00	0.03
QUIMICOS INTEGRADOS LTDA.	24.00	447.33	0.01	0.03
MILTON FRANCO SAENZ	25.00	387.00	0.01	0.03
LABORATORIOS DIAQUIMICOS LTDA	10.00	179.90	0.00	0.01
ELEMENTOS QUIMICOS LTDA.	1.00	132.47	0.00	0.01
PRODUQUIMICA LTDA	9.00	124.08	0.00	0.01
DUPONT DE COLOMBIA S.A.	100.00	112.20	0.03	0.01
MASER LTDA.	1.00	45.90	0.00	0.00
UNIVERSIDAD DE LOS ANDES	500.00	33.40	0.13	0.00
EQUIMED LTDA.	1.00	44,065.11	0.00	3.23
Total	393,161.00	1,363,169.90	100.00	100.00

Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

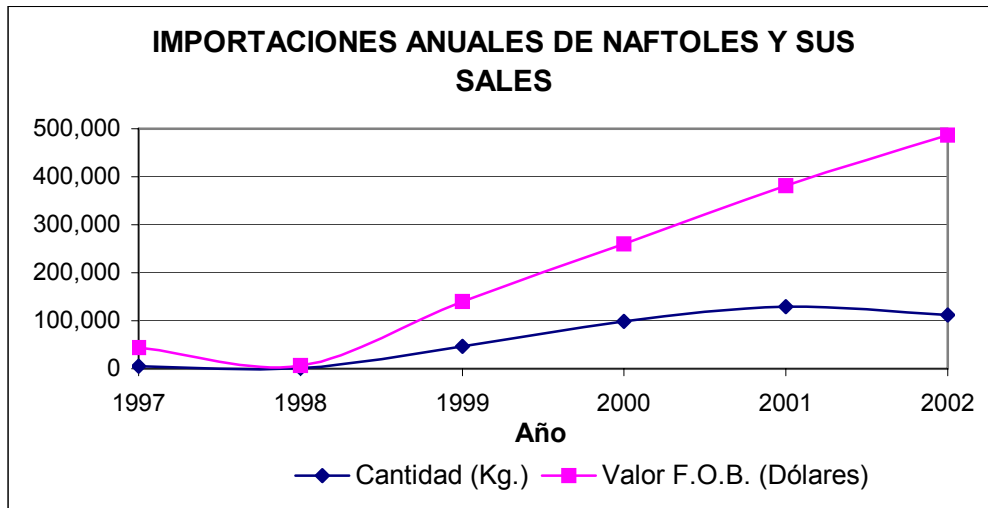
♣ Valor F.O.B. en dólares

Tabla 5. Importaciones anuales de Naftoles y sus Sales período 1997-2002.

Año	Cantidad (kg.)	Valor F.O.B (Dólares)
1997	4,898.00	44,037.30
1998	779.00	6,547.05
1999	47,098.00	139,752.95
2000	98,229.00	260,633.55
2001	129,663.00	381,394.39
2002	112,494.00	486,767.33

Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

Figura 6. Importaciones anuales de Naftoles y sus Sales período 1997-2002.



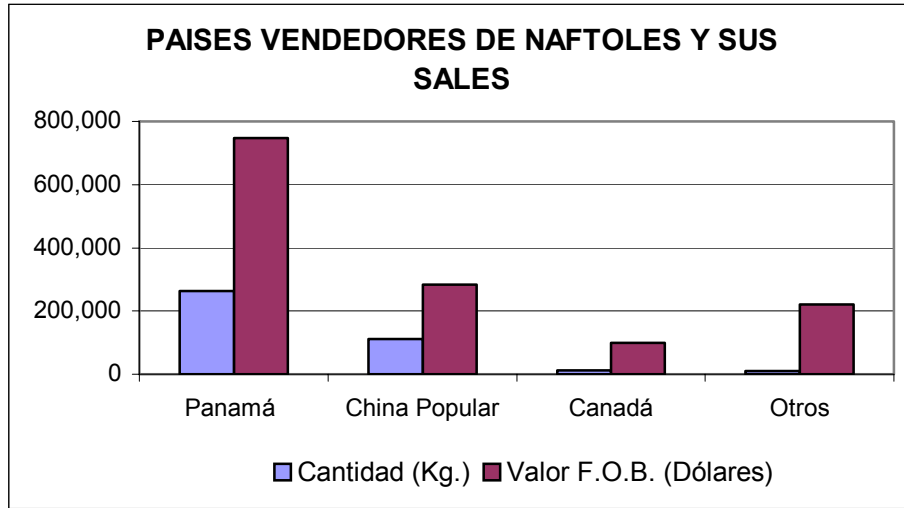
Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior.

Tabla 6. Países vendedores de Naftoles y sus Sales.

País	Cantidad (kg.)	Valor F.O.B (Dólares)
Panamá	263,935.00	746,909.00
China Popular	112,000.00	283,159.50
Canadá	11,542.00	98,252.00
Italia	4,168.00	32,038.12
Estados Unidos	4,061.00	28,947.85
República Federal Alemana	1,465.00	7,799.12
Suiza	30.00	141,500.00
España	24.00	447.33
Holanda	5.00	67.50
Islas Vírgenes	2.00	8,960.00

Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

Figura 7. Países vendedores de Naftoles y sus Sales.



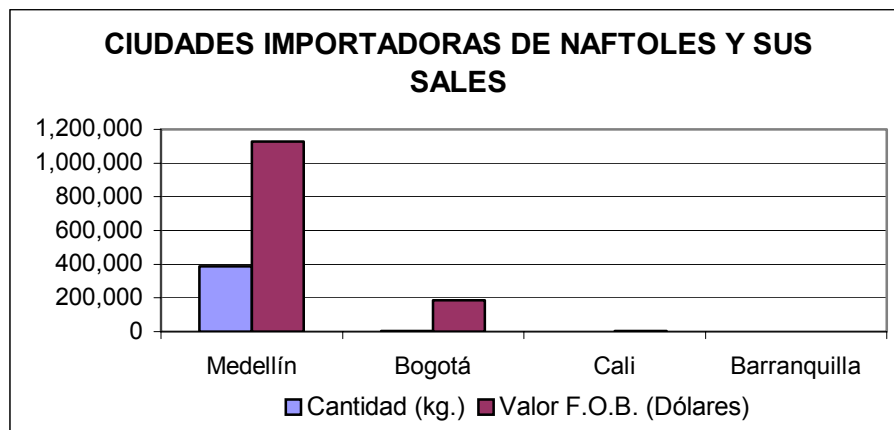
Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

Tabla 7. Ciudades importadoras de Naftoles y sus Sales.

Ciudad	Cantidad (Kg.)	Valor F.O.B (Dólares)
Medellín	387,477.00	1,128,500.40
Bogotá	5,440.00	187,136.44
Cali	144.00	3,384.00
Barranquilla	100.00	112.20

Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

Figura 8. Ciudades importadoras de Naftoles y sus Sales.



Fuente: BASEX - Ministerio de Comercio Exterior

Debido al crecimiento en la cantidad y valor importado de sales de β -naftol se decidió la elaboración de pruebas de obtención en laboratorio, diseño de una planta para el procesamiento de naftalina y obtención de Sal Schaeffer (sal del ácido 2-naftol-6-sulfónico), Sal R (sal del ácido 2-naftol-3,6-disulfónico) y Sal G (sal del ácido 2-naftol-6,8-disulfónico) las cuales corresponden a las de mayor importación en la industrial nacional debido a la importancia para la fabricación de colorantes azoicos.

3. DESCRIPCIÓN DEL DESARROLLO EXPERIMENTAL

En el presente capítulo se describen los equipos, materiales, reactivos, variables de operación y procedimientos implementados en cada una de las etapas establecidas para la caracterización, purificación y transformación química de la naftalina y caracterización química de las sales Schaeffer, R y G obtenidas.

3.1. CARACTERIZACIÓN

Esta etapa se realizó para la obtención de parámetros físicos comparables con los teóricos y análisis fisicoquímicos para la determinación cuantitativa de naftaleno presente en las muestras de naftalina producida en la Empresa.

Para la realización de esta etapa fueron tomadas muestras de naftalina negra y amarilla de acuerdo al método del cuarteo. De una producción aproximada de dos meses se tomó naftalina de diferentes puntos en disposición circular de los patios hasta completar una masa aproximada de 100 kg. la cual después de ser homogeneizada se sometió a cuarteos y homogenizaciones sucesivas hasta conseguir una muestra aproximada de 20 kg. Este procedimiento fue aplicado a los dos tipos de naftalina obteniendo una muestra representativa de cada una y una tercera denominada mezcla la cual contiene 70% de naftalina negra y 30% de naftalina amarilla, muestra la cual representa en proporción la producción de la empresa.

3.1.1. Pruebas Físicas. Fueron realizadas en los Laboratorios de la Empresa encaminadas al conocimiento de constantes físicas, contenido de agua y contenido de ceniza y se describen a continuación. Cada prueba se realizó por duplicado para cada tipo de naftalina.

- **Densidad (g./ml.).**

- *Material:*

- Tubo de ensayo graduado
- Mechero
- Balanza Analítica
- Pinzas

- *Procedimiento:* se funde una muestra de naftalina previamente pesada en el tubo de ensayo graduado hasta que la muestra funda completamente. Se deja cristalizar y se lee el volumen ocupado por la muestra sólida. Para la determinación de la constante se sigue la fórmula:

$$\rho = \frac{\text{Masa de naftalina}}{\text{Volumen marcado en el tubo}} \quad (1)$$

- **Punto de fusión (°C).**

- *Material:*

- Capilar
- Vaso de precipitado
- Termómetro
- Mechero
- Aceite Mineral
- Aro
- Malla
- Soporte

- *Procedimiento:* fue desarrollado según la norma ASTM E324-69.

- **Punto de ebullición (°C).**

- *Material:*

- Capilares
- Tubo de ensayo
- Termómetro
- Vaso de precipitado
- Mechero
- Aceite Mineral
- Soporte
- Aro
- Malla

- *Procedimiento:* En un tubo capilar es introducida una pequeña muestra de naftalina. Se sujeta el capilar al termómetro a la altura del bulbo con la abertura hacia abajo y se sumerge el capilar en aceite mineral contenido en un vaso de precipitados. Se inicia a calentar el aceite lentamente y con constante agitación hasta registrar la temperatura de ebullición de la muestra, temperatura a la cual se desprende un rosario de burbujas continuo por el fondo del capilar.

- **Volatilidad (g./[cm²*h]).**

- *Material*

- 3 Cajas Petri
- Balanza Analítica
- Reloj

- *Procedimiento:* fue desarrollado según la norma ASTM C681-71T.

- **Solubilidad (g./l).**

- *Material y Reactivos:*

- Tubo de ensayo
- Pipeta
- Mechero
- Balanza Analítica
- Embudo
- Papel Filtro
- Erlenmeyer
- Solventes (alcohol etílico, benceno y tolueno)
- Pinzas para tubo de ensayo

- *Procedimiento:* fue desarrollado según la Norma ASTM D1766-62

$$S = \frac{\text{Masa de naftaleno disuelto}}{\text{Volumen de solvente}} \quad (2)$$

- **Humedad (% másico).**

- *Material y Reactivos:*

- Balón de 500ml
- Placa de calentamiento
- Condensador recto
- Trampa
- Soporte
- Pinzas con nuez
- Benceno

- *Procedimiento:* fue desarrollado según la Norma ASTM D95-75.

$$\% \text{ Humedad} = \frac{\text{Masa de agua}}{\text{Muestra inicial de naftalina}} * 100 \quad (3)$$

- **Cenizas (% másico).**

- *Material y Equipos:*

- 6 Crisoles
- Pinzas
- Balanza Analítica
- Mufla

- *Procedimiento:* fue desarrollado según la Norma ASTM D482-74.

$$\% \text{ Cenizas} = \frac{\text{Peso Crisol al final de la calcinación} - \text{Peso Crisol vacío}}{\text{Muestra inicial de naftalina}} * 100 \quad (4)$$

3.1.2. Pruebas Fisicoquímicas. Fueron llevadas a cabo en el Laboratorio de Fitoquímica y Cromatografía en la Universidad Industrial de Santander para la determinación de los compuestos presentes en la naftalina producida en la Empresa y en las muestras obtenidas en cada etapa de los procesos de Caracterización y Purificación de la naftalina.

El análisis de las muestras se realizó por cromatografía de gases de alta resolución HRGC-MSD, en un equipo modelo HP 5890A Series II Hewlett-Packard, acoplado a un detector selectivo de masas HP 5972.

3.2. PURIFICACIÓN.

La naftalina producida en la empresa contiene impurezas debido al método de obtención y acumulación en los patios lo cual implica su purificación para la obtención de sales de naftol.

La naftalina amarilla por ser absorbida en ACPM y posteriormente destilada en la planta desnaftalizadora contiene agua y aceites livianos los cuales son las primeras fracciones destiladas y ACPM que logra volatilizarse en el proceso, posteriormente se almacena en los patios quedando expuesta a impurezas como el polvo, ultrafinos de carbón y coque y lluvia.

La naftalina negra por ser arrastrada con agua mediante rociado en contracorriente y posteriormente recuperada de los fosos de decantación contiene agua e impurezas como polvo, alquitrán y ultrafinos de carbón y coque. Ésta, es almacenada a la intemperie siendo expuesta a la lluvia, su color al momento de ser recuperada de los fosos mediante una cuchara mecánica es café oscuro pero se negrea pronto al contacto con el aire.

La purificación consta de dos etapas descritas a continuación:

3.2.1. Sublimación¹⁰. Ha sido uno de los métodos más importantes para purificar sólidos, especialmente cuando se trata de grandes cantidades de material.

Una ventaja de la sublimación como técnica de purificación es que el único "reactivo" necesario es la aplicación de calor. Después de la sublimación se suspende el calentamiento sin que tenga que eliminarse disolvente, ni reactivo alguno.

La principal desventaja de la técnica de sublimación estriba en que no es un proceso muy selectivo. A pesar de esta limitación puede sublimarse muy fácilmente

¹⁰ DURST, Op. cit. p.56-57

hasta la pureza muchos compuestos que sean casi puros. Se debe tener en cuenta que si un contaminante sublima fácilmente, la técnica de sublimación no será muy eficiente.

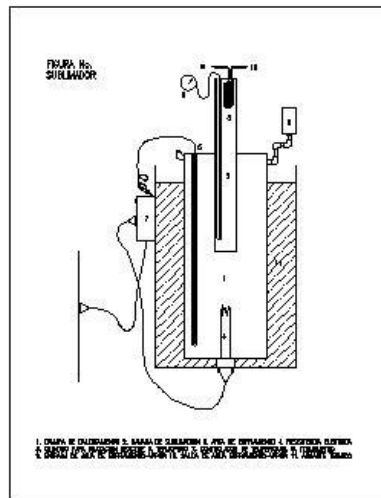
- **Equipo para la sublimación.** Para el desarrollo del proceso de sublimación se diseñó un equipo en las instalaciones de la Empresa Acerías Paz del Río el cual consta de las siguientes partes (ver Figura 9 y 10):

Figura 9. Equipo de sublimación.



Fuente: Investigación de los autores.,

Figura 10. Sublimador.



Fuente: Investigación de los autores.

- *Área de Enfriamiento:* consta de un serpentín elaborado en tubería de cobre de 1/8" de diámetro y 4 m. de longitud con el cual son conformados 14 espirales externas con un diámetro promedio de 7.5 cm. y 12 espirales internas de diámetro promedio 6.5 cm. por donde el agua de enfriamiento circula generando el área donde se forman los primeros cristales de naftaleno, siendo estos la semilla para la consecuente formación de cristales de la masa sublimada. Este serpentín está soportado por un tapón de caucho vulcanizado el cual cumple la función de sello de la cámara de sublimación y soporte del serpentín y termopozo (tubo en vidrio pirex), en el cual va introducido un termómetro que indica la temperatura de la naftalina (ver Figura 11).

Figura 11. Serpentín.



Fuente: Investigación de los autores.

- *Cámara de Sublimación:* está elaborada en tubería de acero inoxidable de 3½” de diámetro y longitud de 46 cm. Se encuentra sumergido 14 cm. en la chaqueta de calentamiento, área que le proporciona el calor necesario para el desarrollo del proceso. En el interior de este tubo se carga la naftalina que va a ser sometida al proceso de sublimación y los vapores que se desprenden de ésta forman cristales en el serpentín colocado en la parte superior.
- *Sistema de Calentamiento:* para suministrar el calor necesario al proceso de sublimación, se diseñó una chaqueta de calentamiento de 13 cm. de diámetro y 31 cm. de largo en la cual se sumerge el tubo de acero inoxidable. El fluido de calentamiento es aceite mineral, el cual es calentado por una resistencia

eléctrica de 787.5 Watts ubicada en el fondo, siendo accionada por un controlador bimetalico según la temperatura del aceite registrada por un termopozo posicionado en el interior de la chaqueta de calentamiento. Este sistema fue escogido por que no genera puntos de calor y presenta un calentamiento homogéneo a toda la masa de naftalina en la cámara de sublimación.

La chaqueta de calentamiento cuenta con un vaso de dilatación en la parte superior debido a la expansión que el aceite sufre al aumentar la temperatura. Ésta se encuentra revestida de un aislante térmico elaborado en aserrín aglomerado con polietileno formando un ánulo al rededor de 5 cm. de espesor.

- **VARIABLES DEL PROCESO.** Con el fin de establecer parámetros que afectan el proceso de sublimación se tomaron como variables para la marcha de las prácticas la temperatura de operación, tiempo de sublimación y la masa inicial de carga. Para cada tipo de naftalina (naftalina negra y amarilla) se determinaron las variables a continuación:
 - *Tiempo de Operación:* para la determinación del tiempo de operación el proceso de sublimación se inicia en 1 hora y se aumenta el tiempo en una hora hasta que no muestre variación en la cantidad de masa sublimada. Este procedimiento es llevado a cabo con una carga inicial de 300 g. y una temperatura de 80°C a la cual el naftaleno inicia la sublimación.
 - *Temperatura de Operación:* para estipular la temperatura de operación se somete a sublimación la naftalina variando la temperatura (80, 100, 120 y 140°C) hasta demostrar una mínima variación en la cantidad de masa sublimada. Para ello se carga con 300 g. de cada tipo de naftalina y se procede a sublimar en el tiempo estimado anteriormente. A la masa sublimada en cada prueba se le determina el contenido de naftaleno mediante análisis cromatográfico.
 - *Masa Inicial de Carga:* para la determinación de la carga apropiada son sometidas a sublimación diferentes cantidades de naftalina (50, 100, 200 y 300

g.) a una temperatura de 140°C en el intervalo de tiempo indicado anteriormente con el fin de determinar la variación en la cantidad y pureza de la masa sublimada.

El resultado de los análisis cromatográficos correspondiente a la masa sublimada y fondos de la experimentación con naftalina amarilla y negra, servirá para la determinación de la temperatura y carga óptima para la sublimación de la denominada naftalina mezcla.

- **Procedimiento General.** Se carga la cámara de sublimación con naftalina y se somete a calentamiento fundiendo la masa inicial y cristalizando la masa sublimada en el serpentín en la parte superior por el que se hace fluir agua de enfriamiento para la formación de los cristales.

La naftalina que durante el calentamiento se ha sublimado y cristalizado en el serpentín se trasvasa en un recipiente de vidrio (previamente pesado), desprendiendo los cristales del serpentín por medio de vapor a una temperatura de 92°C y una presión de 1.2 kg./cm², el cual circula por el interior del serpentín. Los cristales caen al fondo del recipiente o cristalizan en su pared. Se pesa nuevamente el recipiente de vidrio con los cristales en su interior determinando así la masa sublimada.

3.2.2. Solubilización. En el proceso de purificación de naftalina por sublimación son también separadas otras sustancias que logran sublimarse a la temperatura de trabajo, mas si se exige que sea suficientemente pura, es preciso someterla a un tratamiento químico el cual consiste en lavar la naftalina con ácido sulfúrico del 96% en volumen.

- **Material y Reactivos**
 - Vaso de precipitado
 - Agitador
 - Mechero
 - Termómetro

- Aro
 - Malla
 - Soporte
 - Papel filtro
 - Embudo
 - Ácido Sulfúrico
- **Procedimiento General.** Para esta operación se agrega sobre la naftalina previamente pesada el correspondiente a 5% de su peso de ácido sulfúrico del 96% en volumen y se calienta hasta 80°C agitando mecánicamente la masa fundida durante 20 minutos, finalizado este tiempo se agrega agua caliente la cual solubiliza la masa sulfonada la cual es retirada por el fondo del vaso. Se adiciona de agua hasta que el líquido retirado no presente acidez.

Se repite el anterior procedimiento aumentando el tiempo de agitación a 40 minutos. Después de cristalizada la naftalina se filtra y se deja secar eliminando la humedad contenida. A continuación la naftalina es transformada químicamente para la obtención de sales de β -naftol (Sal Schaeffer, Sal R y Sal G).

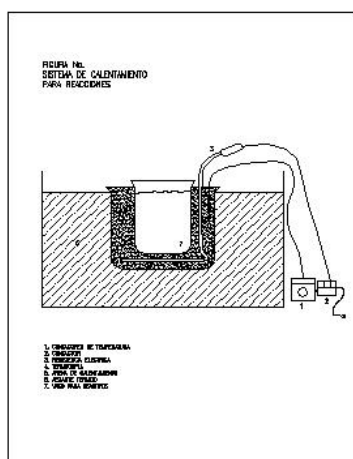
3.3. TRANSFORMACION QUIMICA.

Para la obtención de sales de β -naftol se requiere de la transformación química del naftaleno, esta es llevada a cabo en tres etapas descritas a continuación. Ver diagrama general de calentamiento Figura 12.

- **Material y equipos**
 - Reactor de vidrio de 2,000 ml. con tapa y tres bocas esmeriladas
 - Vaso de Precipitado de 2,000 ml. con llave de vidrio en el fondo
 - Controlador de Temperatura
 - Resistencia de 2,000 W
 - Reactor de acero inoxidable

- Erlenmeyer con desprendimiento lateral
 - Embudo Bushner
 - Agitador
 - Bureta
 - Papel filtro
- **Reactivos**
 - Ácido Sulfúrico
 - Hidróxido de sodio
 - Sulfato de sodio anhidro
 - Cloruro de sodio
 - Sulfato de potasio
 - Cloruro de potasio
 - Ácido clorhídrico

Figura 12. Sistema de calentamiento para las reacciones Químicas.



Fuente: Investigación de los autores.

3.3.1. Sulfonación del Naftaleno. Poco hay que decir sobre el proceso mismo de sulfonación pues es de naturaleza muy sencilla. Las condiciones del ensayo, concentración de los ácidos, temperatura y duración de la reacción, se han fijado ya por la práctica y por la teoría se darán a tratar las distintas combinaciones.

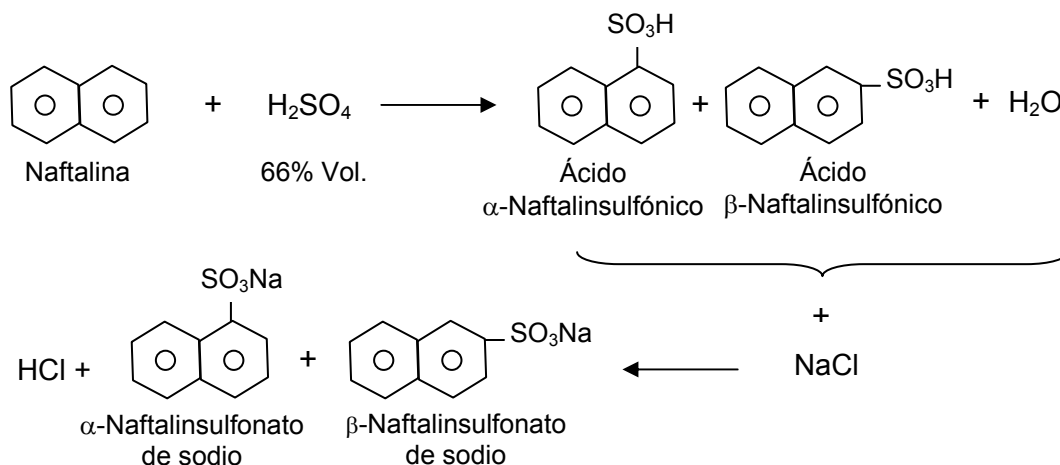
Los agentes sulfonantes más comunes utilizados son ácido sulfúrico (H_2SO_4), ácido piro-sulfúrico ($\text{H}_2\text{S}_2\text{O}_7$) y ácido sulfúrico fumante de diferentes concentraciones. Se decidió utilizar ácido sulfúrico ya que es producido en la sección de subproductos de Coquería.

Los ácidos sulfónicos de naftaleno como el **ácido β -naftalinsulfónico** son de gran importancia técnica. La mayoría de éstos son hidrosolubles y deben su característica a la solubilidad de los grupos sulfónicos.¹¹

3.3.1.1. Obtención de β -Naftalínsulfonato de Sodio. Es el compuesto intermedio entre los procedimientos de sulfonación de naftaleno y fusión alcalina y es obtenido precipitando el ácido β -naftalinsulfónico como una sal.

- **Procedimiento General.** Para su preparación se adiciona la naftalina en ácido sulfúrico del 66% en volumen calentado previamente a 40°C , se continua el calentamiento durante tres horas haciendo subir la temperatura hasta 160°C , se mantiene después tres horas a esta temperatura y se hace subir luego durante una hora hasta 170°C se conserva otra hora a esta temperatura y se deja transcurrir después otra hora para llevarlo hasta 180°C , temperatura a la cual se desprenden vapores de agua y naftalina. Al producto obtenido se le adiciona una solución saturada de NaCl precipitando el β -naftalinsulfonato de sodio formado, mientras que las sales del ácido α -naftalinsulfónico y de los disulfoácidos quedan en disolución. La conversión reportada a escala industrial es del 75%.

¹¹ Ibid., Vol. 5. p. 645



3.3.2. Fusión Alcalina¹². En la fusión alcalina el hidróxido potásico era una buena alternativa, en la práctica, se utiliza hidróxido de sodio pues es más económico, el cual en la industria se emplea como una masa seca o casi seca, en lugar de una solución de álcali utilizada originalmente.

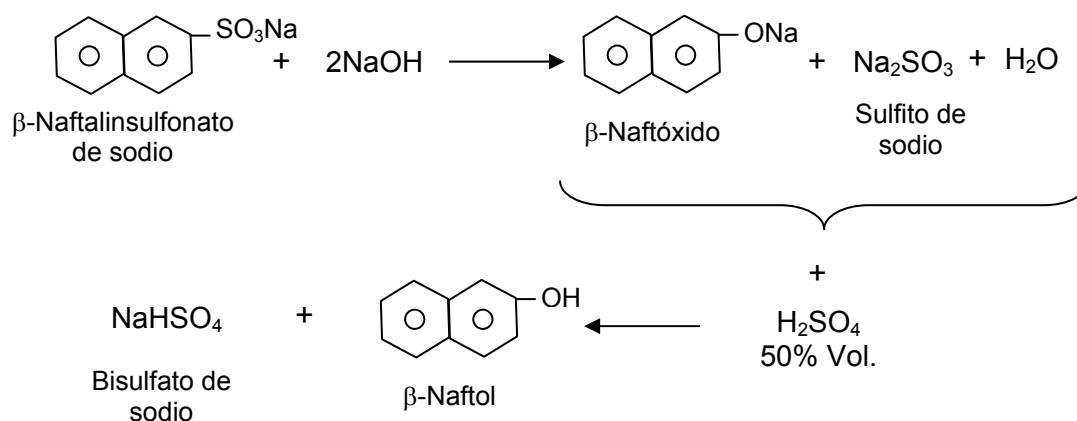
3.3.2.1. Obtención de β -Naftol. El β -naftol es el más importante ejemplo de fusión alcalina a escala industrial en la serie del naftaleno. Éste es la primera materia prima para los ácidos naftolsulfónicos de gran importancia en la industria de los azo-colorantes.

El único método práctico para la conversión del ácido β -naftalinsulfónico en β -naftol es la fusión del β -naftalinsulfonato de sodio con álcali cáustico a alta temperatura.

- Procedimiento General.** La sosa (NaOH) libre de cloratos, se funde con aproximadamente la tercera parte de su peso en agua y se calienta a 270°C a la atmósfera, se puede incorporar el β -naftalinsulfonato de sodio en pequeñas cantidades sin que la agitación sea demasiado pesada y sin que se quemé la masa, la temperatura asciende a 308-310°C. Cuando el contenido es totalmente cargado se calienta a 318°C durante 15 min. Se retira entonces la masa

¹² DONALDSON. Op. cit. p.32

fundida, una vez solidificada se tritura y se disuelve en agua caliente. Se neutraliza con H_2SO_4 al 50% en volumen y se filtra. Después se calienta hasta ebullición y se acidula con H_2SO_4 al 50% en volumen. El naftol se separa como un aceite y se solidifica pronto. La conversión reportada a escala industrial es del 50%.



3.3.3. Sulfonación de Naftoles. De la misma manera que los ácidos naftalinsulfónicos, los naftolsulfónicos figuran también entre las materias primas más importantes de la industria de los colorantes.

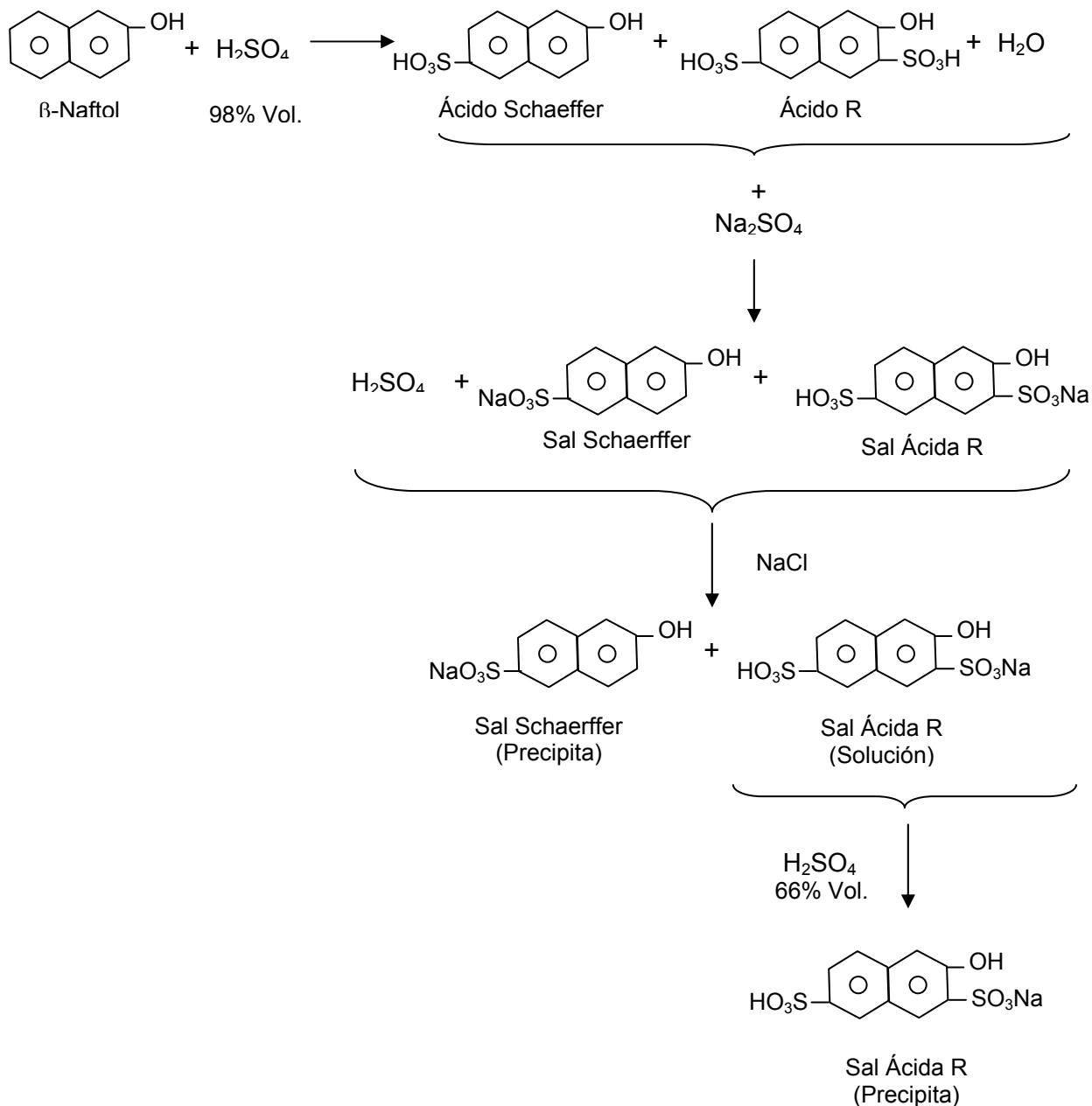
La sulfonación del β -naftol presenta mayor complejidad, en la cual, la temperatura, concentración y cantidad del agente sulfonante, y tiempo de reacción afectan la identidad y cantidad de productos.

El β -naftol puede ser **monosulfonado** refiriéndonos a la elaboración del ácido 2-naftol-6-sulfónico (ácido de Schaeffer) o **polisulfonado** en la elaboración del ácido 2-naftol-3,6-sulfónico (ácido R) y el ácido 2-naftol-6,8-disulfónico (ácido G). Los tres ácidos, Schaeffer, R y G, son compuestos importantes en la elaboración de colorantes azoicos y es común que se presenten compuestos isoméricos o se formen otros ácidos en el proceso de sulfonación, en este caso son separados de la

solución por proceso de salado precipitando la sal del ácido formada o se procede a precipitar salando un ácido y a cambiar el medio ionizante para precipitar el otro isómero presente.

3.3.3.1. Obtención de Sales de los Ácidos β -Naftol-6-Sulfónico (Sal Schaeffer) y β -Naftol-3,6-Disulfónico (Sal Ácida R).

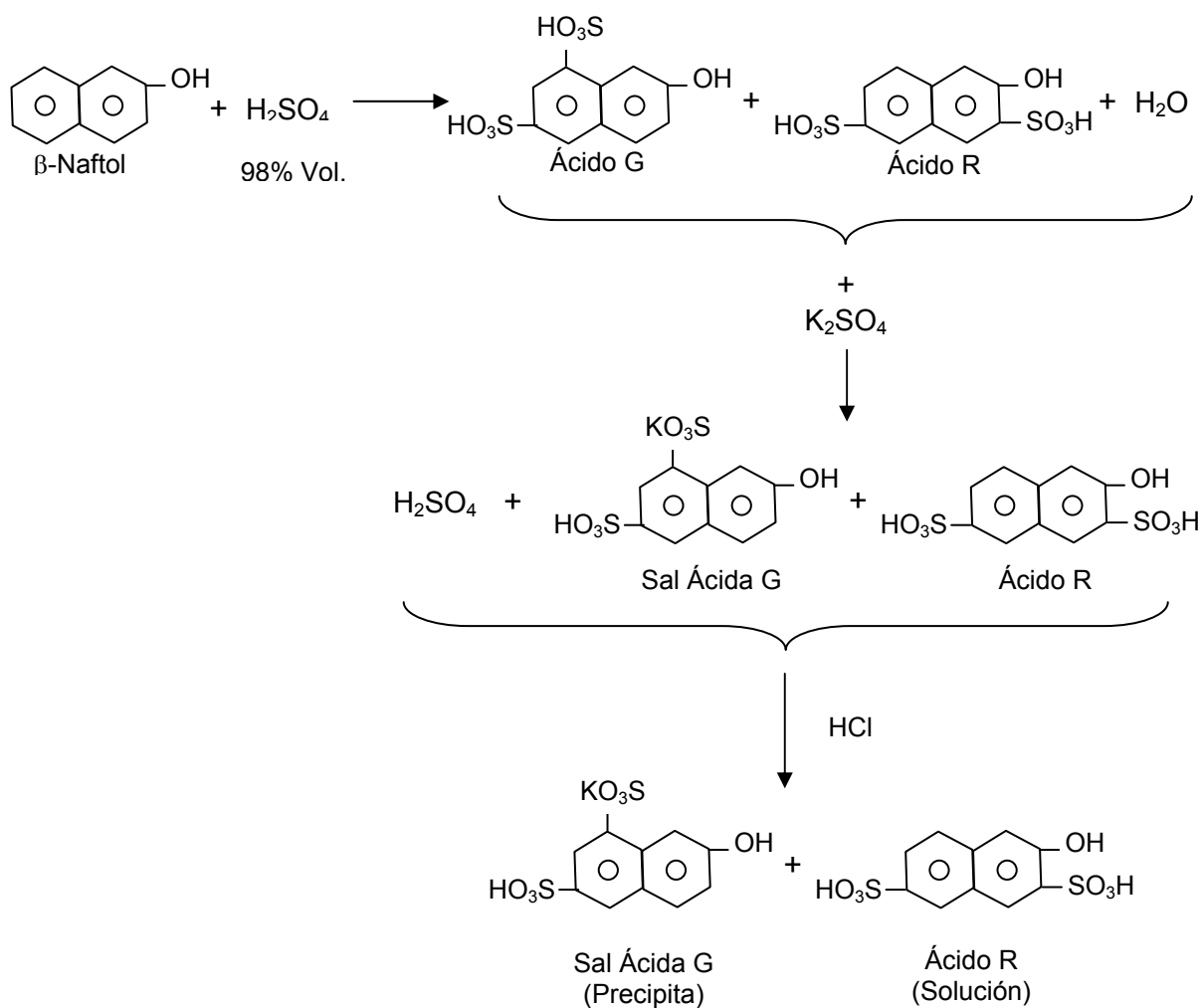
- **Procedimiento General.** Se puede conducir la sulfonación de manera que además del ácido 2-naftol-6-sulfónico se obtenga principalmente tan solo el ácido 2-naftol-3,6-disulfónico (ácido R). El H_2SO_4 del 98% en volumen, se introduce en un vaso con agitación que contiene naftol. La mezcla es calentada a 86°C , se hace subir luego durante 1-2 horas a $94-96^\circ\text{C}$ y mantenida en esta temperatura por 30 min. Se adiciona sulfato de sodio durante 35 min. para evitar la formación de grumos. La temperatura asciende a $104-106^\circ\text{C}$ formándose la sal de sodio del ácido Schaeffer. Se le añade cloruro de sodio hasta un 20% en peso en exceso y la sal de sodio del ácido 2-naftol-6-sulfónico se precipita con gran pureza. De la solución filtrada se precipita la sal ácida del ácido R adicionando H_2SO_4 de 66%. La conversión reportada a escala industrial de la Sal Schaeffer es 65.95% y de la Sal Ácida R es 24.88%.

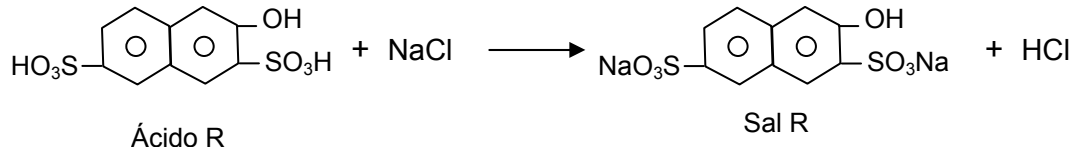
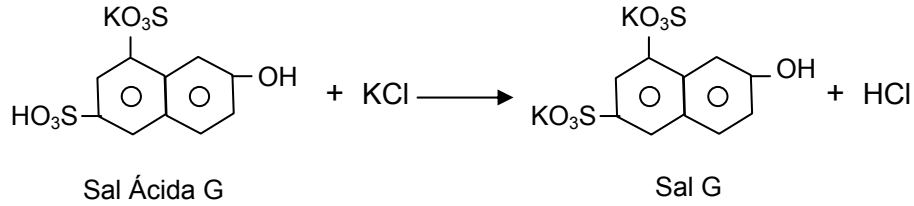


3.3.3.2. Obtención de Sales de los Ácidos β -Naftol-3,6-Disulfónico (Sal R) Y β -Naftol-6,8-Disulfónico (Sal G).

- Procedimiento General.** Como la sal G es más importante que la sal R, se procura en el resultado aumentar el rendimiento de la primera todo lo posible. El

ácido sulfúrico del 98% en volumen es enfriado a 15-17°C y el naftol es adicionado en 30 min. La temperatura es entonces llevada a 35-40°C durante 20 min, entonces el ácido sulfúrico del 98% en vol. es agregado durante 6-7 horas con enfriamiento. La masa es llevada a 50°C, después la temperatura aumenta a 60°C, temperatura a la cual la sulfonación es consevada por 10 horas y luego a 80°C por 15 horas. A continuación la masa se diluye y se agrega sulfato potásico y con ácido clorhídrico se acidula fuertemente. Después de varios días de reposo se ha separado por completo la sal ácida de potasio del ácido G, se lava con solución de cloruro potásico al 10%. Las aguas madres precipitan con cloruro de sodio la sal de sodio del ácido R. La conversión reportada a escala industrial de la Sal G es de 42.7% y de la Sal R es de 42.25%.





3.4. AN\u00c1LISIS QU\u00cdMICO DE SALES SCHAEFFER, ACIDA R, G y R

Algunos \u00e1cidos mono y disulf\u00f3nicos de naftol pueden ser analizados por dizoaci\u00f3n con p-nitroanilina. El procedimiento es esencialmente id\u00e9ntico debido a que proceden del β -naftol excepto, naturalmente por la cantidad relativa de reactivos seleccionados de acuerdo al peso molecular.

3.4.1. An\u00e1lisis de Sal Schaeffer. Consiste en la determinaci\u00f3n de los contenidos de Sal Schaeffer, Sal R, β -naftol y materia insoluble en agua.

Ensayo: El ensayo de sal Schaeffer consta en dos etapas. El primero (sal Schaeffer + sal R) determina el contenido de las sales por titulaci\u00f3n con una soluci\u00f3n de bromuro-bromato. Subsecuentemente, el contenido de sal R es determinado por procedimientos colorim\u00e9tricos basado en la reacci\u00f3n con cloruro f\u00e9rrico en presencia de HCl. El contenido de sal Schaeffer es calculado usando relaciones matem\u00e1ticas nombradas siguiendo el desarrollo.

- **Material y Equipo**

- Vasos de precipitado (250 ml.,500 ml.)
- Embudo de separaci\u00f3n
- Bureta

- Papel indicador amarillo brillante
- Probeta de 100 ml.
- Balón aforado de 500 ml.
- Balón aforado de 1,000 ml.
- Pipeta
- Placa de calentamiento
- Papel de almidón yodado
- Embudo
- Papel Filtro
- Balanza
- Termómetro.
- Espectrofotómetro
- Estufa

- **Reactivos**

- Hidróxido de sodio
- Acido acético
- Cloroformo
- Yodo
- Ácido Sulfúrico
- Bromuro de sodio
- Cloruro férrico
- Acido Clorhídrico
- Almidón
- Carbonato ácido de sodio

- **Procedimiento**

- *SAL SCHAEFFER* + *SAL R* (tomada como sal Schaeffer). Se disuelve 12.26 g. de muestra en 150 ml. de agua caliente si es necesario para obtener disolución completa. Se transfiere la solución con 150 ml. de agua a un embudo de separación de 500 ml. Se hace la solución ligeramente alcalina con una solución de hidróxido de sodio al 10% y ligeramente ácida con ácido acético 1:1. Se usa en ambos casos

papel indicador amarillo brillante; este cambia a rosado cuando es alcalina y no presenta cambio cuando es ácida.

Se adiciona 20 ml. de cloroformo y se agita fuertemente. Se aparta la capa de cloroformo en un vaso con 500 ml. de yodo, se repite la extracción con dos fracciones de 20 ml. de cloroformo cada una. Se recoge los extractos en el vaso con yodo. El cloroformo extraído es retenido para la determinación del contenido de β -naftol.

Se transfiere la solución acuosa del embudo de separación a un balón aforado de 500 ml. incluyendo la pequeña cantidad de emulsión que se puede presentar y se diluye con agua a su volumen. Se toma una alícuota de 50 ml. de esta solución a un vaso de 250 ml. y se retiene el resto de la solución para determinación de la sal R.

A la alícuota de 50 ml. se adiciona 5 ml. de ácido sulfúrico concentrado y 5 g. de bromuro de sodio. Se calienta en plancha a 40-45°C y se titula con solución 0.1 N de bromato de sodio adicionando gota a gota el titulante por medio de una bureta, cuando esté cerca del punto final se chequea a cada momento con papel de almidón yodado. El punto final se alcanza cuando se obtiene de inmediato un color azul durante medio minuto sin la adición de la solución de bromato. Se lleva a cabo una titulación en blanco usando 50 ml. de agua en lugar de la alícuota de la solución con muestra.

$$X = \frac{(A - B)(N)(1.004)(MW)(100)}{2(w)(1000)} \quad (5)$$

donde,

X = cantidad de Sal Schaeffer + Sal R, asumida como Sal Schaeffer, % en peso

A = volumen de solución de bromato usado en la titulación, en ml.

B = volumen de solución de bromato usado en la titulación en blanco, en ml.

N = normalidad de la solución de bromato.

MW = peso molecular de la sal Schaeffer (= 245.22 g.-mol.)

w = peso de la muestra en la alícuota, en g.

1.004 = factor de corrección empírico.

Si el peso original de la muestra es de 12.26 g., entonces $w = 1.226$ g. y la ecuación se simplifica como:

$$X = [A - B](N)(10.04) \quad (6)$$

○ *SAL R*. Se prepara una solución de cloruro férrico por disolución del hexahidrato en una mezcla de 6.5 ml. de HCl concentrado y 146 ml. de agua. Se diluye a un litro con agua. Se prepara mezclas de sal Schaeffer y sal R puras con concentraciones de sal R entre 0 y 7% y se disuelve 12.26 g. de cada mezcla en 500 ml. de agua. Se lleva a cabo una curva de calibración absorbancia Vs. concentración de sal R en la mezclas.

Se filtra la solución en un vaso, se transfiere el filtrado a una bureta y se adiciona $(406.51/X)$ ml. del filtrado en una probeta de 100 ml., este es el equivalente a 0.1 g. de Sal Schaeffer + Sal R (asumida como Sal Schaeffer). Se diluye a 80-85 ml. con agua y se ajusta la temperatura a 20°C, se adiciona 10 ml. de la solución de cloruro férrico y se afora con agua. Se transfiere la mezcla a una celda de un espectrofotómetro de 1 cm. y se mide la absorbancia a 590 nm. tomando como parámetro en blanco el agua. El tiempo transcurrido entre la adición de cloruro férrico y la medida puede ser entre 2 y 5 min. Se obtiene la concentración de Sal R (= Y) sobre el 100% de Sal R + Sal Schaeffer basada en la curva de calibración.

$$\text{Sal Schaeffer, \% en peso} = Z = X - (0.0071XY) \quad (7)$$

El contenido de sal R es expresado usualmente como % de (sal R + sal Schaeffer) pero sobre un 100% de sal Schaeffer tomado como base:

$$\text{Sal R, sobre el 100\% de la Sal Schaeffer base} = \frac{XY}{Z} \quad (8)$$

- *CONTENIDO DE β-NAFTOL.* La cantidad de β-naftol se determina mediante el cloroformo extraído del procedimiento previo por titulación con solución de yodo.

Procedimiento: se prepara una solución de yodo 0.1 N y una solución de almidón de la siguiente forma:

Preparación de la solución de yodo: en una caja petri previamente pesada se coloca aproximadamente 40 g. de yoduro de potasio y se disuelve en 10 ml. de agua. Se mantiene la caja petri y su contenido a temperatura ambiente, se tapa la caja petri y se pesa nuevamente. Se introduce rápidamente y sin agitación 12.7 g. de yodo y se trasvasa a un balón de 1 l., se afora con agua y se agita hasta que la solución sea uniforme, se transfiere la solución a una botella oscura y se almacena en un lugar fresco y oscuro.

Preparación de la solución de almidón: se toma una cantidad homogénea de 2g. de almidón y se adiciona a 1 l. de agua destilada, si esta toma un aspecto lechoso, se hierva la solución hasta que tome un aspecto claro, se enfría y se almacena en una botella con tapa.

Al cloroformo extraído del vaso con yodo se adiciona 100 ml. de agua, 5 g. de carbonato ácido de sodio y 1ml. de la solución de almidón.

Se titula con la solución de yodo 0.1 N y ocasionalmente se detiene la titulación y se agita fuertemente. El punto final se alcanza cuando se obtiene un color azul en la solución no desaparece con la agitación.

$$\beta - \text{Naftol. \% en peso} = n = \frac{(V)(N)(MW)(100)}{(2)(w)(1000)} \quad (9)$$

donde,

V = volumen de yodo usado en la titulación, en ml.

N = normalidad de la solución de yodo.

MW = peso molecular del β -naftol (=144.16 g.-mol.)

w = peso de la muestra original, en g.

El β -naftol es expresado sobre el 100% de sal Schaeffer tomada como base:

$$\beta - \text{Naftol, \% en peso sobre el 100\% de Sal Schaeffer base} = \frac{(n)(100)}{Z} \quad (10)$$

donde,

Z = % de sal Schaeffer determinada anteriormente.

Si $w = 12.26$ g. y la solución de yodo es exactamente 0.1 N entonces la anterior ecuación puede ser simplificada como:

$$\beta - \text{Naftol, \% en peso sobre el 100\% de Sal Schaeffer base} = \frac{(V)(5.88)}{Z} \quad (11)$$

○ **MATERIA INSOLUBRE EN AGUA.** La cantidad de materia insoluble en agua es usualmente expresada sobre el 100% de la sal Schaeffer tomada como base.

Procedimiento: a 10 g. de muestra se adiciona 150 ml. de agua y se agita con calentamiento si es necesario. Se enfría a temperatura ambiente, se filtra, se lava con 50 ml. de agua y se seca el residuo a 100-110°C.

$$\text{Materia insoluble en agua, \% en peso} = \frac{W(100)}{w} \quad (12)$$

donde,

W = peso del residuo, en g.

w = peso de la muestra, en g.

$$\begin{array}{l} \text{Materia insoluble en agua, \% en peso} \\ \text{sobre el 100\% de Sal Schaeffer base} \end{array} = \frac{W(10000)}{(w)(Z)} \quad (13)$$

donde,

Z = % en peso de sal Schaeffer determinado anteriormente.

3.4.2. Análisis de Sal Ácida y Sal R. Consiste en la determinación de los contenidos de Sal R, Sal Schaeffer, Sal G, material insoluble en agua, total de hierro soluble, aceites minerales libres y sulfatos.

Ensayo: El contenido de ácido naftolsulfónico es determinado en tres etapas. Por titulación con bromuro-bromato a dos diferentes temperaturas utilizando un factor que a alta temperatura es necesario para la reacción con la Sal G presente como una impureza. Por este método se obtiene el contenido de (Sal R + Sal Schaeffer) y (Sal R + Sal Schaeffer + Sal G).

El contenido de sal Schaeffer es determinado separadamente por reacción con nitrito en presencia de HCl y HNO₃.

- **Material y Equipo**

- Vasos de precipitado (250 ml., 600 ml.)
- Bureta
- Probeta de 100 ml.
- Pipeta
- Plancha de calentamiento
- Papel de fenolftaleína
- Papel rojo congo
- Embudo
- Papel Filtro
- Agitador magnético
- Termómetro.
- Espectrofotómetro
- Estufa

- **Reactivos**

- Ácido Sulfúrico
- Bromuro de sodio
- Bromato de sodio
- Ácido Clorhídrico
- Nitrito de sodio
- Ácido Nítrico
- Hidróxido de amonio
- Hidróxido de sodio
- Cloruro de bario

- **Procedimiento**

Se pesa 17.41 g. de muestra y se disuelve en agua caliente con agitación. Se enfría a temperatura ambiente, se transfiere a un balón aforado de 250 ml. y se afora con agua.

○ *SAL R + SAL SCHAEFFER* (asumida como Sal R). A una alícuota de 25 ml. de la solución original se adiciona 5 ml. de ácido sulfúrico concentrado y 5 g. de bromuro de sodio. Se calienta a 40-45°C y se titula con solución de bromato de sodio 0.1 N como se hizo anteriormente. Se lleva a cabo una titulación parámetro.

$$X = \frac{(A - B)(N)(MW)(100)}{2(w)(1000)} \quad (14)$$

donde,

X = cantidad de sal R + sal Schaeffer, asumida como sal R sobre la muestra tomada como base, en % en peso.

A = volumen de la solución de bromato usado para la titulación de la muestra, en ml.

N = normalidad de la solución de bromato.

MW = peso molecular de la sal R, (= 348.3 g.-mol.)

w = peso de la muestra en la alícuota, en g.

- *SAL SCHAEFFER*. Se adiciona a una probeta de 100 ml. $(143,59/X)$ ml. de la solución con muestra. Este es el equivalente a 0.1 g. de (sal R + sal Schaeffer) calculada como sal R. Se diluye a 80-85 ml., se enfría en un baño con hielo a 0-5°C, se adiciona 1ml. de HCl concentrado, se mezcla y se adiciona rápidamente 0.5 ml. de solución de nitrito de sodio N normal y 4 ml. de HNO₃. Se afora con agua agitando y se deja la solución en un baño de hielo durante 10 min. Se transfiere la muestra a una celda de 1 cm. y se mide la absorbancia a 546 nm. en un espectrofotómetro previamente calibrado con agua.

$$Y = (A_{546} - 0.0088)(11.2) \quad (15)$$

donde,

Y = cantidad de sal Schaeffer sobre 100% de (sal R + sal Schaeffer) tomadas como base en peso.

A_{546} = absorbancia medida a 546 nm.

- *SAL R*. Se lleva a cabo los siguientes cálculos.

$$\text{Sal R, sobre la muestra como base, \% en peso} = Z = X - (0.0142XY) \quad (16)$$

$$\text{Sal R, en base seca, \% en peso} = Z \frac{100}{100 - M} \quad (17)$$

donde,

M = cantidad de humedad en la muestra original, en % en peso.

- *SAL G* (asumida como sal disódica). A una alícuota de 25 ml. de la solución con muestra se adiciona 25 ml. de agua y 15 ml. de HCl concentrado. Se calienta sobre una plancha a 55-58°C y se titula como se hizo anteriormente a esta temperatura

con solución 0.1 N de bromato de sodio, la cual, contienen también 1 g. de bromuro de sodio sobre 100 ml. Se lleva a cabo una titulación en blanco.

$$Q = \frac{(A - B)(N)(MW)(100)}{(2)(w)(1000)} \quad (18)$$

donde,

Q = total de sales de sodio de los ácidos sulfónicos, asumidos como sal R en la muestra como base, en % en peso.

A = volumen de la solución de bromuro-bromato usada para la titulación de la muestra, en ml.

B = volumen de la solución de bromuro-bromato usada para la titulación parámetro, en ml.

N = normalidad de la solución de bromuro-bromato por el bromato.

MW = peso molecular como sal disódica, (=348.3 g.-mol.)

w = peso de muestra en la alícuota, en g.

$$\text{Sal G, sobre el 100\% de la Sal R base, \% en peso} = \frac{(Q - X)(100)}{Z} \quad (19)$$

○ *MATERIA INSOLUBLE EN AGUA.* A 10 g. de muestra se adiciona 500 ml. de agua caliente y se agita hasta disolver. Se filtra y lava 5 veces con 50 ml. de agua caliente. Se seca el residuo a 100-110°C.

$$\begin{aligned} & \text{Materia insoluble en agua, sobre} \\ & \text{el 100\% de Sal R base, \% en peso} = \frac{W(10000)}{(w)(Z)} \quad (20) \end{aligned}$$

donde,

W = peso del residuo, en g.

w = peso de la muestra, en g.

Z = contenido de sal R en la muestra, tomada como base, en % en peso.

○ *TOTAL DE HIERRO SOLUBLE.* A la combinación de filtrado y aguas de lavado de la determinación de la materia insoluble en agua se adiciona hidróxido de amonio concentrado hasta que con papel de fenolftaleína indique alcalinidad. Se adiciona 5 g. de cloruro de amonio y 25 ml. de una solución al 3% de H₂O₂. Se agita mediante un agitador magnético y se hierve durante 15 min. Se filtra en caliente y lava 5 veces con 50 ml. de agua. Se seca el precipitado a 100-110°C y se calienta a rojo vivo durante 30 min. Se enfría y pesa.

$$\begin{aligned} & \text{Total de hierro soluble, como } Fe_2O_3 \\ & \text{sobre 100\% de Sal R base, \% en peso} = \frac{W(10000)}{(w)(Z)} \end{aligned} \quad (21)$$

donde,

W = peso del residuo, en g.

w = peso de la muestra, en g.

Z = contenido de sal R contenido en la muestra tomada como base, en % en peso.

○ *ACIDOS MINERALES LIBRES.* Se disuelve 10 g. de la muestra en 400 ml. de agua bajo agitación vigorosa y se titula temperatura ambiente con solución de hidróxido de sodio N normal usando papel rojo congo como indicador.

$$\begin{aligned} & \text{Acidez libre, como } H_2SO_4, \text{ sobre} \\ & \text{100\% de Sal R base, \% en peso} = \frac{(A)(N)(490.38)}{(w)(Z)} \end{aligned} \quad (22)$$

donde,

A = volumen de la solución de NaOH usada en la titulación, en ml.

N = normalidad de la solución de NaOH.

w = peso de la muestra, en g.

Z = contenido de sal R en la muestra tomada como base, en % en peso.

- **SULFATOS.** Se disuelve 10 g. de muestra en 200 ml. de agua bajo agitación, se filtra y se lava con 50 ml. de agua caliente. Los sulfatos se precipitan del filtrado adicionando 10 ml. de solución de cloruro de bario al 10%.

$$\begin{array}{l} \text{Sulfatos, como } Na_2SO_4, \text{ sobre} \\ 100\% \text{ de Sal R base, \% en peso} \end{array} = \frac{W(6086)}{(w)(Z)} \quad (23)$$

donde,

W = peso del sulfato de bario precipitado, en g.

w = peso de la muestra, en g.

Z = contenido de sal R en la muestra tomada como base, en %en peso.

3.4.3. Análisis de Sal G. Consiste en la determinación de los contenidos de Sal G, total de ácidos naftolsulfónicos, y Sal R + Sal Schaeffer.

Ensayo: El contenido de materia insoluble en agua del producto comercial es determinado por el procedimiento descrito para la sal R. Los ácidos naftolsulfónicos son determinados en dos etapas con una solución de bromuro-bromato a dos diferentes temperaturas. El procedimiento es ligeramente diferente al usado para la sal R, siendo la sal G una sal de potasio, los resultados son expresados como una sal de sodio.

- **Material y Equipo.**

- Vaso de precipitado de 250 ml.
- Bureta
- Pipeta
- Placa de calentamiento
- Papel con almidón yodado
- Balón aforado de 250 ml.
- Embudo
- Agitador magnético
- Termómetro

- **Reactivos.**

- Ácido Sulfúrico
- Bromuro de sodio
- Bromato de sodio
- Ácido Clorhídrico
- Ácido Nítrico

- **Procedimiento.**

Se disuelve 17.41 g. de muestra en 150 ml. de agua caliente, se transfiere la solución caliente a un balón aforado de 250 ml. se enfría a temperatura ambiente y se afora con agua.

- *TOTAL DE ACIDOS NAFTOLSULFÓNICOS.* Se toma una alícuota de 25 ml. de la solución de la muestra en un vaso de 250 ml., se adiciona 25 ml. de agua y 15 ml. de HCl concentrado. Se remueve 10 ml. de la solución como reserva para ser usado al final de la titulación.

Se calienta la solución a 55-58°C y se agita mecánicamente, se titula con una solución de bromato de sodio 0.1 N conteniendo también 1g. de bromuro de sodio por cada 10 ml. de solución. Se adiciona el titulante al inicio en cantidades menores a 1 ml. con una bureta. Se unta un papel filtro con pasta de almidón yodado y periódicamente se raya con la solución sobre el papel.

Cuando se obtiene un color azul oscuro se transfiere los 10 ml. de la solución de reserva dentro de la solución titulada y se finaliza la titulación con la adición de pequeñas cantidades de titulante. El punto final es alcanzado cuando aparece una solución azul sobre el papel con indicador y puede obtenerse repetidamente durante 1-2 minutos sin la adición de más titulante. Se debe llevar a cabo una titulación parámetro.

$$X = \frac{(A - B)(N)(MW)(100)}{2(w)(1000)} \quad (24)$$

donde,

X = total de ácidos naftolsulfónicos (Sal G + Sal R + Sal Schaeffer), tomando como base la sal disódica, en % en peso.

A = volumen de la solución bromuro-bromato usada para la titulación de la muestra, en ml.

B = volumen de la solución de bromuro-bromato usada en la titulación parámetro, en ml.

N = normalidad de la solución bromuro-bromato por el bromato.

MW = peso molecular de la sal disódica del ácido naftolsulfónico (= 348.3 g.-mol.)

w = peso de la muestra en la alícuota, en g.

Si la muestra original pesa 17.41 g. y la normalidad de la solución es 0.1 exactamente, la ecuación puede ser simplificada como:

$$X = (A - B) \quad (25)$$

○ *SAL R + SAL SCHAEFFER.* Se toma una alícuota de 50 ml. de la solución con muestra en un vaso de 250 ml., se adiciona 5 ml. de ácido sulfúrico concentrado y 5 g. de bromuro de sodio, se calienta a 40-45°C y se agita mecánicamente, se titula con una solución de bromato de sodio 0.1 N usando como indicador papel filtro con almidón yodado. Se lleva a cabo una titulación parámetro.

$$Y = \frac{(A - B)(N)(MW)(100)}{2(w)(1000)} \quad (26)$$

donde,

Y = cantidad de sal R + sal Schaeffer, asumida como sal R sobre la muestra tomada como base, en % en peso.

La connotación de los otros símbolos es idéntica al listado para la determinación del total de ácidos naftolsulfónicos. Si la muestra original peso 17.41 g. y la normalidad es exactamente 0.1 N entonces la ecuación puede ser simplificada.

$$Y = \frac{(A-B)}{2} \quad (27)$$

El cálculo del porcentaje de sal R + sal Schaeffer asumida como sal R sobre el 100% de la sal G disódica como base es:

$$Q = \frac{(Y)(100)}{Z} \quad (28)$$

donde, Z se especifica a continuación.

- SAL G. El cálculo de la cantidad de la sal G es expresada como sal disódica, con la muestra como base:

$$\begin{array}{l} \text{Sal G, como sal disódica, sobre} \\ \text{la muestra como base, \% en peso} \end{array} = Z = X - Y \quad (29)$$

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS

De acuerdo a las prácticas expuestas en el capítulo anterior, como son las de caracterización, purificación, transformación química y análisis químico de sales se obtuvo los resultados analizados en el presente capítulo.

4.1. CARACTERIZACIÓN

Se realizó con el fin de comparar parámetros físicos y obtener la composición química de los diferentes tipos de naftalina. Las pruebas correspondientes son:

4.1.1. Pruebas Físicas. Realizadas en el laboratorio de la Empresa cumpliendo los procedimientos o las normas descritas.

Tabla 8. Propiedades Físicas de la naftalina negra, amarilla y mezcla.

Prueba	Teórico	Naftalina Negra	Naftalina Amarilla	Naftalina Mezcla
Densidad (g./ml.)	1.007	1.142	1.064	1.113
Punto. de Fusión (°C)	80 ± 0.2	74	78	75.5
Punto. de Ebullición (°C)	≈ 204.48	201	209	202
Solubilidad (g./l.)				
Benceno	1,130	711.25	849.05	678.47
Tolueno	910	609.32	803.64	746.5
Alcohol Etilico	77.4 – 98	83.82	57.6	83.58
Agua	0.030	0.03970	0.01885	0.02660
%Cenizas		2.282	0.03	1.003
%Humedad		17.3	2.55	11.4

Fuente: Investigación de los autores.

Otra prueba física aplicada a las naftalinas es la de volatilidad, la cual se efectuó con las siguientes condiciones de operación.

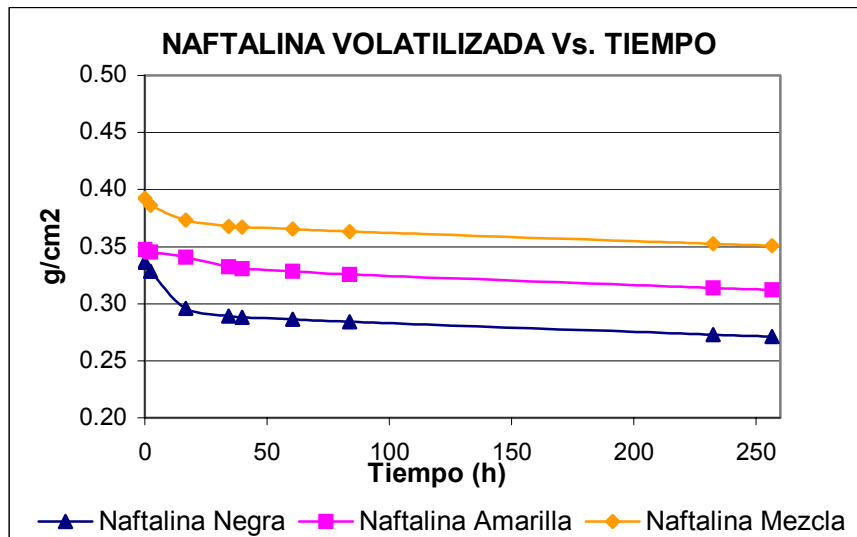
- Área transversal de Caja Petri: 44.18 cm.²
- Temperatura ambiente: 18°C
- Presión atmosférica: 580 mm. Hg.

Tabla 9. Resultados prueba de volatilidad de la naftalina negra, amarilla y mezcla.

Tiempo (h.)	Naftalina Negra (g/cm ²)	Peso perdido (%)	Naftalina Amarilla (g/cm ²)	Peso Perdido (%)	Naftalina Mezcla (g/cm ²)	Peso Perdido (%)
0.00	0.3362	0.00	0.3473	0.00	0.3923	0.00
2.25	0.3285	2.29	0.3454	0.55	0.3861	1.59
16.79	0.2961	11.94	0.3410	1.83	0.3731	4.91
34.28	0.2893	13.96	0.3321	4.37	0.3679	6.22
39.86	0.2883	14.26	0.3309	4.72	0.3671	6.43
60.61	0.2862	14.87	0.3282	5.51	0.3652	6.92
83.70	0.2841	15.49	0.3257	6.22	0.3634	7.39
232.45	0.2730	18.80	0.3137	9.69	0.3524	10.17
256.61	0.2712	19.34	0.3120	10.18	0.3508	10.60

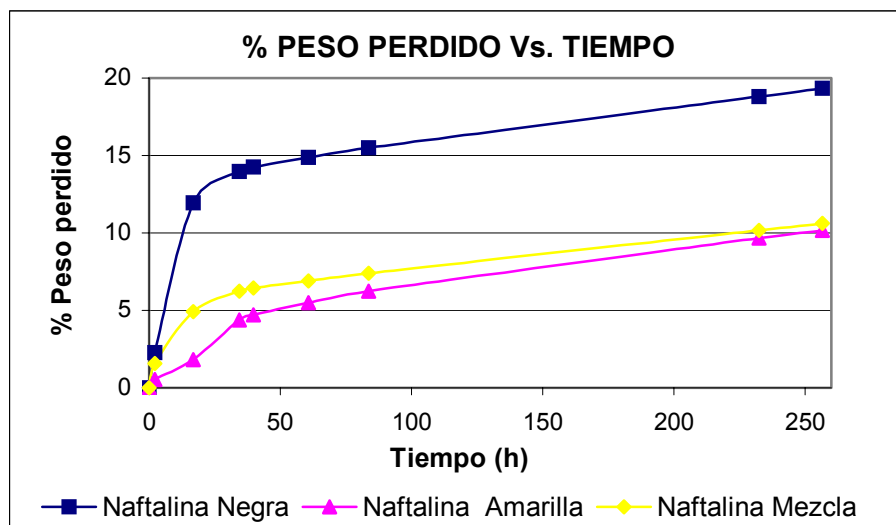
Fuente: Investigación de los autores

Figura 13. Volatilidad de la naftalina.



Fuente: Investigación de los autores

Figura 14. Porcentaje de peso perdido de naftalina negra, amarilla y mezcla Vs. tiempo



Fuente: Investigación de los autores

Los datos experimentales obtenidos muestran que los diferentes tipos de naftalina contienen un alto porcentaje de naftaleno debido a la cercanía en los valores de las propiedades físicas al teórico del naftaleno. La naftalina mezcla tiene por lo general propiedades similares a la naftalina negra debido a la proporción de la mezcla (70% de naftalina negra y 30% de naftalina amarilla), y las variaciones se deben a los compuestos que poseen las muestra analizadas.

El método de recuperación de la naftalina del gas de coque se evidencia por los resultados de solubilidad, así por ejemplo, en el caso de la naftalina amarilla presenta valores de solubilidad en benceno y tolueno más cercanos al valor teórico que la naftalina negra, debido a hidrocarburos provenientes de la destilación del ACPM en el cual es absorbida (ver Anexo F), estos hidrocarburos la acompañan hasta el momento de su cristalización.

En el caso de la naftalina negra la cual es recuperada del gas de coque con agua, muestra menor solubilidad en hidrocarburos, pero si mayor solubilidad en alcohol etílico y agua, presentando en esta última un valor más elevado que el teórico por el alto contenido de humedad, característica que la naftalina amarilla no posee ya que

proviene de una destilación, en el cual, se le ha retirado el agua como una primera fracción.

El contenido de cenizas presente en las muestras es también referida al proceso de recuperación de naftalina, así la naftalina negra posee mayor cantidad de cenizas que la naftalina amarilla, por las partículas arrastradas.

Las tres muestras en la prueba de volatilidad presentan una mayor pérdida de peso durante las primeras 34 horas, a partir de la cual decrece el valor de la masa volatilizada. La naftalina negra presenta una mayor volatilidad que la naftalina amarilla y mezcla, la cual tiene un comportamiento similar al de la naftalina amarilla (ver Figuras 13 y 14) .

4.1.2. Pruebas Fisicoquímicas. Se llevaron a cabo en el Laboratorio de Cromatografía de la Universidad Industrial de Santander. En la tabla 10 se presentan los compuestos que están en mayor proporción en la naftalina negra, amarilla y mezcla.

Tabla 10. Composición de la naftalina negra, amarilla y mezcla.

Compuesto	Naftalina Negra		Naftalina Amarilla		Naftalina Mezcla	
	Stock*	Fresca**	Stock	Fresca	Stock	Fresca
Naftaleno	80.64	81.94	76.95	75.43	74.14	78.26
Metil-Naftaleno	4.36	4.83	3.49	4.36	5.57	4.67
Difenileno	2.71	2.95	0.48	0.68	2.93	1.44
Benzo[b]tiofeno	2.87	3.01	3.61	3.80	2.78	3.60
Metil-Naftaleno (isómero)	1.63	1.52	1.40	2.01	2.29	1.88
Indeno	1.49	1.75	4.81	3.24	2.25	2.74
Otros	6.30	4.00	9.26	10.48	10.04	7.41

Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

Composición en base seca, % en peso.

*Stock: naftalina almacenada en patios.

**Fresca: naftalina recién obtenida en los procesos de recuperación.

La naftalina negra presenta mayor cantidad de naftaleno y menor cantidad de otros compuestos debido a la baja afinidad de los hidrocarburos en agua. Esta naftalina en su almacenamiento en patios se compacta debido a la pérdida de humedad la

cual contiene en el momento de su recuperación en los fosos y presenta una disminución en la cantidad de naftaleno respecto a la naftalina fresca siendo evidenciado por el oscurecimiento en su aspecto debido a la formación de otros compuestos. Las cantidades de metilnaftalenos y difenileno presentes en la naftalina negra son mayores que en la amarilla ya que poseen un punto de fusión más alto que la temperatura de operación en el condensador final siendo cristalizados y arrastrados hasta los fosos de decantación de naftalina.

La naftalina amarilla contiene menor cantidad de naftaleno respecto a la negra. Esta naftalina aumenta su pureza al ser almacenada ya que los aceites que posee se decantan y separan, a pesar de esto, contiene mayor porcentaje de impurezas, siendo éstas de carácter aromático las absorbidas junto con la naftalina en el ACPM y alifáticas las provenientes de la destilación del ACPM naftalinoso.

La naftalina mezcla “fresca” muestra un comportamiento intermedio entre la naftalina negra y amarilla, sin embargo, la naftalina “stock” no cumple esta condición, aumentando el porcentaje de otros componentes en su almacenamiento y disminuyendo notoriamente la cantidad de naftaleno.

Los resultados de los análisis cromatográficos de los diferentes tipos de naftalina se muestran en el Anexo C.

De acuerdo a los resultados de pruebas físicas y análisis fisicoquímicos, la naftalina negra posee mayor porcentaje de naftaleno y un alto contenido de humedad y cenizas, por el contrario, la naftalina amarilla a pesar de tener un menor porcentaje de naftaleno, es de mayor interés, debido a que su contenido de humedad y cenizas es menor.

4.2. PURIFICACIÓN.

Esta etapa fue llevada a cabo en dos pasos: Sublimación y Solubilización.

4.2.1. Sublimación. Los resultados de las variables propuestas se muestran a continuación.

4.2.1.1. Tiempo Óptimo de Operación. Se tomó como variable el tiempo de operación manteniendo constante la temperatura de operación (80°C) y la masa inicial de carga (300 g.).

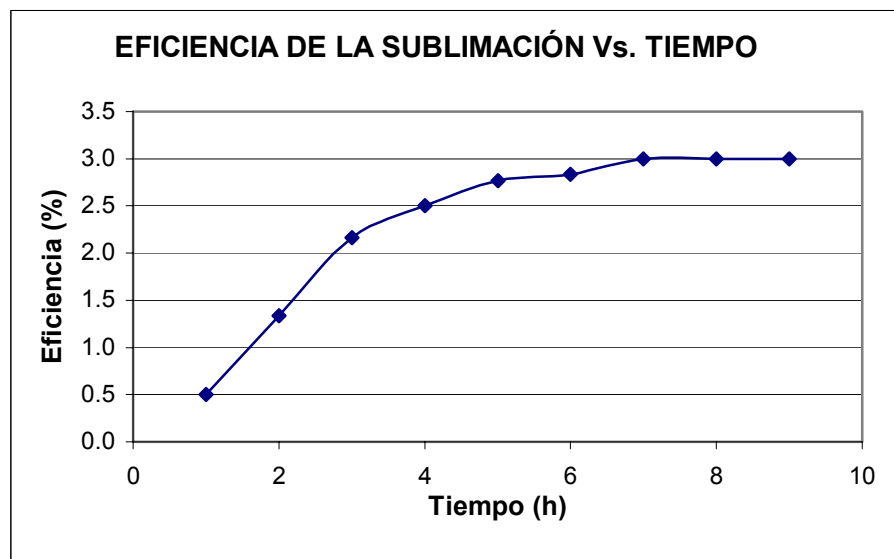
- **Naftalina Negra**

Tabla 11. Resultados de la sublimación de naftalina negra respecto al tiempo.

Tiempo (h)	Naftalina sublimada (g.)	Eficiencia (%)	Fondos (g.)	Pérdidas (g.)	Pérdidas (%)
1	1.5	0.50	270.0	28.5	9.50
2	4.0	1.33	287.0	9.0	3.00
3	6.5	2.17	270.0	23.5	7.83
4	7.5	2.50	270.5	22.0	7.33
5	8.3	2.77	268.0	23.7	7.90
6	8.5	2.83	246.5	45.0	15.00
7	9.0	3.00	254.5	36.5	12.17
8	9.0	3.00	270.5	20.5	6.83
9	9.0	3.00	258.0	33.0	11.00

Fuente: Investigación de los autores

Figura 15. Eficiencia de la sublimación de la naftalina negra Vs. tiempo.



Fuente: Investigación de los autores

De acuerdo a los datos (Tabla 11) la masa sublimada de naftalina llega a ser estable a partir de las siete horas del proceso de la sublimación (ver Figura 15). A partir de cinco horas de operación el consumo de energía no se ve reflejado en la cantidad sublimada de naftalina aumentado 0.2%, por ello se escogió cinco horas como el tiempo óptimo para las siguientes pruebas de temperatura de operación y masa inicial de cargue.

4.2.1.2. Temperatura de Operación. Se tomó como variable la temperatura de operación manteniendo constante la masa inicial de carga (300 g.) durante 5 horas de operación.

- **Naftalina Negra**

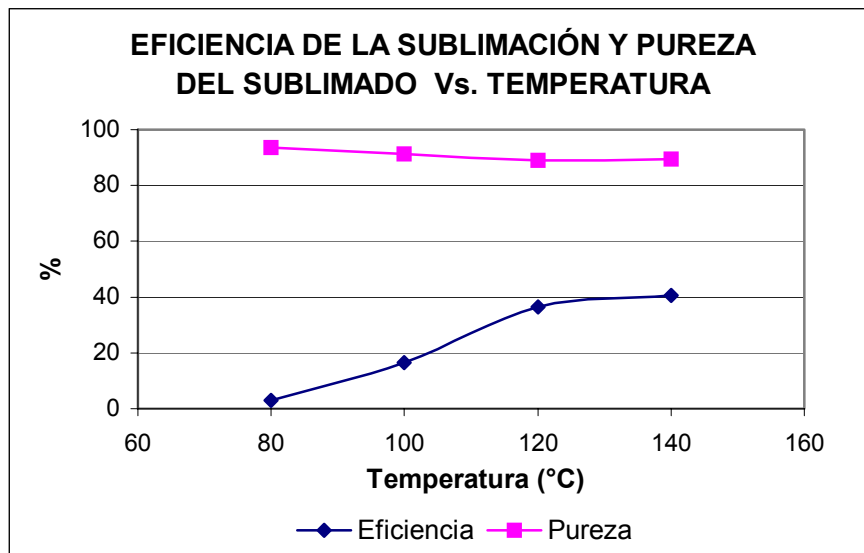
Tabla 12. Resultados de la sublimación de la naftalina negra respecto a la temperatura

Temp. (°C)	Naftalina Sublimada (g.)	Eficiencia (%)	Fondos (g.)	Pérdidas (g.)	Pérdidas (%)	Pureza (%)*
80	8.3	2.90	268.3	23.4	7.81	93.47
100	49.8	16.58	208.5	41.8	13.92	91.33
120	109.7	36.56	166.2	24.2	8.06	89.09
140	121.7	40.56	139.3	39.0	13.00	89.42

Fuente: Investigación de los autores

*% en peso en base seca

Figura 16. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado de la naftalina negra Vs. temperatura.



Fuente: Investigación de los autores

En la sublimación de la naftalina negra se observa que al aumentar la temperatura hasta los 120°C aumenta notoriamente la eficiencia en la sublimación volviéndose asintótica en el intervalo de 120-140°C debido a que posiblemente la naftalina inicia a destilarse inhibiendo la cristalización en el serpentín para condensarse cayendo nuevamente al fondo de la cámara de sublimación.

La variación en la cantidad de naftaleno (pureza) es inversamente proporcional a la eficiencia al aumentar la temperatura. A 80°C se presenta una alta pureza (93,47%), pero una baja eficiencia (2.90%), sin embargo a 140°C se presenta una alta eficiencia (40.56%) pero la pureza disminuye 4.05% respecto a la de 80°C, siendo esta la más alta obtenida.

A 120°C la eficiencia en el proceso de sublimación inicia a estabilizarse y la pureza de la masa sublimada no reporta una variación significativa.

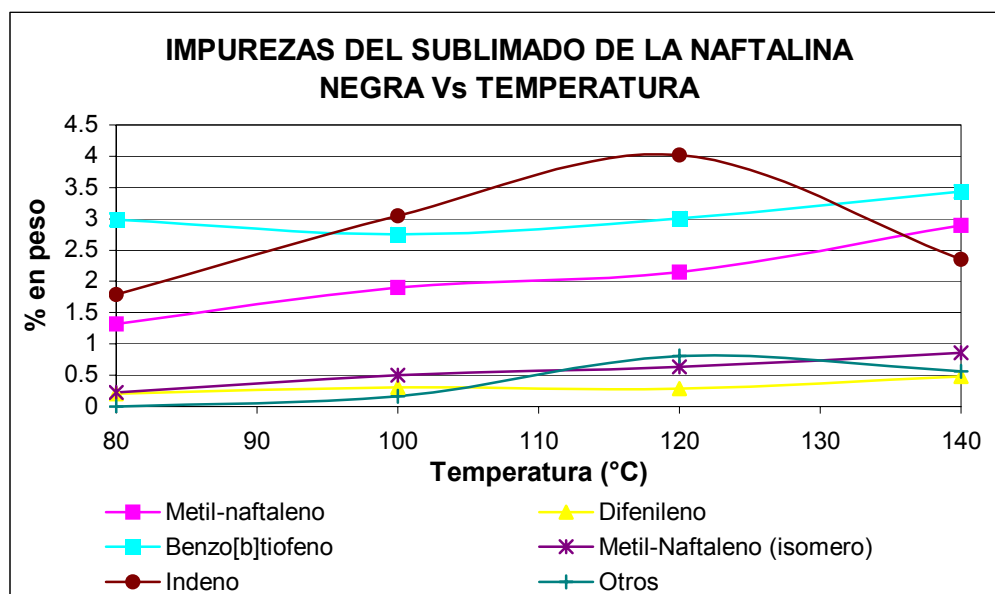
Tabla 13. Composición de la masa sublimada de naftalina negra respecto a la temperatura.

Compuesto	Muestra Inicial	Temperatura (°C)			
		80	100	120	140
Naftaleno	80.64	93.47	91.33	89.09	89.42
Metil-Naftaleno	4.36	1.32	1.90	2.15	2.89
Difenileno	2.71	0.20	0.31	0.29	0.48
Benzo[b]tiofeno	2.87	2.99	2.75	3.01	3.44
Metil-Naftaleno (isómero)	1.63	0.23	0.50	0.63	0.86
Indeno	1.49	1.79	3.05	4.02	2.35
Otros	6.30	0.00	0.16	0.81	0.56

Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

*Composición en base seca, % en peso.

Figura 17. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina negra Vs. temperatura.



Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

El porcentaje de naftaleno en la muestra sublimada disminuye con respecto a la temperatura debido a que el indeno aumenta su porcentaje en la muestra hasta 120°C y disminuye a partir de ésta, temperatura a la cual el porcentaje de benzo[b]tiofeno y metil-naftaleno aumentan al aumentar la temperatura en mayor proporción que los otros compuestos que acompañan al naftaleno.

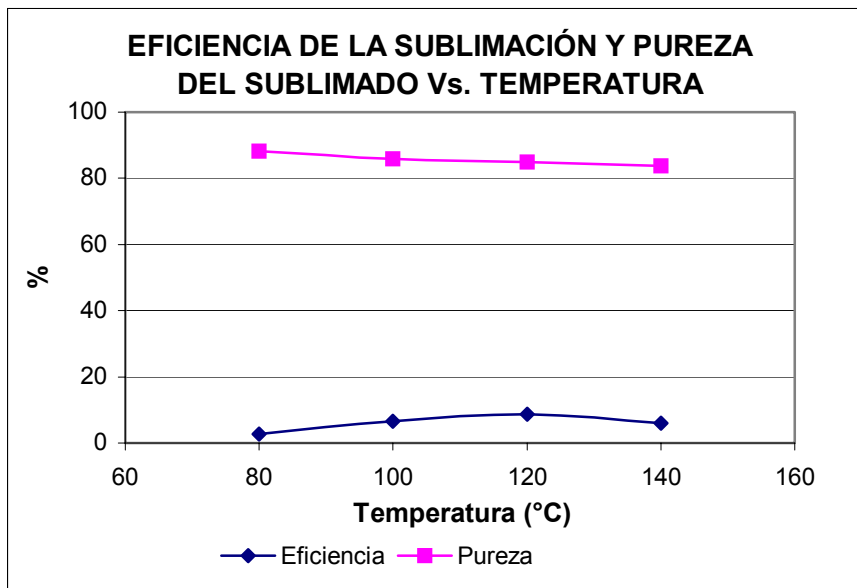
- **Naftalina Amarilla**

Tabla 14. Resultados de la sublimación de la naftalina amarilla respecto a la temperatura.

Temp. (°C)	Naftalina Sublimada (g.)	Eficiencia (%)	Fondos (g.)	Pérdidas (g.)	Pérdidas (%)	Pureza (%)*
80	8.1	2.68	282.8	9.1	3.04	88.13
100	19.5	6.50	268.6	11.9	3.96	85.92
120	25.9	8.65	260.9	13.2	4.39	84.95
140	18.3	6.08	268.3	13.5	4.50	83.73

Fuente: Investigación de los autores
 *% en base seca

Figura 18. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado de la naftalina amarilla Vs. temperatura.



Fuente: Investigación de los autores

Al igual que la naftalina negra, la naftalina amarilla presenta un aumento en la cantidad naftalina sublimada al aumentar la temperatura, pero no es muy notoria, siendo la de mayor eficiencia la prueba a 120°C con un valor de 8.65% (ver Tabla 14 y Figura 18). De la misma forma la pureza del sublimado disminuye al aumentar la temperatura siendo la de mayor pureza la prueba a 80°C con un valor de 88.13% y la de menor pureza a 140°C con 83.73%

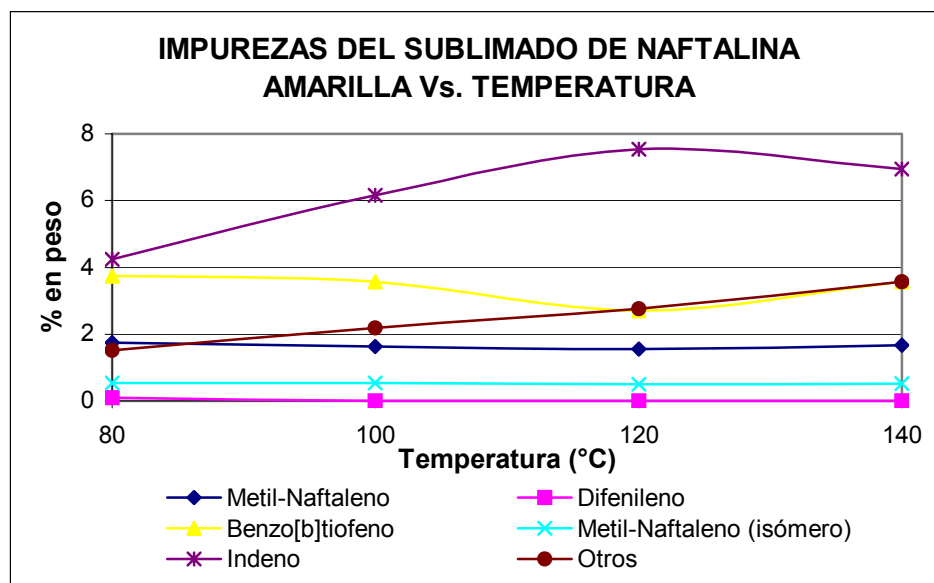
Tabla 15. Composición de la masa sublimada de naftalina amarilla respecto a la temperatura.

Compuesto	Muestra Inicial	Temperatura °C			
		80	100	120	140
Naftaleno	76.95	88.13	85.92	84.95	83.73
Metil-Naftaleno	3.49	1.74	1.64	1.55	1.67
Difenileno	0.48	0.10	---	---	---
Benzo[b]tiofeno	3.61	3.75	3.56	2.71	3.57
Metil-Naftaleno (isómero)	1.40	0.53	0.54	0.50	0.52
Indeno	4.81	4.24	6.15	7.53	6.95
Otros	9.26	1.51	2.19	2.76	3.56

Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

*Composición en base seca, % en peso.

Figura 19. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina amarilla Vs. temperatura.



Fuente: Investigación de los autores

Al igual que la naftalina negra, la naftalina amarilla disminuye su porcentaje de pureza al aumentar la temperatura debido a que los compuestos denominados "otros" aumentan su porcentaje al aumentar la temperatura, el benzo[b]tiofeno no presenta un comportamiento uniforme con la temperatura, pero mantiene un promedio de 3.40%, el indeno aumenta proporcionalmente su porcentaje en la

muestra hasta una temperatura de 120°C tomando un valor de 7.53% disminuyendo a 6.95% en 140°C.

Con los datos obtenidos en las pruebas para los dos tipos de naftalina, la mejor temperatura de sublimación es 120°C, teniendo en cuenta la eficiencia y la pureza, la cual sólo disminuye entre 3 y 4% respecto a la reportada a 80°C en cada tipo de naftalina respectivamente.

4.2.1.3. Masa Inicial de Carga. Se tomó como variable la carga del sublimador manteniendo constante la temperatura de sublimación (140°C), durante 5 horas de operación.

- **Naftalina negra**

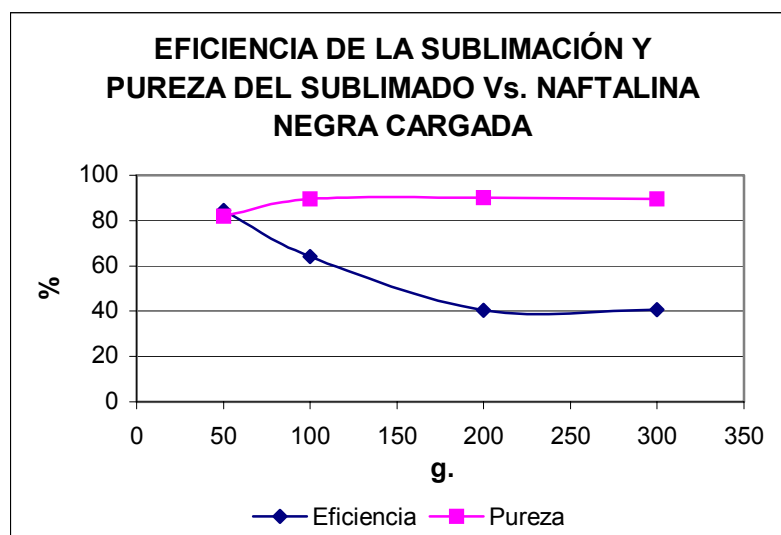
Tabla 16. Resultados de las sublimaciones de la naftalina negra respecto a la carga inicial.

Muestra (g.)	Naftalina Sublimada (g.)	Eficiencia (%)	Fondos (g.)	Pérdidas (g.)	Pérdidas (%)	Pureza (%)*
50	42.2	84.33	30.5	4.3	8.67	81.78
100	64.0	64.00	25.8	10.2	10.17	89.52
200	80.8	40.38	110.0	9.3	4.63	90.03
300	121.7	40.56	139.3	39.0	13.00	89.42

Fuente: Investigación de los autores

*%Pureza en base seca

Figura 20. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado Vs. naftalina negra cargada.



Fuente: Investigación de los autores

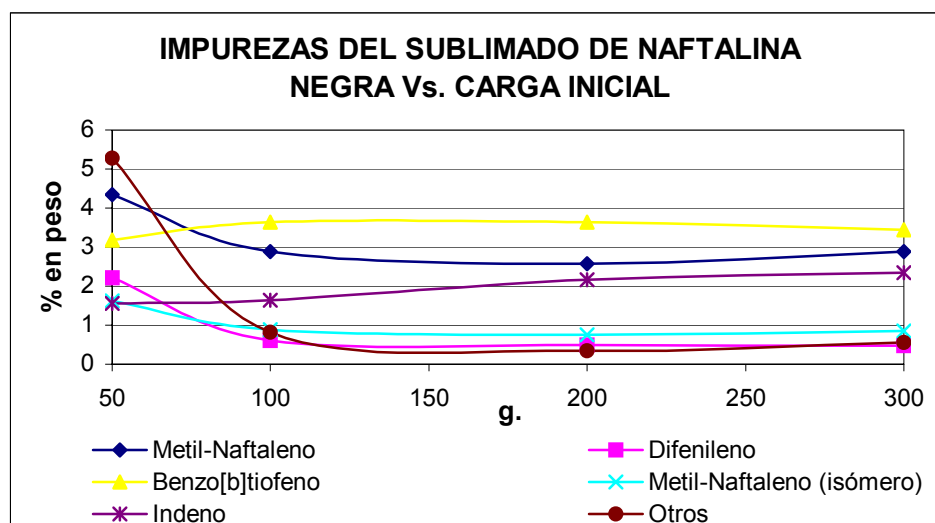
Al aumentar la carga del sublimador con naftalina negra se aumenta su pureza, llegando a ser máximo en 200 g. con un valor de 90.03%. A pesar que la mayor eficiencia es con 50 g. de carga, es la que presenta menor pureza con un valor de 81.78%. Por ello, la carga adecuada para la naftalina negra es de 200 g.

Tabla 17. Composición de la masa sublimada respecto a la carga inicial de naftalina negra.

Compuesto	Muestra Inicial	Carga Inicial (g.)			
		50	100	200	300
Naftaleno	80.64	81.78	89.52	90.03	89.42
Metil-Naftaleno	4.36	4.35	2.89	2.58	2.89
Difenileno	2.71	2.22	0.61	0.49	0.48
Benzo[b]tiofeno	2.87	3.18	3.64	3.64	3.44
Metil-Naftaleno (isómero)	1.63	1.63	0.88	0.76	0.86
Indeno	1.49	1.56	1.64	2.16	2.35
Otros	6.30	5.28	0.82	0.34	0.56

Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.
Composición en base seca, % en peso

Figura 21. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina negra Vs. masa inicial de carga.



Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

La pureza del sublimado de naftalina negra aumenta con la masa inicial de carga. En el intervalo de 50 a 100 g. disminuyen los porcentajes de las impurezas debido a que la masa cargada sublima en un alto porcentaje ya que el área de calentamiento disminuye al aumentar la carga. A partir de los 100 g. estos compuestos presentan poca variación en el porcentaje de la masa sublimada.

- **Naftalina Amarilla**

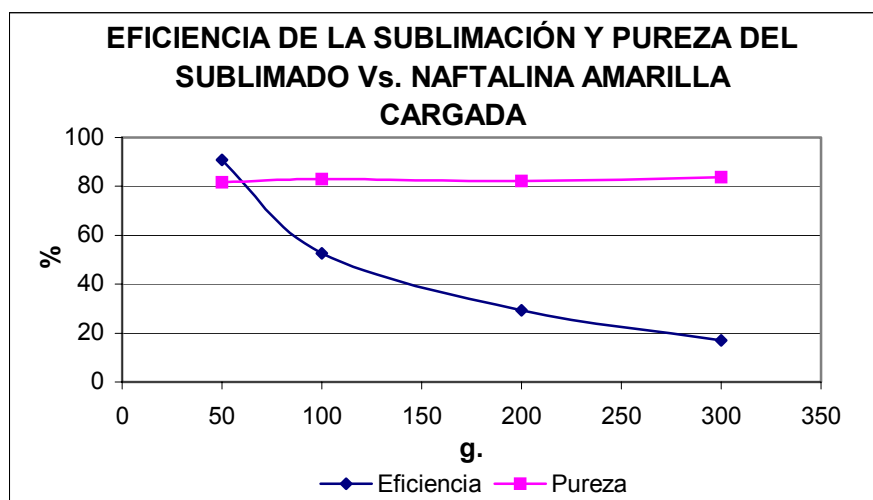
Tabla 18. Resultados de las sublimaciones de la naftalina amarilla respecto a la carga inicial.

Muestra (g.)	Naftalina Sublimada (g.)	Eficiencia (%)	Fondos (g.)	Pérdidas (g.)	Pérdidas (g.)	Pureza (%)*
50	45.4	90.75	1.3	3.4	6.75	81.52
100	52.5	52.50	41.8	5.8	5.75	83.02
200	58.7	29.33	136.8	4.5	2.25	82.23
300	51.3	17.08	240.8	8.0	2.67	83.73

Fuente: Investigación de los autores

*%Pureza en base seca

Figura 22. Eficiencia de la sublimación y pureza del sublimado Vs. naftalina amarilla cargada.



Fuente: Investigación de los autores

La masa inicial de carga afecta la eficiencia de la sublimación en la naftalina amarilla más que la naftalina negra siendo la eficiencia inversamente proporcional a la masa cargada y disminuyendo hasta un 17.08% con una carga de 300 g. sin embargo, la pureza de la masa sublimada no se ve influenciada por esta variable aumentando de 81.52% a 83.73%.

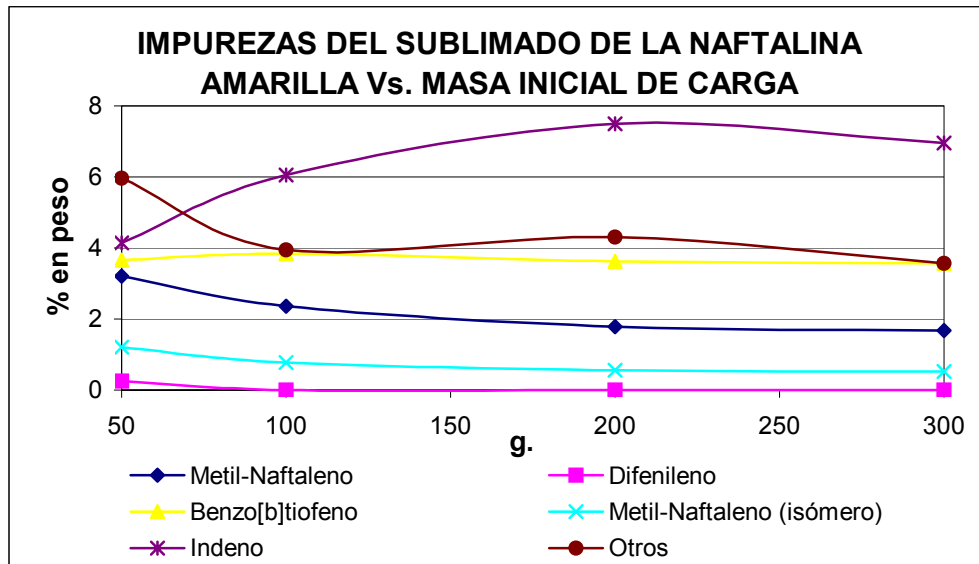
Tabla 19. Composición de la masa sublimada respecto a la carga inicial de naftalina amarilla.

Compuesto	Muestra Inicial	Carga Inicial (g.)			
		50	100	200	300
Naftaleno	76.95	81.56	83.02	82.23	83.73
Metil-Naftaleno	3.49	3.21	2.36	1.78	1.67
Difenileno	0.48	0.25	---	---	----
Benzo[b]tiofeno	3.61	3.66	3.84	3.63	3.57
Metil-Naftaleno (isómero)	1.40	1.21	0.78	0.56	0.52
Indeno	4.81	4.15	6.05	7.50	6.95
Otros	9.26	5.96	3.95	4.30	3.56

Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

*Composición en base seca, % en peso.

Figura 23. Impurezas de la masa sublimada de la naftalina amarilla Vs. masa inicial de carga.



Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

La naftalina amarilla presenta un comportamiento similar al de la negra disminuyendo los porcentajes de las impurezas a medida que aumenta la masa inicial cargada, por el contrario la cantidad de indeno varía notoriamente llegando su máximo a 120°C.

Con los resultados obtenidos para cada tipo de naftalina y teniendo en cuenta la proporción de la mezcla (70% de negra y 30% de amarilla) consideramos una masa inicial de carga de 200 g. como la apropiada para las sublimaciones de naftalina mezcla.

4.2.1.4. Condiciones de Operación para la Naftalina Mezcla. De acuerdo a los resultados obtenidos en la purificación de la naftalina negra y amarilla respecto a las variables propuestas se establecieron las condiciones de operación para la purificación de naftalina mezcla.

- **Condiciones de Operación.**

- Masa inicial de carga: 200 g.
- Temperatura de sublimación: 120°C
- Tiempo de operación: 5 h.

Tabla 20. Resultados de la sublimación de la naftalina mezcla

Naftalina Sublimada (g.)	Eficiencia (%)	Fondos (g.)	Pérdidas (g.)	Pérdidas (%)	Pureza (%)*
74,13*	37,07*	118,04*	7,83*	3,92*	87,69*
52,22	26,11	132,76	15,02	7,51	87,10

Fuente: Investigación de los autores

*%Peso en base seca

*Valor teórico como promedio de las pruebas de la naftalina negra y amarilla.

De acuerdo a los resultados obtenidos en la sublimación, la naftalina mezcla no cumple el promedio teórico del proceso de sublimación tanto en la eficiencia como en la pureza. Al parecer los tipos de naftalina se afectan entre sí en el proceso de sublimación.

Tabla 21. Composición del sublimado de la naftalina mezcla.

Compuesto	Muestra Inicial	Naftalina Sublimada	
		Teórico*	Experimental
Naftaleno	74.14	87.69	87.10
Metil-Naftaleno	5.57	2.34	2.50
Difenileno	2.93	0.34	0.40
Benzo[b]tiofeno	2.78	3.64	3.50
Metil-Naftaleno (isómero)	2.29	0.70	0.80
Indeno	2.25	3.76	4.00
Otros	10.04	1.53	1.70

Fuente: Investigación de los autores

*%Peso en base seca

*Teórico: promedio de las pruebas de la naftalina negra y amarilla.

Con los datos que aparecen en la tabla anterior se observa que la sublimación de las naftalina mezcla no presenta un comportamiento promedio con la naftalina negra y amarilla. Sin embargo, el proceso de la sublimación disminuye notoriamente la proporción de las diferentes impurezas en la naftalina sublimada.

4.2.2. Solubilización.

- Masa de Naftalina sublimada: 192 g.
- Masa de Ácido sulfúrico: 24 g.

Tabla 22. Composición de la naftalina sublimada y naftalina sublimada y lavada de la naftalina mezcla.

Compuesto	Muestra Inicial	Naftalina	
		Sublimada	Sublimada y Lavada
Naftaleno	74.14	87.10	89.30
Metil-Naftaleno	5.57	2.50	2.30
Difenileno	2.93	0.40	0.30
Benzo[b]tiofeno	2.78	3.50	4.01
Metil-Naftaleno (isómero)	2.29	0.80	0.70
Indeno	2.25	4.00	2.80
Otros	10.04	1.70	0.59

Fuente. Investigación de los autores.

El proceso de solubilización no presentó un aumento significativo en la pureza pasando de 87.1% de naftaleno en la naftalina sublimada a 89.3% después de este proceso, el cual tuvo una pérdida del 18.23% respecto a la masa inicial debido a la sulfonación del naftaleno por lo cual se descarta este proceso de la etapa de purificación. Los compuestos que se vuelven solubles son retirados con el agua usada para neutralizar la masa inicial, generando además gran cantidad de desechos químicos, como el ácido sulfúrico, el cual solo se podría utilizar en un lavado siguiente usándose solo en dos sesiones, y el agua utilizada en la neutralización.

Los resultados cromatográficos aparecen en el Anexo E.

4.3. TRANSFORMACIÓN QUÍMICA

Los resultados en esta etapa fueron obtenidos debido a que los compuestos formados se separaron de por inmiscibilidad (β -naftol), como una sal neutra de la respectiva sal ácida formada (Sal G) o del ácido sulfónico formado (β -

naftalinsulfonato de sodio, Sal Schaeffer y Sal R) o por precipitación bajo la adición de un compuesto que no reacciona con la sal formada pero actúa como un medio ionizante evitando que la sal formada se disocie (Sal Ácida R).

En las reacciones desarrolladas se considera que el ácido formado precipita en su totalidad como una sal, por tanto la conversión será referida a la reacción del ácido correspondiente.

4.3.1. β -Naftalinsulfonato de Sodio. Obtenido de la precipitación del ácido β -naftalinsulfónico con cloruro de sodio.

Tabla 23. Masa de naftalina cargada y β -naftalinsulfonato de sodio obtenido.

Prueba	Naftalina Cargada (g.)	β -Naftalinsulfonato de Sodio obtenido (g.)	Conversión (%)	
			Experimental	Teórica
1	400.00	560.18	77.94	75.00
2	400.00	588.24	81.84	
Total	800.00	1,148.42	79.89	

Fuente: Investigación de los autores

De acuerdo al peso obtenido de β -naftalinsulfonato de sodio y la naftalina cargada se calcula la conversión de la naftalina para la obtención del ácido β -naftalinsulfónico de acuerdo a la relación:

$$X = \frac{\text{Masa de } \beta\text{-naftalinsulfonato de sodio} / \text{PM } \beta\text{-naftalinsulfonato de sodio}}{\text{Masa de naftalina cargada} / \text{PM naftalina}} * 100 \quad (30)$$

donde,

X = Conversión de la naftalina a ácido β -naftalinsulfónico (%).

Peso Molecular de la naftalina: 128 g./g-mol.

Peso Molecular de β -naftalinsulfonato de sodio: 230 g./g-mol.

La conversión obtenida experimentalmente fue del 79.89% siendo esta mayor que la teórica con un valor aproximado del 75% debido a que los otros compuestos

presentes en la naftalina cargada son sulfonados formándose el ácido sulfónico correspondiente y luego precipitados al igual el que el β -naftalinsulfonato de sodio.

Durante el proceso de obtención de ácido β -naftalinsulfónico se controló estrictamente la temperatura de reacción debido a que si la temperatura asciende rápidamente se precipita la masa cargada debido al agua de constitución del ácido sulfúrico del 66% en volumen.

Terminado el tiempo de calentamiento se le adicionó rápidamente solución de NaCl saturada a la solución con ácido β -naftalinsulfónico caliente para evitar la formación de espumas debido al ácido clorhídrico que se forma. El β -naftalinsulfonato de sodio producido tiene un color gris cemento, el cual para ser utilizado en la reacción siguiente fue filtrado y posteriormente dejado en una estufa de calentamiento a 40° durante 10 horas.

4.3.2. β -Naftol. Se siguió las condiciones expuestas en la teoría.

Tabla 24. Masa de β -naftalinsulfonato de sodio cargado y β -naftol obtenido

Prueba	β -Naftalinsulfonato de Sodio cargado (g.)	β -Naftol obtenido (g.)	Conversión (%)	
			Experimental	Teórico
1	574.21	188.37	52.39	50.00
2	574.21	171.12	47.59	
Total	1,148.42	359.49	49.99	

Fuente: Investigación de los autores.

La conversión del β -naftalinsulfonato esta dada por:

$$X = \frac{\text{Masa de } \beta - \text{naftol} / PM \beta - \text{naftol}}{\text{Masa de } \beta - \text{naftalinsulfonato de sodio} / PM \beta - \text{naftalinsulfonato de sodio}} * 100 \quad (31)$$

donde,

X = Conversión del β - naftalinsulfonato de sodio a β -naftol (%).

PM del β -naftalinsulfonato de sodio = 230 g./g-mol.

PM de β -naftol = 144 g./g-mol.

La eficiencia de la reacción fue del 49.9% y es un poco más baja que la reportada en la literatura del 50%, ya que de acuerdo a los resultados solo reaccionó el β -naftalinsulfonato de sodio y no sus impurezas.

Para el desarrollo de la reacción se tuvo que llevar un estricto control de la temperatura para evitar que el NaOH sobrepasara los 270°C y se secase. El β -naftalinsulfonato de sodio, se debe adicionar lentamente debido a que la temperatura aumenta rápidamente además que se forman grumos impidiendo una adecuada agitación la cual se hace pesada pues la masa se vuelve más dura y compacta.

El β -naftol obtenido se separó en la parte inferior de la solución final después de la neutralización de la masa formada y posterior reacción con ácido sulfúrico, evacuándose por el fondo del vaso con desprendimiento y solidificándose rápidamente, tomando un color hueso grisáceo.

4.3.3. β -Naftol-6-Sulfonato de Sodio (Sal Schaeffer) y β -Naftol-3,6-Sulfonato Ácido de Sodio (Sal Ácida R). La Sal Schaeffer fue obtenida por precipitación del ácido β -naftol-6-sulfónico (Ácido Schaeffer) mediante la adición de NaCl en solución saturada y por precipitación del β -naftol-3,6-sulfonato ácido de sodio (Sal Ácida R) mediante ácido sulfúrico como medio ionizante, respectivamente. Las cantidades obtenidas se muestran a continuación.

- Masa cargada de β -naftol: 179.75 g.
- Masa obtenida de Sal Schaeffer: 202.52 g.
- Masa Obtenida de Sal Ácida R: 106.22 g.

La conversión del β -naftol esta dada por:

$$X_{\beta - naftol} = X_{Sal\ Schaeffer} + X_{Sal\ Acida\ R} \quad (32)$$

donde,

$X_{\beta - naftol}$: Conversión del β -naftol a Sales Schaeffer + Ácida R

$X_{Sal\ Schaeffer}$: Conversión del β -naftol a Sal Schaeffer

$X_{Sal\ Acida\ R}$: Conversión del β -naftol a Sal ácida R

$$X_{Sal\ Schaeffer} = \frac{Masa\ de\ Sal\ Schaeffer / PM\ Sal\ Schaeffer}{Masa\ de\ \beta - naftol / PM\ \beta - naftol} \quad (33)$$

y

$$X_{Sal\ Acida\ R} = \frac{Masa\ de\ Sal\ Acida\ R / PM\ Sal\ Acida\ R}{Masa\ de\ \beta - naftol / PM\ \beta - naftol} \quad (34)$$

donde,

$PM\ \beta - naftol$: 144 g./g-mol.

$PM\ Sal\ Schaeffer$: 246 g./g-mol.

$PM\ Sal\ \acute{A}cida\ R$: 342 g./g-mol.

La conversión del β -naftol a Sal Schaeffer obtenida de acuerdo a la ecuación 33 es de 65.95% y la conversión del β -naftol a Sal Ácida R de acuerdo a la ecuación 34 es de 24.88%, entonces La conversión del β -naftol de acuerdo a la ecuación 32 es del 90.83%.

4.3.4. β -Naftol-6,8-Disulfonato de Potasio (Sal G) y β -Naftol-3,6-Disulfonato de Sodio (Sal R). La Sal G fue obtenida por precipitación del ácido β -naftol-6,8-sulfónico (Ácido G) mediante la adición de KCl en solución al 10% y por precipitación del ácido β -naftol-3,6-sulfónico (Ácido R) mediante adición de una solución saturada de NaCl, respectivamente. Las cantidades obtenidas se muestran a continuación.

- Masa cargada de β -naftol: 179.75 g.

- Masa obtenida de Sal G: 202.55 g.
- Masa Obtenida de Sal R: 183.53g.

La conversión del β -naftol esta dada por:

$$X_{\beta\text{-naftol}} = X_{\text{Sal G}} + X_{\text{Sal R}} \quad (35)$$

donde,

$X_{\beta\text{-naftol}}$: Conversión del naftol a Sales Schaeffer + Ácida R

$X_{\text{Sal G}}$: Conversión del naftol a Sal G

$X_{\text{Sal R}}$: Conversión del naftol a Sal R

y

$$X_{\text{Sal G}} = \frac{\text{Masa de Sal G} / \text{PM Sal G}}{\text{Masa de } \beta\text{-naftol} / \text{PM } \beta\text{-naftol}} \quad (36)$$

$$X_{\text{Sal R}} = \frac{\text{Masa de Sal R} / \text{PM Sal R}}{\text{Masa de } \beta\text{-naftol} / \text{PM } \beta\text{-naftol}} \quad (37)$$

donde,

$PM \beta\text{-naftol} = 144 \text{ g./g-mol.}$

$PM \text{ Sal G} = 380 \text{ g./g-mol.}$

$PM \text{ Sal R} = 348 \text{ g./g-mol}$

La conversión del β -naftol a Sal G obtenida de acuerdo a la ecuación 36 es de 42.70% y la conversión del β -naftol a Sal R de acuerdo a la ecuación 37 es de 42.25%, entonces La conversión del β -naftol de acuerdo a la ecuación 35 es del 84.94%.

Las Sales obtenidas precipitadas fueron posteriormente filtradas y sometidas a análisis químico para su caracterización y comparación de parámetros con las comerciales.

4.4. ANÁLISIS QUÍMICO DE SALES SCHAEFFER, ACIDA R, G y R

Las sales obtenidas fueron comparadas con los parámetros usados para las sales comerciales. Los resultados se muestran en las tablas a continuación (ver Anexo G).

Tabla 25. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal Schaeffer (β -naftol-6-sulfonato de sodio)^a.

	Especificación	Análisis típico	Experimental
Ensayo, % en peso	40 min.	50-70	61.59
Impurezas insolubles en agua. ^b	0.2 máx.	0.06	0.23
2-naftol, % en peso	0.1 máx.	0.05	0.05

^a. Los porcentajes no especificados son mayormente agua y sulfato de sodio y ocasionalmente Cloruro de Sodio.

^b. % en peso calculado sobre el 100% de Sal Schaeffer tomada como base.

Tabla 26. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal Ácida R (β -naftol-3,6-sulfonato ácido de sodio)^a.

	Especificación	Análisis típico	Experimental
Ensayo, % en peso	70 min.	70-73	69.33
Sal G, % en peso. ^{bc}	2.0 máx.	0.2-0.6	0.74
Sal Schaeffer, % en peso	1.0 máx.	0.3	0.73
Materia Insoluble en agua. ^b	0.3 máx.	0.05-0.15	0.2186
Hierro Soluble (como Fe ₂ O ₃). ^b	0.05 máx.	< 0.02	0.024
Sulfatos, como Na ₂ SO ₄ . ^b	3.5 máx.	0.05-3	2.78
Ácidos minerales libres, como H ₂ SO ₄ . ^b	0.25 máx.	< 0.1	0.16

^a. En base seca

^b. % en peso sobre el 100% de Sal R como base.

^c. Expresada como Sal disódica.

Tabla 27. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal R (β -naftol-3,6-disulfonato de sodio)^a.

	Especificación	Análisis típico	Experimental
Ensayo, % en peso	70 min.	70-73	72.09
Sal G, % en peso. ^{bc}	2.0 máx.	0.2-0.6	1.18
Sal Schaeffer, % en peso	1.0 máx.	0.3	0.34
Materia Insoluble en agua. ^b	0.3 máx.	0.05-0.15	0.2718
Hierro Soluble (como Fe ₂ O ₃). ^b	0.05 máx.	< 0.02	0.027
Sulfatos, como Na ₂ SO ₄ . ^b	3.5 máx.	0.05-3	3.1498
Ácidos minerales libres, como H ₂ SO ₄ . ^b	0.25 máx.	< 0.1	0.228

^a. En base seca

^b. % en peso sobre el 100% de Sal R como base.

^c. Expresada como Sal disódica.

Tabla 28. Especificaciones, análisis típico y resultados experimentales de la Sal G (β -naftol-6,8-disulfonato de potasio)^a

	Especificación	Análisis típico	Experimental
Ensayo como sal disódica. % en peso. ^b	40 min.	55-65	58.00
Impurezas sobre el 100% de sal disódica G (Sal R+Sal Schaeffer) % en peso.	3.0 máx.	0.5-1.5	0.15
Materia insoluble en agua, % en peso.	0.3 máx.	0.1	0.13

^a. Los porcentajes no especificados son agua y cloruro de potasio.

^b. La sal es actual mente una sal dipotásica pero es expresada como una sal disódica.

4.5. RESIDUOS

En el procesamiento de la naftalinas a nivel experimental se generan residuos en las etapas de purificación y transformación química,. A continuación se especifican los residuos generados en cada uno de los procesos.

4.5.1. Sublimación. Debido a que este proceso tuvo una baja eficiencia se generaron fondos correspondientes al 66.38% de la masa inicial, su composición se presenta a continuación.

Tabla 29. Composición de los fondos de la sublimación.

Compuesto	Muestra Inicial	Fondos
Naftaleno	74.14	79.8
Metil-Naftaleno	5.57	4.40
Difenileno	2.93	2.00
Benzo[b]tiofeno	2.78	3.30
Metil-Naftaleno (isómero)	2.29	1.70
Indeno	2.25	1.60
Otros	10.04	7.20

Fuente: Laboratorio de Cromatografía UIS.

4.5.2. Transformación Química. En esta etapa se evidencian residuos en dos procesos definidos, producción de β -naftol y producción de sales β -naftol.

Tabla 30. Composición y cantidad de los residuos producidos en la obtención de β -naftalinsulfonato de sodio y β -naftol por kg. de naftalina cargada.

Compuesto	Residuo (kg.)
Naftalina	0.20
H ₂ SO ₄	0.31
H ₂ O	2.22
NaCl	0.07
HCl	0.23
NaOH	0.01
Sulfito de sodio	0.79
β -Naftóxido de sodio	0.52
Bisulfato de sodio	0.37
Total	2.81

Fuente: Investigación de los autores

Tabla 31. Composición y cantidad de los residuos producidos en la obtención de las Sales Schaeffer, Ácida R, G y R por kg. de naftol.

Compuesto	Residuo (kg.)	
	Sal Schaeffer y Sal Ácida R	Sal G y Sal R
β -Naftol	0.09	0.15
H ₂ SO ₄	1.07	0.62
H ₂ O	1.24	4.03
Na ₂ SO ₄	0.14	0.00
K ₂ SO ₄	0.00	0.06
KCl	0.00	0.05
HCl	0.00	1.20
NaCl	0.31	0.08
Total	2.86	6.19

Fuente: Investigación de los autores

Dentro de la sublimación se generan gran cantidad de residuos correspondientes a los fondos de la sublimación, los cuales poseen un alto porcentaje de naftaleno y demuestran que este proceso no es eficiente.

Los residuos generados en la transformación química de la naftalina se deben a la formación de otros compuestos, a agentes precipitantes, exceso en los reactivos y conversión incompleta. Estos residuos son inherentes en esta etapa y se retiran como soluciones residuales.

5. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

De acuerdo a los resultados obtenidos presentamos los balances de masa así como las cantidades de energía suministrada para el desarrollo de cada reacción.

5.1. BALANCES DE MATERIA

En las tablas a continuación presentamos las cantidades de reactivos suministrados y productos obtenidos. La cantidad de reactivos para cada reacción fue suministrada en relación estequiométrica o en con un porcentaje de exceso asumiendo que la conversión en cada reacción sería del 100% y de acuerdo a la conversión reportada se referencia las composiciones en las cantidades obtenidas.

5.1.1. Obtención del Ácido β -Naftalinsulfónico

- Conversión de la naftalina: 79.89%
- Exceso de H_2SO_4 (66% Vol.): 20%

Tabla 32. Reactivos y productos en la reacción del ácido β -naftalinsulfónico.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
Naftalina	800.00	160.88
H_2SO_4	735.00	245.67
H_2O	188.22	278.10
Ácido β-naftalinsulfónico		1,038.57

Fuente: Investigación de los autores.

5.1.2. Obtención de β -Naftalinsulfonato de Sodio

- Conversión del ácido β -naftalinsulfónico: 100%
- Exceso de NaCl: 20%
- Relación g./ml. de H_2O / NaCl: 3.476

Tabla 33. Reactivos y productos en la reacción del β -naftalinsulfonato de sodio.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
Ácido β -naftalinsulfónico	1,038.57	0.00
NaCl	350.52	58.42
H ₂ O	1,496.49	1,496.49
β-Naftalinsulfonato de sodio		1,148.42
HCl		182.25

Fuente: Investigación de los autores.

5.1.3. Obtención del β -Naftóxido de Sodio

- Conversión del β -naftalinsulfonato de sodio: 100%
- Exceso de NaOH: 3%

Tabla 34. Reactivos y productos en la reacción del β -naftóxido de sodio.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
β -Naftalinsulfonato de sodio	1,148.42	0.00
NaOH	411.43	11.98
H ₂ O	137.14	227.02
β-Naftóxido de sodio		828.86
Sulfito de sodio		629.13

Fuente: Investigación de los autores.

5.1.4. Obtención de β -Naftol

- Conversión del β -naftóxido de sodio: 49.99%
- Exceso de H₂SO₄ (50% Vol.): 20%

Tabla 35. Reactivos y productos en la reacción del β -naftol.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
β -Naftóxido de sodio	828.86	414.43
H ₂ SO ₄	587.19	342.53
H ₂ O	323.97	323.97
β-Naftol		359.51
Bisulfato de sodio		299.58

Fuente: Investigación de los autores.

5.1.5. Obtención de Ácido Schaeffer y Ácido R

- Conversión del β -naftol a Ácido Schaeffer: 65.95%
- Conversión del β -naftol a Ácido R: 24.88%
- Exceso de H_2SO_4 (98% Vol): 38%

Tabla 36. Reactivos y productos en la reacción del Ácido Schaeffer y Ácido R.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
β -Naftol	179.75	16.47
H_2SO_4	253.23	86.54
Ácido Schaeffer		184.41
Ácido R		94.41
H_2O		30.62

Fuente: Investigación de los autores.

5.1.6. Obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R

- Exceso de Na_2SO_4 : 20%
- Concentración del H_2SO_4 precipitante: 66% Vol.

Tabla 37. Reactivos y productos en la reacción de la Sal Schaeffer y Sal Ácida R.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
β -Naftol	16.47	16.47
H_2SO_4	86.54	142.10
Ácido Schaeffer	184.41	0.00
Ácido R	94.41	0.00
Na_2SO_4	106.35	25.84
Sal Schaeffer		202.52
Sal Ácida R		101.25
H_2O	30.62	30.62
NaCl^*	55.32	55.32
H_2O	192.30	192.30
H_2SO_4^*	50.62	50.62

Fuente: Investigación de los autores.

* Agente precipitante

5.1.7. Obtención del Ácido G y Ácido R.

- Conversión del β -naftol a Ácido G: 65.95%
- Conversión del β -naftol a Ácido R: 24.88%
- Exceso de H_2SO_4 (98% Vol.): 20%

Tabla 38. Reactivos y productos en la reacción del Ácido G y Ácido R.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
β -Naftol	179.75	27.05
H_2SO_4	293.60	85.75
Ácido R		160.33
Ácido G		162.04
H_2O		38.18

Fuente: investigación de los autores

5.1.8. Obtención de Sal G y Sal R.

- Exceso de K_2SO_4 : 20%
- Exceso de solución saturada de NaCl: 20%
- Exceso de KCl (Solución al 10% en peso): 20%

Tabla 39. Reactivos y productos en la reacción de la Sal G y Sal R.

Compuesto	Reactivo (g.)	Producto (g.)
β -naftol	27.05	27.05
H_2SO_4	85.75	110.82
Ácido R	160.33	
Ácido G	162.04	
K_2SO_4	55.65	11.13
H_2O	38.18	38.18
KCl	47.65	9.53
H_2O	428.86	428.86
HCl*	162.04	215.14
NaCl	74.05	14.81
H_2O	257.39	257.39
Sal R		183.53
Sal G		202.55

Fuente: Investigación de los autores.

*Agente precipitante.

5.1.9. Eficiencia de los Procesos y Global respecto a la Naftalina Mezcla. La Tabla 40 presenta la eficiencia de la sublimación, las conversiones en las reacciones de transformación química en base al compuesto principal cargado y la eficiencia global de proceso respecto a la masa inicial de naftalina mezcla.

En la producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R la eficiencia global es de 9.32% y en la producción de Sales G y R es de 8.86%. Estas eficiencias son afectadas por el proceso de sublimación, el cual tiene una eficiencia baja del 26.1%, y no por las conversiones de las reacciones químicas ya que son buenas, pues corresponden a las literarias.

Tabla 40. Eficiencia por proceso y global del tratamiento de la naftalina.

Proceso	Compuesto	Masa Cargada (g.)	Masa Obtenida (g.)	Eficiencia molar del Proceso (%)	Eficiencia Global	
					Másica* (%)	Molar* (%)
Sublimación	Naftalina Mezcla	3065.13		26.10	26.10	26.10
	Naftalina Sublimada		800.00			
Producción de 2-naftalinsulfonato de sodio	Naftalina Sublimada	800.00		79.89	37.47	20.85
	2-naftalinsulfonato de sodio		1148.42			
Producción de 2-naftol	2-naftalinsulfonato de sodio	1148.42		49.99	11.73	10.42
	2-naftol		359.43			
Producción de Sales Schaeffer y Ácida R	2-naftol	179.72				
	Sal Schaeffer		202.52	65.96	13.21	6.88
	Sal Ácida R		101.25	24.89	6.61	2.44
	Total			90.85	19.82	9.32
Producción de Sales G y R	2-naftol	179.72				
	Sal G		202.55	42.71	13.22	4.45
	Sal R		183.53	42.26	11.98	4.40
	Total			84.97	25.19	8.86

Fuente: Investigación de los autores.

*Eficiencias respecto a la naftalina mezcla cargada

5.2. BALANCE DE ENERGÍA.

Para el desarrollo de los procesos de Sublimación y Transformación Química fue necesario el suministro de calor. El calor total suministrado en cada proceso está dado por:

$$Q_{Total} = Q_{Baño\ de\ Calentamiento} + Q_{Proceso} + Q_{Pérdidas} \quad (38)$$

y

$$Q_{Total} = t * P * 3600 \quad (39)$$

donde,

Q = Calor (J)

t = Tiempo total de encendido de la resistencia eléctrica (h.)

P = Potencia de la resistencia (Watts)

$$Q_{Baño\ de\ Calentamiento} = mCp\Delta T \quad (40)$$

donde,

m = Masa de aceite - arena usada en los procesos de Sublimación y Transformación Química, respectivamente (g.).

Cp = Capacidad calorífica del aceite o arena usada (J/g.°C).

ΔT = Diferencia entre la Temperatura máxima de operación y la temperatura ambiente (°C).

El calor total esta dado por el tiempo de encendido de la resistencia por su potencia. Esta resistencia está posicionada dentro de un baño de calentamiento al cual fue necesario suministrar calor hallado según la ecuación 40. Con el calor total y el calor del baño de calentamiento se puede determinar el calor de perdidas mas el calor del

proceso por media del despeje de la ecuación 38. Para los cálculos se tomó como temperatura ambiente 18°C.

5.2.1. Purificación. Las condiciones para el proceso de sublimación fueron las siguientes.

- Tiempo de encendido de la resistencia: 0.93 h.
- Potencia de la resistencia: 787.50 Watts.
- Masa de aceite de calentamiento: 2147.50 g.
- Capacidad calorífica del aceite: 2.24 J/g.°C.
- Masa de naftalina mezcla cargada: 200 g.
- Temperatura máxima de operación: 120°C.

Tabla 41. Calor suministrado para el proceso de sublimación.

Calor Total (J)	2,644,188.75
Calor del baño de calentamiento(J)	489,828.43
Calor de la Sublimación + Calor de pérdidas (J)	2,154,360.32
(Calor de la Sublimación + Calor de pérdidas) kg. naftalina mezcla (J/kg.)	8,251,092.77

Fuente: Investigación de los Autores.

5.2.2. Transformación Química

- Potencia de la resistencia: 2,381.00 Watts.
- Masa de arena de calentamiento: 5,644.00 g.
- Capacidad calorífica de la arena: 0.79 J/g.°C.

5.2.2.1. Obtención del Ácido β -Naftalinsulfónico

- Tiempo de encendido de la resistencia: 0.93h.
- Masa de naftalina sublimada cargada: 800 g.
- Temperatura máxima de operación: 180°C.

Tabla 42. Calor suministrado para el proceso de obtención del β -naftalinsulfonato de sodio.

Calor Total (J)	7,994,683.700
Calor del baño de calentamiento (J.)	731,168.718
Calor de la reacción + Calor de pérdidas (J)	7,263,514.982
<u>(Calor de la Sublimación + Calor de pérdidas)</u>	
kg. Naftalina Sublimada (J/kg.)	9,079,393.728

Fuente: Investigación de los Autores.

5.2.2.2. Obtención de β -Naftóxido de Sodio

- Tiempo de encendido de la resistencia: 0.51h.
- Masa de β -naftalinsulfonato de sodio cargado: 1148.42 g.
- Temperatura máxima de operación: 318 °C.

Tabla 43. Calor suministrado para el proceso de obtención del β -naftóxido de sodio.

Calor Total (J)	4,406,516.70
Calor del baño de calentamiento (J.)	1,354,016.14
Calor de la reacción + Calor de pérdidas (J)	3,052,500.56
<u>(Calor de la Sublimación + Calor de pérdidas)</u>	
kg. de β -naftalinsulfonato de sodio (J/kg.)	2,658,509.45

Fuente: Investigación de los Autores.

5.2.2.3. Obtención de β -Naftol

- Tiempo de encendido de la resistencia: 0.51h.
- Masa de β -naftóxido de sodio cargado: 827.00 g.
- Temperatura máxima de operación: 96 °C.

Tabla 44. Calor suministrado para el proceso de obtención del β -naftol.

Calor Total (J)	930,971.00
Calor del baño de calentamiento (J.)	352,044.20
Calor de la reacción + Calor de pérdidas (J)	578,926.80
<u>(Calor de la Sublimación + Calor de pérdidas)</u>	
kg. de β -naftalinsulfonato de sodio (J/kg.)	700,303.39

Fuente: Investigación de los Autores.

5.2.2.4. Obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R

- Tiempo de encendido de la resistencia: 0.51h.
- Masa de β -naftol cargado: 179.55 g.
- Temperatura máxima de operación: 96 °C.

Tabla 45. Calor suministrado para el proceso de obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.

Calor Total (J)	352,044.20
Calor del baño de calentamiento (J.)	583,345.00
Calor de la reacción + Calor de pérdidas (J)	231,300.80
(Calor de la Sublimación + Calor de pérdidas) kg. de β -naftol (J/kg.)	1,286,755.88

Fuente: Investigación de los Autores.

5.2.2.5. Obtención de Sal G y Sal R

- Tiempo de encendido de la resistencia: 0.51h.
- Masa de β -naftol cargado: 179.55 g.
- Temperatura máxima de operación: 96 °C.

Tabla 46. Calor suministrado para el proceso de obtención de Sal G y Sal R.

Calor Total (J)	2,731,007.00
Calor del baño de calentamiento (J.)	352,044.20
Calor de la reacción + Calor de pérdidas (J)	2,378,962.80
(Calor de la Sublimación + Calor de pérdidas) kg. de β -naftalinsulfonato de sodio (J/kg.)	13,234,473.60

Fuente: Investigación de los Autores.

6. ANÁLISIS ECONÓMICO

Para la producción de sales de β -naftol a partir de la naftalina producida en la Empresa, se estudia tres alternativas de producción, a los cuales se calcula el costo de producción, además de realiza una evaluación económica y determinar cual genera mayor rentabilidad para la selección de la alternativa adecuada.

6.1. COSTO DE PRODUCCIÓN

En la producción de sales de naftol se distinguen dos procesos, en el primero se obtuvieron la Sal Schaeffer y la Sal Ácida R, en el segundo se obtuvieron la Sal G y la Sal R de acuerdo a estos dos procesos se diseñaron tres alternativas además de un Caso General sobre las cuales se plantea un análisis de costos de producción y cantidades obtenidas.

Caso General: Producción de β -naftol.

Alternativa 1: Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.

Alternativa 2: Producción de Sales G y R

Alternativa 3: Producción de Sal Schaeffer, Sal Ácida R, Sal G y Sal R.

Para cada alternativa se realizó un estudio de costo de total de producción el cual viene dado por la ecuación:

$$C_{TOTAL} = C_{MP} + C_{ENERGIA} + C_{OPERACION} \quad (41)$$

donde,

C_{TOTAL} = Costo total de producción / kg. de producto.

C_{MP} = Costo de materias primas / kg. de producto.

$C_{ENERGIA}$ = Costo de energía suministrada al proceso (eléctrica y vapor)/ kg. de producto.

$C_{OPERACIÓN}$ = Costo de mano de obra/ kg. de producto

- **Costo de Materias Primas.**

El costo de materias primas de las tres alternativas se basa en la producción diaria de naftalina (aproximadamente 1 tonelada) y en las conversiones obtenidas en el proceso de Transformación Química aplicadas a cantidades de escala industrial (ver balances de masa Anexo H). Para hallar el costo de materias primas se estipuló un “caso general” que abarcaría, la Sublimación, obtención de β -naftalininsulfonato de sodio y obtención β -naftol, el cual es la base de las tres alternativas que incluyen la obtención de las sales obtención β -naftol.

La Empresa provee de materias primas que son:

Tabla 47. Costo de materias primas producidas por la Empresa (año 2003).

Materia Prima	Costo (\$)/ kg
Naftalina (negra y amarilla)	83.00
H ₂ SO ₄	217.80
H ₂ O	0.05

Fuente: Contabilidad Industrial – Acerías Paz del Río

- **Costo de Energía.**

Con los datos obtenidos experimentalmente se realizó un estudio energético para la los procesos de Purificación y Transformación Química a escala industrial. Debido a que Acerías Paz del Río produce la Energía Eléctrica y el Vapor, los costos utilizados en este análisis son:

Tabla 48. Costo de energía eléctrica y vapor producidas en la Empresa (año 2003).

	Unidad	\$/Unidad
Energía Eléctrica	kW-h.	82.55
Vapor de Alta (Planta de Fuerza)	kg.	31.20
Vapor de Alta (subproductos)	kg.	12.48
Vapor de Baja	kg.	1.248

Fuente: Planta de Fuerza – Acerías Paz del Río

Para los calentamientos la energía utilizada en la sublimación es energía eléctrica, de la misma forma que se realizó a escala experimental, en las alternativas de las Transformaciones Químicas se utilizó vapor según las necesidades de temperatura (ver Anexo H).

Tabla 49. Características de los fluidos de calentamiento.

Fluido de calentamiento	Características		
	Presión (kgf./cm.²)	Temp. (°C)	Entalpía (J/kg.)
Vapor de Alta (Planta de Fuerza)	30	400	3,230,185.98
Vapor de Alta (subproductos)	12	195	2,808,657.19
Vapor de Baja	1.2		2,704,696.06
Vapor de Baja condensado (líquido saturado)	1.2		499,092.15

Fuente: Planta de Fuerza - Acerías Paz del Río.

La masa de vapor requerida para el proceso de Transformación Química fue obtenida mediante la ecuación:

$$MV = \frac{Q}{\Delta H} \quad (42)$$

donde,

MV = masa de vapor, en kg.

Q = calor requerido para cada proceso, en J

ΔH = diferencia de entalpía entre el fluido de salida y de entrada, en J/kg.

- **Costo de mano de obra (operación).**

Dentro de la mano de obra en las tres alternativas de producción, los operadores de la nueva planta serían trabajadores de la empresa (de la Planta de Gas Sulfhídrico y la Planta Desnaftalizadora) y no nuevos, debido a la disponibilidad de tiempo dentro de sus labores diarias. Aún así, sus labores aumentarían y por lo tanto su categoría dentro de la Empresa. Por ello se determinó las responsabilidades y el costo estipulado de mano de obra, el cual, para esta planta sería solo el aumento de categoría (ver nóminas en el Anexo J), como aparece en la siguiente tabla.

Tabla 50. Costo de mano de obra en el año y responsabilidades del trabajador.

Planta	Categoría	Salarios Anuales	Diferencia	Responsabilidad
Sulfhídrico	8a	\$71,437,914.00	\$2,962,736.00	Producción de sales de β -naftol
	9a	\$74,400,649.94		
Desnaftalizadora	9a	\$202,438,640.00	\$9,448,233	Sublimación hasta obtención de β -naftol
	10a	\$211,886,873.00		
TOTAL AUMENTO			\$12,410,969.00	

Fuente: Nóminas – Acerías Paz del Río

6.1.1. Caso General. Como se especificó anteriormente, incluye el proceso de sublimación, producción de ácido β -naftalinsulfónico, β -naftalinsulfonato de sodio y β -naftol. Etapas que se desarrollarían diariamente, indicando así, que el consumo de materias primas, energía y vapor se referirá a una producción diaria.

Tabla 51. Tiempo total de operación para el Caso General.

Proceso	Tiempo de Operación (h.)
Sublimación	6.50
Acido β -naftalinsulfónico	9.25
β -Naftalinsulfonato de sodio	4.50
β -Naftol	3.75
Total	24.00

Fuente: Investigación de los autores

- **Consumo y Costo de Materias Primas.** El análisis detallado del costo de materias primas se encuentra en el Anexo I.

Tabla 52. Costo de materias primas del Caso General por kg. de producto.

Compuestos	Producción (kg.)	\$/kg.
Naftalina Sublimada	261.10	318.01
Ácido β -naftalinsulfónico	338.96	399.01
β -Naftalinsulfonato de sodio	374.82	475.97
β -Naftóxido de sodio	270.52	1,638.36
β-Naftol	117.33	4,310.99

Fuente: investigación de los autores

- **Consumo y Costo de Energía.** Se separa en costo de calentamiento y costo de bombeo, su análisis detallado se encuentra en el Anexo I.

o *Costo de Calentamiento*

Tabla 53. Costo de Calentamiento del Caso General por kg. de producto.

Compuesto	\$/kg.
Naftalina sublimada	724.92
β -Naftalinsulfonato de sodio	1,263.76
β -Naftóxido de sodio	2,023.63
β-naftol	4,674.73

Fuente: investigación de los autores

o *Costo de bombeo.*

Tabla 54. Costo de bombeo del Caso General por kg. de producto.

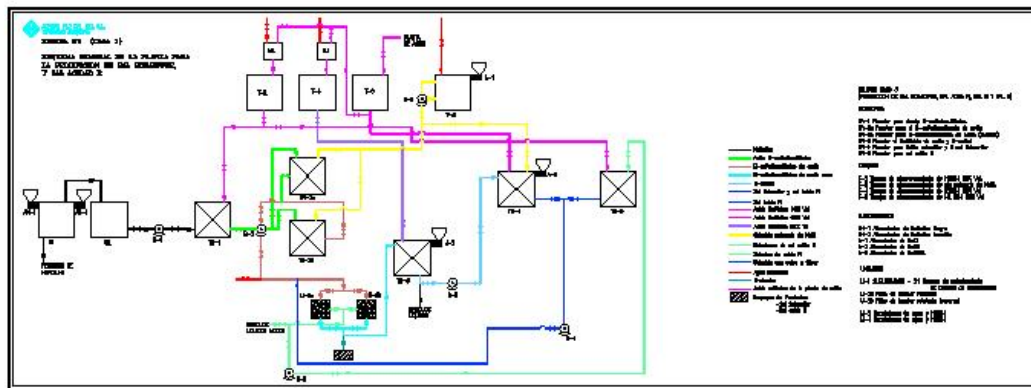
Fluido de Bombeo	\$/kg.
Naftalina Sublimada	0.0148
Ácido β -naftalinsulfónico	0.0169
Solución de NaCl	0.0128
β -Naftalinsulfonato de sodio	0.0490
β-Naftol	0.1634

Fuente: Investigación de los autores.

El costo de energía total / de β -naftol es de **\$ 4,674.89.**

6.1.2. Alternativa 1: Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R. En esta alternativa la producción de β -naftol diario es en su totalidad destinada a la producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R (ver Figura 24).

Figura 24. Esquema General de la Planta para la Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.



Fuente: Investigación de los autores

Tabla 55. Tiempo total de operación para la Alternativa 1.

Proceso	Tiempo de Operación (h.)
Sal Schaeffer y Sal Ácida R	8.25
Precipitación Sal Ácida R	10.00
Total	18.25

Fuente: Investigación de los autores

- **Consumo y Costo de Materias Primas.** El análisis detallado de costo de materias primas para la alternativa 1 se encuentra en el Anexo I

Tabla 56. Costo de materias primas de la Alternativa 1 por kg. de producto.

Compuesto	Producción (kg.)	\$/kg.
Ácido Schaeffer	120.37	2,977.06
Ácido R	61.63	2,977.06
Sal Schaeffer	132.19	3,089.76
Sal Ácida R	66.09	3,198.66

Fuente: Investigación de los autores.

- **Consumo y Costo de Energía.** La evaluación de costos completa aparece en el Anexo I.
 - o *Costo de Calentamiento.*

Tabla 57. Costo de calentamiento de la Alternativa 1 por kg. de producto.

Compuesto	\$/kg.
Sal Schaeffer	2,766.71
Sal Ácida R	2,766.71

Fuente: Investigación de los autores.

- o *Costo de Bombeo.*

Tabla 58. Costo de bombeo de la Alternativa 1 por kg. de producto.

Fluido de Bombeo	\$/kg.
β-Naftol	0.1634
Solución de NaCl	0.0128
Sal Schaeffer	0.1183
Sal Ácida R	0.2341

Fuente: Investigación de los autores.

El costo total de energía / kg. de Sal Schaeffer es de \$ **2,766.83**

El costo total de energía / kg. de Sal Ácida R es de \$ **2,766.94**

- **Costo de Operación.**

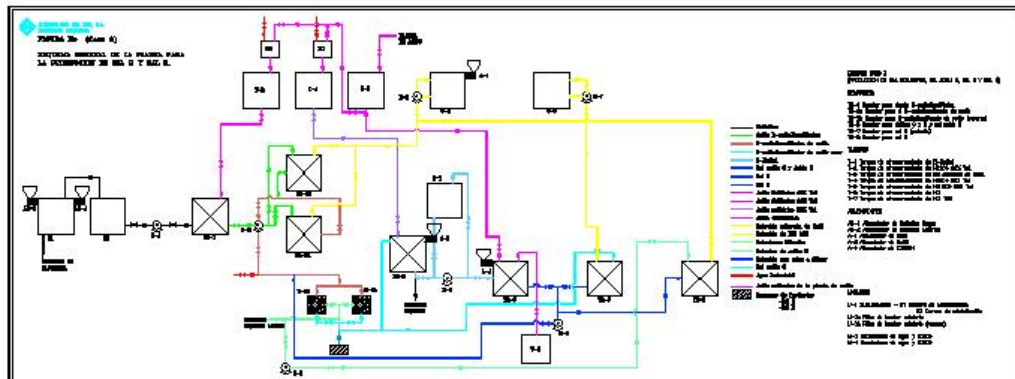
Tabla 59. Costo de operación de la Alternativa 1 por kg. de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.

Producto	Producción de 1 año (kg.)	Proporción con respecto al total	Costo de operación (\$)	\$/kg.
Sal Schaeffer	47,589.57	0.67	8,274,308.87	174.00
Sal Ácida R	23,791.94	0.33	4,136,659.72	174.00
Total	71,381.50	1.00	12,410,968.59	

Fuente: Investigación de los autores

6.1.3. Alternativa 2: Producción de Sal G y Sal R. En esta alternativa se almacena el β -naftol producido durante 6 días para luego ser destinado para la producción de sal G y R, ya que el tiempo de operación para la obtención de estas sales es de 5.30 días (ver Figura 25).

Figura 25. Esquema General de la Planta para la Producción de Sal G y Sal R.



Fuente: Investigación de los autores.

Tabla 60. Tiempo total de operación para la Alternativa 2.

Proceso	Tiempo de Operación (h.)
Sal Ácida G y Ácido R	121.50
Sal G y Sal R	5.75
Total	127.25

Fuente: Investigación de los autores

- **Consumo y Costo de Materias Primas.** El análisis detallado del costo de materias primas se encuentra en el Anexo I.

Tabla 61. Costo de materias primas de la Alternativa 2 por kg. de producto.

Compuesto	Producción (kg.)	\$/kg.
Ácido R	627.93	2,602.18
Ácido G	634.62	2,602.18
Sal Ácida G	713.94	3,748.02
Ácido R	627.93	3,748.02
Sal G	793.27	3,632.93
Sal R	718.81	3,438.98

Fuente: Investigación de los autores

- **Consumo y Costo de Energía.** El análisis detallado del costo de energía se encuentra en el Anexo I

o *Costo de Calentamiento.*

Tabla 62. Costo de calentamiento de la Alternativa 2 por kg. de producto

Compuesto	\$/kg.
Sal G	2,179.96
Sal R	2,179.96

Fuente: Investigación de los autores

o *Costo de Bombeo.*

Tabla 63. Costo de bombeo de la Alternativa 2 por kg. de producto.

Fluido de Bombeo	\$/kg.
β-Naftol (diario*6 días)	0.1634
β-Naftol (a los 6 días)	0.1701
Sal Ácida G	0.1063
Ácido R	0.1063
Solución de KCl	0.0076
Sal G	0.1397
Ácido R	0,1471
NaCl	0,0128
Sal R	0,1903

Fuente: Investigación de los autores.

El costo total de energía / kg. de Sal G es de **\$ 2,180.10**

El costo total de energía / kg. de Sal R es de **\$ 2,180.15**

• **Costo de Operación.**

Tabla 64. Costo de operación de la Alternativa 2 por kg. de Sal G y Sal R.

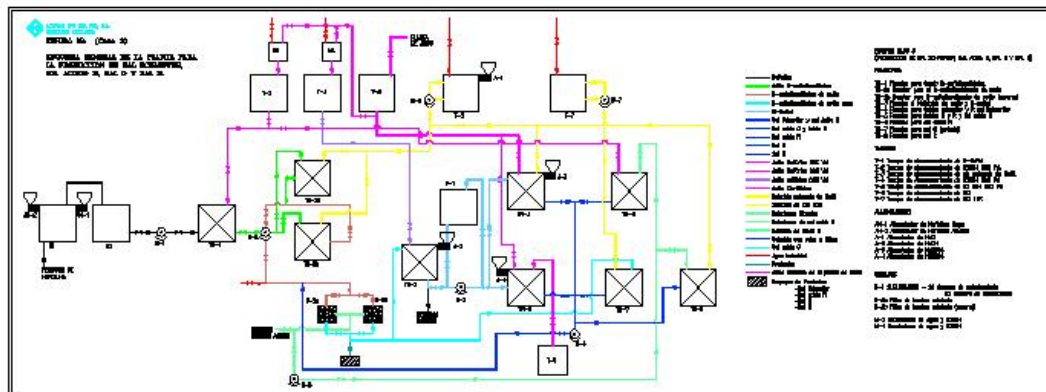
Producto	Producción de 1 año	Proporción con respecto al total	Costo de operación (\$)	\$/kg.
Sal G	47,596.31	0,52	6,511,053.58	137.00
Sal R	43,128.84	0,48	5,899,915.00	137.00
Total	90,725.15	1,00	12,410,968.59	

Fuente: Investigación de los autores.

6.1.4. Alternativa 3: Producción de Sal Schaeffer, Sal Ácida R, Sal G y Sal R.

Para esta alternativa se almacena la producción de β-naftol diario durante 6 días. Al cabo de este tiempo se destina la mitad de esta masa para la producción de Sal G y Sal R y la séptima parte de la masa restante es suministrada cada 20 horas para la obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R, llevándose los dos procesos en paralelo durante 6 días de acuerdo a los tiempos mostrados en las Tablas 58 y 65 (ver Figura 26).

Figura 26. Esquema General de la Planta para la Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R, Sal G y Sal R.



Fuente: Investigación de los autores,

- **Consumo y Costo de Materias Primas.** La evaluación de costo de materias primas para la alternativa 3 aparece en el Anexo I.

Tabla 65. Costo de materias primas de la Alternativa 3 para la producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R por kg. de producto.

Compuesto	Producción (kg.)	\$/kg.
Ácido Schaeffer	51.59	2,977.06
Ácido R	26.41	2,977.06
Sal Schaeffer	56.65	3,089.76
Sal Ácida R	28.32	3,198.66

Fuente: Investigación de los autores

Tabla 66. Costo de materias primas de la Alternativa 3 para la producción de Sal G y Sal R por kg. de producto.

Compuesto	Producción (kg.)	\$/kg.
Ácido R	313.96	2,602.18
Ácido G	317.31	2,602.18
Sal Ácida G	356.97	3,744.73
Ácido R	313.96	3,744.73
Sal G	396.64	3,629.97
Sal R	359.41	3,436.11

Fuente: Investigación de los autores

- **Consumo y Costo de Energía.** El análisis detallado del costo de energía se encuentra en el Anexo I.

- o *Costo de Calentamiento.*

Tabla 67. Costo de calentamiento de la Alternativa 3 por kg. de producto.

Compuesto	\$/kg.
Sal Schaeffer	2,766.71
Sal Ácida R	2,766.71
Sal G	2,179.96
Sal R	2,179.96

Fuente: Investigación de los autores

- o *Costo de Bombeo.*

Tabla 68. Costo de bombeo de la Alternativa 3 por kg. de producto

Fluido de Bombeo	\$/kg.
Naftol (7 veces en 6 días)	0.1634
Solución de NaCl	0.0128
Sal Schaeffer	0.1183
Sal Ácida R	0.1183
Sal Ácida R	0.1833
Sal Ácida R	0.2341

Fuente: Investigación de los autores.

Tabla 68. (Continuación).

Fluido de Bombeo	\$/kg.
Naftol (diario*6 días)	0.1634
Naftol (a los 6 días)	0.1690
Sal Ácida G	0.1063
Ácido R	0.1063
Solución de KCl	0.0076
Sal G	0.1397
Ácido R	0.1471
NaCl	0.0128
Sal R	0.1903

Fuente: Investigación de los autores.

El costo total de energía / kg. de Sal Schaeffer es de **\$ 2,766.83**

El costo total de energía / kg. de Sal Ácida R es de **\$ 2,766.94**

El costo total de energía / kg. de Sal G es de **\$ 2,180.10**

El costo total de energía / kg. de Sal R es de **\$ 2,180.15**

- **Costo de Operación.**

Tabla 69. Costo de operación por kg. de Sal Schaeffer, Sal Ácida R, Sal G y Sal R.

Producto	Producción de 1 año	Proporción con respecto al total	Costo de operación (\$)	\$/kg.
Sal Schaeffer	23,794.78	0.29	3,643,481.49	153.00
Sal Ácida R	11,895.97	0.15	1,821,522.91	153.00
Sal G	23,798.16	0.29	3,643,998.02	153.00
Sal R	21,564.42	0.27	3,301,966.16	153.00
Total	81,053.33	1.00	12,410,968.59	

Tabla 70. Cantidad y costos de producción evaluados para un año.

Alternativa	Compuesto	Base de cálculo (días)	kg. de producto	Costos (\$)/kg. de producto			
				M. P.	Energía	Operación	Total
1	Sal Schaeffer	1	132.19	3,089.76	2,766.83	174.00	6,030.59
	Sal Ácida R		69.09	3,198.66	2,766.94	174.00	6,139.60
2	Sal G	6	793.27	3,632.93	2,180.10	137.00	5,950.03
	Sal R		718.81	3,438.98	2,180.15	137.00	5,756.13
3	Sal Schaeffer	6	396.55	3,089.76	2,766.83	153.00	6,009.59
	Sal Acida R		198.24	3,198.66	2,766.94	153.00	6,118.60
	Sal G		396.64	3,629.97	2,180.10	153.00	5,963.07
	Sal R		359.41	3,436.11	2,180.15	153.00	5,769.26

Fuente: Investigación de los autores.

Tabla 70. (Continuación)

Alternativa	Compuesto	Producción Anual				
		Kg.	Costos Anuales (\$)			
			M. P.	Energía	Operación	Total
1	Sal Schaeffer	47,588.40	147,036,734.78	131,669,012.77	8,280,381.60	286,986,129.16
	Sal Ácida R	24,872.40	79,558,350.98	68,820,438.46	4,327,797.60	152,706,587.04
2	Sal G	47,596.20	172,913,662.87	103,764,475.62	6,520,679.40	283,198,817.89
	Sal R	43,128.60	148,318,392.83	94,026,817.29	5,908,618.20	248,253,828.32
3	Sal Schaeffer	23,793.00	73,514,659.68	65,831,186.19	3,640,329.00	142,986,174.87
	Sal Acida R	11,894.40	38,046,141.50	32,911,091.14	1,819,843.20	72,777,075.84
	Sal G	23,798.40	86,387,478.05	51,882,891.84	3,641,155.20	141,911,525.09
	Sal R	21,564.60	74,098,337.71	47,014,062.69	3,299,383.80	124,411,784.20

Fuente: Investigación de los autores

6.2. EVALIUACION ECONÓMICA

En la evaluación económica de las alternativas de producción de sales se utiliza los siguientes términos.

- **Tiempo de Construcción:** Para la construcción de las edificaciones, la instalación de equipos y montaje de la infraestructura de la planta, se ha considerado un tiempo total de 1 año.
- **Vida Útil:** Tiempo que dura el activo (maquinaria y equipo o proyecto) antes del deterioro natural o el tiempo que dure antes de quedar obsoleto.
- **Valor Presente Neto:** Diferencia entre los ingresos y egresos (incluida como egreso la inversión) a valores actualizados.
- **Tasa de oportunidad:** Es el Interés prefijado teniendo en cuenta el DTF, la inflación y otros puntos, si el proyecto es financiado. En nuestro caso la empresa daría el total de la inversión, por lo tanto la tasa de oportunidad sería del 11%.
- **Deflactar:** Llevar a Valor Presente con una tasa propuesta los costos y beneficios.
- **Tasa interna de retorno:** Refleja la tasa de interés o rentabilidad que el proyecto arrojará período a período durante la vida útil del proyecto. Es la tasa que iguala los productos actualizados a los insumos actualizados.
- **Relación Beneficio/Costo:** Es el Valor Presente de los Beneficios (VPB) sobre el Valor Presente de los Costos (VPC).

6.2.1. Inversión.

6.2.1.1. Costos Directos. Es la inversión inicial antes de iniciar el montaje de la planta y se compone de los siguientes costos según la evaluación de la empresa.

- **Costo de Equipos.** Es la suma de los todos los equipos diseñados en el proceso, en la Tabla 84 aparecen los equipos y sus costos los cuales fueron cotizados en diferentes empresas (ver Anexo L).

Tabla 71. Equipos utilizados en cada alternativa de producción de sales.

Equipos	Costo (\$)		
	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3
Reactor TR-1	2,668,000.00	2,668,000.00	2,668,000.00
Reactor TR-2	4,002,000.00	4,002,000.00	4,002,000.00
Reactor TR-2	4,002,000.00	4,002,000.00	4,002,000.00
Reactor TR-3	5,002,500.00	5,002,500.00	5,002,500.00
Reactor TR-4	1,934,300.00		1,094,460.00
Reactor TR-5		5,336,000.00	3,335,000.00
Reactor TR-6	1,534,100.00		1,093,880.00
Reactor TR-7		7,937,300.00	4,901,580.00
Reactor TR-8		9,004,500.00	2,334,500.00
Reactor T-1		19,343,000.00	19,343,000.00
Tanque T-2	32,349,500.00	30,015,000.00	30,682,000.00
Tanque T-3	39,353,000.00	37,818,900.00	32,683,000.00
Tanque T-4	41,220,600.00	41,220,600.00	41,220,600.00
Tanque T-5	48,157,400.00	88,044,000.00	66,633,300.00
Tanque T-6		71,702,500.00	45,222,600.00
Tanque T-7		42,021,000.00	26,346,500.00
Tanque S-1	9,538,100.00	9,538,100.00	9,538,100.00
Tanque S-2	10,872,100.00	10,872,100.00	10,872,100.00
Filtro	10,533,148.00	10,533,148.00	10,533,148.00
Filtro (Reserva)	10,533,148.00	10,533,148.00	10,533,148.00
Resistencias	788,800.00	788,800.00	788,800.00
Ladrillo Antiácido	16,654,042.63	36,290,655.39	26,358,757.98
Bomba B-1	2,784,000.00	2,784,000.00	2,784,000.00
Bomba B-2	3,016,000.00	3,016,000.00	3,016,000.00
Bomba B-3	3,016,000.00	3,016,000.00	3,016,000.00
Bomba B-4	2,784,000.00	2,784,000.00	2,784,000.00
Bomba B-5	2,784,000.00	2,784,000.00	2,784,000.00
Bomba B-6	2,784,000.00	2,784,000.00	2,784,000.00
Bomba B-7		3,828,000.00	3,828,000.00
Alimentador AN-1	9,048,000.00	9,048,000.00	9,048,000.00

Tabla 71. (Continuación)

Equipos	Costo (\$)		
	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3
Alimentador A-1	21,680,400.00	21,680,400.00	21,680,400.00
Alimentador A-2	21,286,000.00	21,286,000.00	21,286,000.00
Alimentador A-3	9,048,000.00		9,048,000.00
Alimentador A-4		9,048,000.00	9,048,000.00
TOTAL DE EQUIPOS	326,421,138.63	537,779,651.39	459,343,373.98

Fuente: Investigación de los autores.

- **Costo de Instrumentación y Control.** Es el total de los costos de instrumentos medidores, transmisores y controladores de las variables del proceso, tales como temperatura, lujo, etc. Es aproximadamente el 10% del costo de los equipos.
- **Costo de Tuberías.** El costo de las tuberías requeridas para una planta de manejo de sólidos y líquidos corresponde a un 20% del costo de equipos.
- **Costo de Infraestructura Eléctrica.** Se estima como un 10% del costo de los equipos.
- **Costo de Infraestructura de Servicios.** La infraestructura de servicios correspondiente al transporte y suministro de vapor, agua de enfriamiento y combustible se calcula como aproximadamente un 10% del costo de equipos.
- **Costo de Construcción.** El Costo de las edificaciones requeridas en la planta se estimas como un 20% del costo de los equipos

6.2.1.2. Costos Indirectos. Corresponde a un 2.71% del valor de los equipos e incluyen los siguientes componentes.

- Planos Arquitectónicos (0.25%)
- Cálculos Estructurales (0.20)
- Estudio de Suelos (0.03%)
- Diseño de Vías y Rasantes (0.03%)

- Diseño Sanitario e Hidráulico (0.03%)
- Diseño Eléctrico (0.03%)
- Presupuesto (0.02%)
- Programación (0.02%)
- Interventoría (1.00%)
- Impuestos (0.60%)
- Seguros (0.30%)
- Papelería (0.20%)

Todos los gastos de inversión aparecen en la siguiente tabla.

Tabla 72. Costo Total de Inversión.

INVERSIÓN	COSTO (\$)		
	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3
COSTOS DIRECTOS			
Equipos	326,421,138.63	537,779,651.39	459,343,373.98
Instrumentación (10% Equipos)	32,642,113.86	53,777,965.14	45,934,337.40
Tuberías (20% Equipos)	65,284,227.73	107,555,930.28	91,868,674.80
Infraestructura Eléctrica (10% Equipos)	32,642,113.86	53,777,965.14	45,934,337.40
Infraestructura de Servicios (10% Equipos)	32,642,113.86	80,666,947.71	45,934,337.40
Edificaciones (20% Equipos)	65,284,227.73	107,555,930.28	91,868,674.80
TOTAL COSTOS DIRECTOS	554,915,935.68	941,114,389.93	780,883,735.77
COSTOS INDIRECTOS			
2.71% de Equipos	8,846,012.86	14,573,828.55	12,448,205.43
TOTAL INVERSION INICIAL	563,761,948.53	955,688,218.48	793,331,941.20

Fuente: Investigación de los autores.

6.2.2. Presupuestos de Ingresos y Gastos. Es un análisis descriptivo de los ingresos y gastos presupuestados en el tiempo (10 años) de tal forma que facilite el establecimiento del flujo de caja. Su proyección esta basada en el IPC (Índice de Precios al Consumidor), el cual es utilizado en la empresa para el aumento de salarios, gastos divisibles de administración y planta, mantenimiento, repuestos y productos a vender.

6.2.2.1. Gastos. Están compuestos principalmente por:

- *Mantenimiento*, el cual, se paga a partir del primer año después del montaje y es el 3.5% del valor de los equipos.
- *Repuestos*, se invierte en ellos a partir del primer año después del montaje y es el 2% del valor de los equipos.
- *Gastos divisibles de Administración y Planta*, gasto estipulado en el 6% del valor de los Equipos y se pagaría a partir del primer año después del montaje.
- *Materias Primas*, aquellos insumos utilizados para la elaboración de los productos, su consumo aparece en el primer año de funcionamiento de la planta y están estipulados en el análisis económico preliminar.
- *Servicios*, entre ellos esta el vapor de alta, media y baja, electricidad y agua industrial de enfriamiento, se tiene en cuenta durante el montaje y operación de la planta.
- *Mano de Obra*, utilizada durante el montaje de la planta y posteriormente en la de operación de la planta.

Durante el montaje de planta, el cual se estableció en un año, el número de trabajadores es de 20, un Ingeniero, un Técnico Mecánico, un Técnico Eléctrico, un Técnico Electrónico, un Técnico Civil, 3 trabajadores de la cuadrilla mecánica, 3 trabajadores de la cuadrilla eléctrica y 8 de la cuadrilla civil, los cuales se consideró se dividirían el trabajo en los dos primeros turnos, es decir de 7:30 a.m. a 3:30 p.m. y de 3:30 p.m. a 11:30 p.m., establecidos por la empresa, además harían el primer turno los domingos la mitad de los trabajadores turnándose un grupo cada semana (ver nómina Anexo I).

6.2.2.2. Ingresos. Indica la entrada de venta de productos, y otras entradas tales como ventas de activos, entre otros. Para la alternativa planteada, solo será la venta de productos.

Costo de venta de las Sales. Como referencia para el costo de venta de las sales de β -naftol se utiliza el costo por kilogramo de sal importada desde la República Popular de China hasta la ciudad de Medellín, siendo esta la situación de Colorquímica S.A., empresa líder en la importación de estos compuestos. Los valores por kilogramo de sal se detallan a continuación:

Valor F.O.B. promedio sal importada (año 2003):	\$9,151.88
Incremento para el valor C.I.F. según el DANE:	\$331.30
Impuesto de entrada al país:	\$30.00
Transporte de Puerto Colombiano a Medellín:	\$70.00
Valor Total:	\$9,583.18

Los valores de entrada al país (impuestos y transporte internacional) logran un aumento de 4.71% sobre el valor F.O.B., de acuerdo a este incremento (aprox. 5%) se hace un análisis de sensibilidad sobre el costo total de producción por kilogramo de sal aplicado a los Criterios de Factibilidad Económica.

6.2.3. Criterios de Factibilidad Económica.

6.2.3.1. Tasa Interna de Retorno (TIR). Es la tasa de interés para la cual el valor presente neto acumulado al final del último año es cero. Este es el punto de equilibrio de la inversión, es decir los gastos son exactamente iguales a los ingresos. La tasa interna de retorno se calcula por métodos iterativos. Si el TIR, es mayor o igual a la tasa de oportunidad, el proyecto es factible. De lo contrario, si el TIR, es menor que la tasa de oportunidad, el proyecto no es factible.

La tasa interna de retorno se obtiene resolviendo la siguiente ecuación no lineal:

$$\sum_{t=0}^{t=n} (I_t - E_t)(1 + TIR)^{-t} - K \quad (43)$$

donde,

TIR = tasa interna de retorno

E_t = Egresos efectivamente pagados en el período t

I_t = Ingresos efectivamente entrados en caja en el período t

n = Tiempo de análisis del proyecto.

K = Monto de la Inversión realizada al inicio del tiempo.

6.2.3.2. Relación Beneficio/Costo. Se define como el aporte que hacen los ingresos, sobre los costos durante la en análisis del proyecto, ambos en valor presente utilizando para deflactar la tasa de oportunidad. Si la relación es mayor que 1, el proyecto es conveniente ya que los ingresos superan los gastos y por tanto dejará un margen, el cual indica su ventaja. Este margen es la utilidad de las operaciones del proyecto a valores actualizados. Así mismo, cuando la relación beneficio/costo se hace igual a 1, los gastos son iguales a los ingresos, se tiene que el proyecto no dará utilidades, pero tampoco arrojará pérdidas; así mismo indica que la toma de interés a que fue evaluado el valor presente neto, equivale a la tasa interna de retorno (TIR). De igual forma, cuando los costos superan los ingresos, la relación será menor que uno, indicando que el proyecto no es atractivo para implementarlo.

La relación beneficio/costo se obtiene de la siguiente ecuación:

$$B/C = \frac{\sum_{i=1}^n VPN \text{ Ingresos}}{\sum_{i=1}^n VPN \text{ Egresos}} \quad (44)$$

6.2.3.3. Análisis de Sensibilidad. El valor de venta está limitado por el costo de las sales importadas puestas en Medellín.

De acuerdo a los datos que aparecen en la Tabla 89, se escoge el Alternativa 1 como la alternativa apropiada para la obtención de sales de β -naftol, ya que posee los Criterios de Factibilidad más altos entre las tres alternativas con un TIR de 16.23% y una relación beneficio costo de 1.07, sin tener el mayor valor de venta,

esto es debido a que la inversión inicial es menor. La elección de este alternativa cumple con los parámetros de cantidad y especificaciones de las sales importadas.

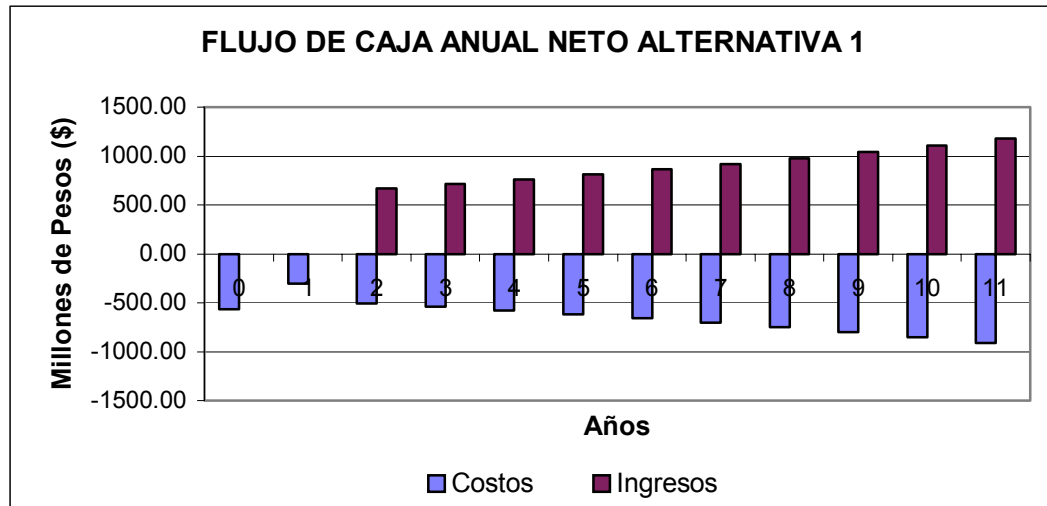
Tabla 73. Análisis de sensibilidad de las alternativas de producción.

Incremento sobre el costo de producción (%)	Alternativa 1			Alternativa 2			Alternativa 3		
	Costo de Venta (\$)	TIR	B/C	Costo de Venta (\$)	TIR	B/C	Costo de Venta (\$)	TIR	B/C
0	6068.01	---	0.69	5857.85	---	0.65	5947.98	---	0.65
5	6371.41	---	0.72	6150.75	---	0.68	6245.38	---	0.68
10	6674.81	---	0.75	6443.64	---	0.71	6542.78	---	0.71
15	6978.21	---	0.79	6736.53	---	0.74	6840.18	---	0.74
20	7281.61	---	0.83	7029.42	---	0.77	7137.58	---	0.78
25	7585.01	-11.23	0.86	7322.32	-18.64	0.81	7434.98	-22.61	0.81
30	7888.41	-3.64	0.90	7615.21	-9.23	0.84	7732.38	-10.48	0.84
35	8191.81	1.76	0.93	7908.10	-3.36	0.87	8029.78	-3.94	0.87
40	8495.21	6.12	0.96	8201.00	1.13	0.90	8327.18	0.89	0.91
45	8798.61	9.86	1.00	8493.89	4.87	0.94	8624.58	4.83	0.94
50	9102.01	13.19	1.03	8786.78	8.12	0.97	8921.98	8.24	0.97
55	9405.41	16.23	1.07	9079.67	11.03	1.00	9219.38	11.28	1.00
60				9372.57	13.68	1.03	9516.78	14.05	1.04

Fuente: Investigación de los autores.

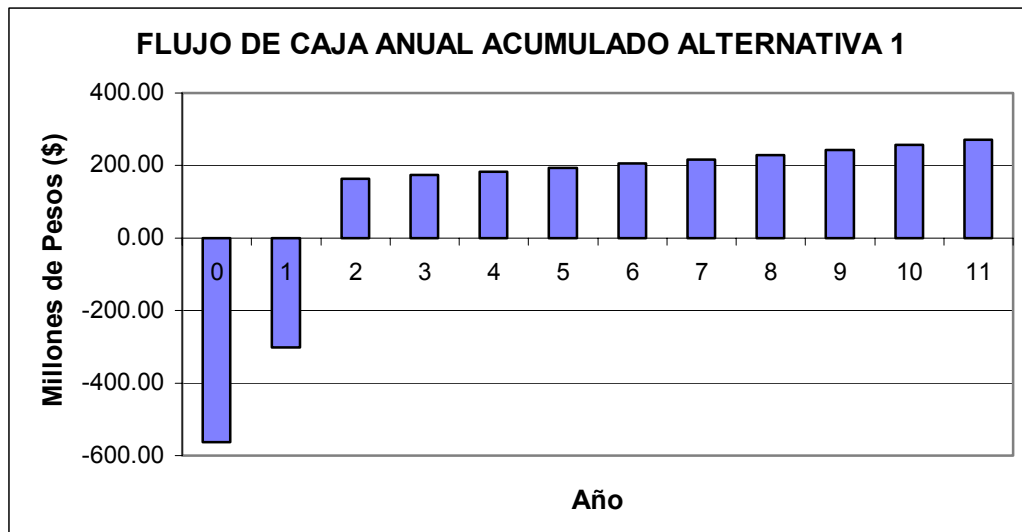
Los flujos de caja neto y acumulado se muestran en las Figuras 27 y 28, las proyecciones de gastos e ingresos se encuentran en el Anexo K.

Figura 27. Flujo de caja anual neto del Alternativa 1.



Fuente: Investigación de los autores.

Figura 28. Flujo de caja anual acumulado del Alternativa 1.



Fuente: Investigación de los autores.

**7. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA PARA LA
OBTENCIÓN DE SAL SCHAEFFER Y SAL ÁCIDA R**

	EQUIPO: Reactor de producción del Ácido β -Naftalinsulfónico	
	REFERENCIA: TR-1	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Vertical	
Diámetro: 1.03 m.	Altura: 1.03 m.	
COMPUESTOS		
Reactivos: Ácido sulfúrico del 66% y naftalina.	Producto: Ácido β -naftalinsulfónico, ácido sulfúrico y agua.	
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 180°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$2.668.000,00		

	EQUIPO: Reactor de producción del β -Naftalinsulfonato de sodio	
	REFERENCIA: TR-2a y TR-2b	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Vertical	
Diámetro: 1.28 m.	Altura: 1.28 m.	
COMPUESTOS		
Reactivos Ácido β -naftalinsulfónico y solución saturada de NaCl	Producto: β -naftalinsulfonato de sodio y agua.	
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 180°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$ 4,002,000.00		

	EQUIPO: Reactor de producción de β -Naftol	
	REFERENCIA: TR-3	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Vertical	
Diámetro: 1.41 m.	Altura: 1.41 m.	
COMPUESTOS		
Reactivos: β -naftalinsulfonato de sodio, solución alcalina de NaOH, ácido sulfúrico del 50% Vol.	Producto: β -naftol.	
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 270°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$5,002,500.00		

	EQUIPO: Reactor de producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R	
	REFERENCIA: TR-4	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Vertical	
Diámetro: 0.88 m.	Altura: 0.88 m.	
COMPUESTOS		
Reactivos: β -naftol, ácido sulfúrico del 98% Vol., Na ₂ SO ₄ , y solución saturada de NaCl	Producto: Sal Schaeffer, sal ácida R y agua.	
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 110°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$1,934,300.00		

	EQUIPO: Reactor de producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R	
	REFERENCIA: TR-6	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Vertical	
Diámetro: 0.88 m.	Altura: 0.88 m.	
COMPUESTOS		
Reactivos: sal ácida R, agua y ácido sulfúrico 66% Vol. como precipitante.	Producto: Sal ácida R.	
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 110°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$1,534,100.00		

	EQUIPO: Tanque de almacenamiento de Ácido Sulfúrico del 66% Vol.	
	REFERENCIA: T-2	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Horizontal	
Diámetro: 1.29 m.	Longitud: 5.05 m.	
Recubrimiento: Ladrillo antiácido Erecos		
COMPUESTOS		
Ácido Sulfúrico del 66% en Vol.		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 70°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$32,349,500.00		

	EQUIPO: Tanque de almacenamiento de Solución Saturada de NaCl	
	REFERENCIA: T-3	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Vertical	
Diámetro: 2.67 m.	Altura: 2.67 m.	
COMPUESTOS		
Solución saturada de NaCl		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 40°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$39,353,000.00		

	EQUIPO: Tanque de almacenamiento de Ácido Sulfúrico del 50% Vol.	
	REFERENCIA: T-4	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Horizontal	
Diámetro: 1.46 m.	Longitud: 5.70 m.	
Recubrimiento: Ladrillo antiácido Erecos		
COMPUESTOS		
Ácido Sulfúrico del 50% en Vol.		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 70°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$41,220,600.00		

	EQUIPO: Tanque de almacenamiento de Ácido Sulfúrico del 98%Vol.	
	REFERENCIA: T-5	
	DESCRIPCIÓN	
Material: Acero al carbono	Disposición: Horizontal	
Diámetro: 1.58 m.	Longitud: 6.16 m.	
Recubrimiento: Ladrillo antiácido Erecos		
COMPUESTOS		
Ácido Sulfúrico del 98% en Vol.		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. máx.: 40°C	Presión: 74.66 kPa.	
COSTO \$48,157,400.00		

	EQUIPO: Bomba de Naftalina	
	REFERENCIA: B-1	
	DESCRIPCIÓN	
Marca: HYDRAL	Modelo: JE-4 Centrífuga	
Material: AISI-304	Capacidad: 13 gpm	
Diám. de Succión: 1"	Diám. de Descarga: ¾"	
Potencia: 0.5 HP.	RPM: 1800	
CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO		
Compuestos: Naftalina	Temp. mín.: 80°C	
	Temp. máx.: 90°C	
COSTO \$ 2.784.000,00		

	EQUIPO: Bomba de Ácido β -Naftalinsulfónico y β -Naftalinsulfonato de Sodio	
	REFERENCIA: B-2	
	DESCRIPCIÓN	
Marca: HYDRAL	Modelo: JE-6 Centrífuga	
Material: AISI-304	Capacidad: 45 gpm	
Diám. de Succión: 1 ¼"	Diám. de Descarga: 1"	
Potencia: 0.6 HP.	RPM: 1800	
CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO		
Compuestos: Ácido β -naftalinsulfónico, ácido sulfúrico diluido, solución de NaCl y β -naftalinsulfonato de sodio.	Temp. mín.: 90°C	
	Temp. máx.: 180°C	
COSTO \$ 3,016,000.00		

	EQUIPO: Bomba de β -Naftol
	REFERENCIA: B-3
	DESCRIPCIÓN
Marca: HYDRAL	Modelo: JE-6 Centrífuga
Material: AISI-304	Capacidad: 30 gpm
Diám. de Succión: 1 ¼"	Diám. de Descarga: 1"
Potencia: 0.6 HP.	RPM: 1800
CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO	
Compuestos: β -naftol	Temp. mín.: 120°C
	Temp. máx.: 150°C
COSTO \$ 3,016,000.00	

	EQUIPO: Bomba de Sal Schaeffer y Sal Ácida R
	REFERENCIA: B-4
	DESCRIPCIÓN
Marca: HYDRAL	Modelo: JE-4 Centrífuga
Material: AISI-304	Capacidad: 22 gpm
Diám. de Succión: 1"	Diám. de Descarga: ¾"
Potencia: 0.5 HP.	RPM: 1800
CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO	
Compuestos: Sal Schaeffer, sal ácida R, ácido sulfúrico diluido, sulfato de sodio, y solución de NaCl.	Temp. mín.: 60°C
	Temp. máx.: 80°C
COSTO \$ 2,784,000.00	

	EQUIPO: Bomba de Sal Ácida R
	REFERENCIA: B-5
	DESCRIPCIÓN
Marca: HYDRAL	Modelo: JE-4 Centrífuga
Material: AISI-304	Capacidad: 13 gpm
Diám. de Succión: 1"	Diám. de Descarga: ¾"
Potencia: 0.5 HP.	RPM: 1800
CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO	
Compuestos: Sal ácida R, ácido sulfúrico diluido, sulfato de sodio, y solución de NaCl.	Temp. mín.: 60°C
	Temp. máx.: 80°C
COSTO \$ 2,784,000.00	

EQUIPO: Bomba de Solución Saturada de NaCl	
REFERENCIA: B-6	
DESCRIPCIÓN	
Marca: HYDRAL	Modelo: JE-4 Centrífuga
Material: AISI-304	Capacidad: 14 gpm
Diám. de Succión: 1"	Diám. de Descarga: 3/4"
Potencia: 0.5 HP.	RPM: 1800
CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO	
Compuestos: Solución saturada de NaCl.	Temp. mín.: 30°C
	Temp. máx.: 50°C
COSTO \$ 2,784,000.00	

EQUIPO: Unidad de Filtración				
REFERENCIA: U2a y U2b				
MARCA: CUNO				
DESCRIPCIÓN				
Ref.	Parte	Características	Material	Costo
5VC3-4466803	Portafiltro de la serie VC para contener 5 elementos filtrantes	Conexiones de entrada y salida 2", venteo de 1/4"	PVC	\$7.871.296,00
AU29Q11NN	15 Elementos Filtrantes Tipo Betapure	Rango de filtración 75 micras nominales y 29 1/4" de largo	Polipropileno no deformable	\$2.661.852,00
CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN				
Compuestos: naftalinsulonato de sodio, Sal Schaeffer, Sal Ácida R, Sal G, Sal R			Temp. máx.: 120°F	
			Presión: 60 psig	
COSTO TOTAL \$10.533.148,00				

		EQUIPO: Unidad de Sublimación		
		REFERENCIA: U1		
DESCRIPCIÓN				
Ref.	Parte	Características	Material	Costo
S1	Cámara de calentamiento	Diámetro: 1.5 m; Altura: 3m; Disposición: Vertical	Acero al Carbono	\$9,538,100.00
S2	Cámara de cristalización	Diámetro: 1m; Longitud: 6m; Disposición: Horizontal	Acero al Carbono	\$10,872,100.00
COMPUESTOS				
Naftalina mezcla y naftalina sublimada		Temp. máx. S1: 120°C		
		Temp. máx. S2: 100°C		
COSTO TOTAL \$20,410,200.00				

		EQUIPO: Alimentador de Naftalina Negra		
		REFERENCIA: AN-1		
		DISTRIBUIDOR : INALRED Ltda.		
DESCRIPCIÓN				
Parte		Características	Material	
Tornillo sin-fin		Diámetro 6" y paso 3"	Acero al Carbono	
Tolva Trapezoidal		Capacidad: 1000 kg.	Acero al Carbono	
Vibrador Eléctrico Cougar (USA)		De 3 fases de 0.33 HP		
COMPUESTO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN				
Naftalina negra		Dosificación: 700 kg./h		
COSTO TOTAL \$9,048,000.00				

		EQUIPO: Alimentador de Naftalina Amarilla		
		REFERENCIA: AN-2		
		DISTRIBUIDOR : INALRED Ltda.		
DESCRIPCIÓN				
Parte		Características	Material	
Tornillo sin-fin		Diámetro 6" y paso 3"	Acero al Carbono	
Tolva Trapezoidal		Capacidad: 500 kg.	Acero al Carbono	
Vibrador Eléctrico Cougar (USA)		De 3 fases de 0.33 HP		
COMPUESTO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN				
Naftalina amarilla		Dosificación: 300 kg./h.		
COSTO TOTAL \$9,048,000.00				

EQUIPO: Alimentador de NaCl		
REFERENCIA: A-1		
DISTRIBUIDOR : INALRED Ltda.		
DESCRIPCIÓN		
Parte	Características	Material
Tornillo sin-fin	Diámetro 6" y paso 3"	Acero al Carbono
Tolva	Capacidad: 200 kg.	Acero al Carbono
Vibrador Eléctrico Cougar	De 3 fases de 0.33 HP	
Elevador	Descarga centrífuga trabajo pesado Capacidad: 107 ft ³ /h Velocidad 159 pies/min.	Plástico de 3 x 4
COMPUESTOS Y CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Cloruro de sodio (NaCl)	Dosificación: 600 kg./h.	
COSTO TOTAL \$21,680,400.00		

EQUIPO: Alimentador de NaOH		
REFERENCIA: A-2		
DISTRIBUIDOR : INALRED Ltda.		
DESCRIPCIÓN		
Parte	Características	Material
Tornillo sin-fin	Diámetro 6" y paso 3"	Acero al Carbono
Tolva	Capacidad: 200 kg.	Acero al Carbono
Vibrador Eléctrico Cougar	De 3 fases de 0.33 HP	
Elevador	Descarga centrífuga trabajo pesado Capacidad: 107 ft ³ /h Velocidad 159 pies/min.	Plástico de 3 x 4
COMPUESTOS Y CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Hidróxido de sodio (NaOH)	Dosificación: 600 kg./h.	
COSTO TOTAL \$21,286,000.00		

EQUIPO: Alimentador de Na ₂ SO ₄		
REFERENCIA: A-3		
DISTRIBUIDOR : INALRED Ltda.		
DESCRIPCIÓN		
Parte	Características	Material
Tornillo sin-fin	Diámetro 6" y paso 3"	Acero al Carbono
Tolva Trapezoidal	Capacidad: 100 kg.	Acero al Carbono
Vibrador Eléctrico Cougar (USA)	De 3 fases de 0.33 HP	
COMPUESTO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Sulfato de sodio (Na ₂ SO ₄)	Dosificación: 1300 kg./h.	
COSTO TOTAL \$9,048,000.00		

CONCLUSIONES

De acuerdo a los resultados obtenidos en el desarrollo de las etapas establecidas para este proyecto se concluye lo siguiente:

- La caracterización de las naftalinas (negra y amarilla) demuestran que son una buena materia prima ya que poseen un alto porcentaje de naftaleno, siendo la naftalina negra de mejor pureza pero su calidad esta afectada por su mayor contenido de cenizas y humedad con respecto a la naftalina amarilla.
- El proceso de sublimación de la naftalina sensible a variables físicas (área de calentamiento) y de operación (tiempo y temperatura) logra alta pureza en la masa sublimada, aún cuando la masa inicial posee un alto contenido de naftaleno. Sin embargo este proceso reporta una baja eficiencia, siendo muy baja en la amarilla, resultados inversos con respecto a la pureza. Para la naftalina mezcla, objeto del estudio, se optó por condiciones de operación intermedias, siendo su eficiencia de sublimación inferior al promedio teórico que se esperaba obtener.
- La transformación química se llevó a cabo de acuerdo a procedimientos descritos en la literatura, obteniendo conversiones similares a las expuestas en la misma. Las sales de β -naftol obtenidas cumplen con parámetros de calidad de las sales comerciales, logrando que esta etapa sea eficiente.
- El ácido sulfúrico producido en la Empresa e implementado al proceso de producción de sales de β -naftol no altera las conversiones y permite el cumplimiento de los parámetros de calidad, por lo tanto este reactivo se puede utilizar para la fabricación a escala industrial de estas sales, disminuyendo los costos de producción.

- En el análisis económico se presentaron tres alternativas para la producción de sales de β -naftol a los que se aplicaron criterios de factibilidad económica. Como resultado de este análisis se seleccionó la Alternativa 1: Producción de Sal Schaeffer y Sal Ácida R, con una producción de 72.5 toneladas anuales, por tener la mejor rentabilidad, con un TIR de 16.23% y B/C de 1.07.
- El estudio de la importación de Naftoles y sus Sales permite que el proceso de obtención de sales de β -naftol pueda ser implementado en el país ya que se demuestra la creciente demanda de estos productos. La puesta en marcha de este proceso estaría en capacidad de cumplir con la cantidad y características de las sales importadas y de competir con el precio de venta de los países exportadores siendo por lo tanto atractivo para los Industriales Colombianos.

RECOMENDACIONES

Para mejorar la eficiencia en el proceso de sublimación se propone:

- El uso de naftalina negra (70% de la producción) para la obtención de sales y destinar a ventas la naftalina amarilla y/o realizar estudios con otras técnicas de purificación para la naftalina mezcla.
- Para los fondos de la sublimación cuyo contenido de naftaleno es alto, buscar su disminución por métodos de purificación diferentes al estudiado para reincorporarlos al proceso.

En el procesamiento de la naftalina se generan residuos que causarían problemas ambientales en la planta, entre ellos:

- Los fondos de la sublimación, una vez mejorada su eficiencia, requiere de un tratamiento adecuado como desecho químico.
- Los residuos líquidos inherentes al proceso de transformación química para los cuales se plantea el análisis de éstos, bien sea para la recuperación de reactivos (ácidos sulfúrico y clorhídrico) y su posterior reutilización en ésta etapa o para el tratamiento adecuado como desecho químico.

BIBLIOGRAFÍA

BARRERA PIRABÁN, Soledad Esther y MONTAÑA CUERVO, Jorge Hernán. Estudio y mejoramiento para el proceso de remoción de naftalina del gas de coque en Acerías Paz del Río. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia. 1989. p.29

DONALDSON, Norman. The Chemistry and Technology of Naphthalene Compounds. London: Edward Arnold (Publishers) LTD. 1958. p. 32, 39, 49, 252.

DURST, H. Dupont. Química Orgánica Experimental. Barcelona: Reverté S.A. 1985. p 56, 57, 68.

GÓMEZ PERALATA, Alonso. Proceso Siderúrgico. Acerías Paz del Río S.A. Planta de Belencito. 2002. p. 4-5.

RELISCH, William H. Química Orgánica. México: McGraw-Hill. 1979. p. 6-7

STREITWIESER junior, Andrew y HEATHCOCK, Clayton H. Química Orgánica. Naucalpan de Juárez: Interamericana, 1979. p, 145-146.

ULLMANN, Fritz. Enciclopedia de Química Industrial. Madrid: Eduardo Gili, 1953. Vol 5 p.636, 638, 642, 645; Vol 9 p. 82.

VARGAS MANTILLA, Jorge Enrique. Preparación y Evaluación de Proyectos de Inversión. Bucaramanga: Publicaciones UIS. 1987. p. 194-198, 207-209.

www.colorquimica.com.co.

www.natukolor.com/azoico.html.

ANEXOS

Anexo A. NORMAS ASTM PARA LA DETERMINACION DE PROPIEDADES FÍSICAS

A continuación aparece la lista de las normas ASTM utilizadas y en las páginas posteriores la descripción de cada norma.

Tabla A1. Lista de las Normas ASTM para la determinación de propiedades físicas.

Propiedad Física	Norma
Punto de Fusión	ASTM E324-69
Cenizas	ASTM D482-74
Humedad	ASTM D95-75
Volatilidad	ASTM C681-71T
Solubilidad	ASTM D1766 – 62

Fuente: Biblioteca Acerías Paz del Río.



Standard Method of Test for RELATIVE INITIAL AND FINAL MELTING POINTS, AND THE MELTING RANGE OF INDUSTRIAL ORGANIC CHEMICALS¹

This Standard is issued under the fixed designation E 324; the number immediately following the designation indicates the year of original adoption or, in the case of revision, the year of last revision. A number in parentheses indicates the year of last reapproval.

1. Scope

1.1 This method covers the determination of the initial melting point and the final melting point, which define the melting range, of samples of industrial organic chemicals whose melting points without decomposition fall between 30 and 250 C by a capillary tube method.

1.2 This method is not directly applicable to noncrystalline materials such as waxes, fats, and fatty acids.

2. Summary of Method

2.1 This method determines initial and final melting points by a relative procedure, utilizing a standard sample that has been assigned jointly accepted melting point values by the concerned parties (such as a supplier and a consumer, or the NBS and a manufacturer). The absolute values of the initial and final melting points are not critical factors, as long as the producer and consumer agree to use the standard sample and its empirically assigned values as the basis for testing and specifications agreements. Simultaneous readings are taken of these temperatures for an unknown and the agreed standard sample of the same chemical; the respective initial melting points are recorded, as are the respective final melting points. The differences in melting point values between the assigned and the observed melting points for the standard are added algebraically to the corresponding figures for the unknown, thereby giving the corrected, reported value.

2.2 The use of a thermometric correction

automatically compensates for variations in equipment and heating techniques, and very importantly, the variation between different analysts in the selection of melting stages as characteristic of the recorded initial and final temperatures.

2.3 The values obtained are relative to those of mutually accepted standards, and hence are no more absolutely accurate than the values of the standard. Improving the precision of determining the initial and final melting points, automatically provides better definition of melting range.

3. Apparatus

3.1 *Capillary Melting Point Apparatus*² consisting of a silicone fluid (Note 1) bath, stirrer, immersion heater coil, transformer control, and adjustable magnifier, constructed and operated in such a way that the temperature around the samples and thermometer is uniform, and can be easily controlled within the limits required by this method. A means shall be provided so that the capillary tubes can be introduced into the bath and properly positioned without removing the thermometer from the heating bath.

¹ This method is under the jurisdiction of ASTM Committee E-15 on Analysis and Testing of Industrial Chemicals and is the direct responsibility of Subcommittee E-15.23 on Physical Properties.

Current edition effective Sept. 19, 1969. Originally issued 1967. Replaces E 324 - 67 T.

² The interlaboratory study was made and the precision data obtained using a Thomas-Hoover "Uni-Melt" apparatus. Similar data may be obtained on other capillary melting point apparatus suitably designed for this procedure and available from other suppliers.



NOTE 1—The silicone fluid used in this study had a viscosity of about 50 cSt at 25 C and a flash point over 300 C.

3.2 *Melting Point Capillary Tubes*—The capillary tube to contain the sample shall be a glass tube approximately 9 to 12 cm long and 0.9 to 1.1 mm in internal diameter with walls 0.2 to 0.3 mm thick and closed at one end.

3.3 *Thermometer*—The thermometer shall be of the partial immersion type and of suitable range selected from ASTM Specification E 1.³ It shall be divided into subdivisions of 0.5 C and capable of being read to 0.1 C.

4. Standard Sample

4.1 The standard sample shall be homogeneous and of the same basic chemical composition as the unknown to be analyzed. This condition is satisfied when both materials are quite pure, or when both the standard and unknown have been made by the same industrial process. Significant deviations from identity in chemical composition lead to some loss of precision.

4.2 In the case of two laboratories determining the melting point or melting range of a material (as in the case of the laboratories of a supplier and of a consumer), it is necessary that the standard used by each be a portion of the same standard sample, with preassigned values of the initial and final melting points.

4.3 The standard sample shall be stored under such conditions that its quality will not deteriorate. Many chemicals are somewhat hygroscopic and it may be agreed that the standard or both the standard and the sample are to be conditioned by appropriate means before the melting range is determined.

5. Procedure

5.1 Grind the samples as finely as possible in a mortar or on a piece of flat glass with a spatula. Charge the melting point capillary tube with the finely divided powder to form a packed column in the bottom of the tube from 3 to 4 mm in height. The capillary tube is packed tightly by adding the powder in three or four increments and being sure that each increment is well packed.⁴

5.2 Preheat the oil bath to approximately 15 C below the expected melting range. Then, adjust the temperature rise to obtain a rate of

1 ± 0.2 C/min during the actual melting of the sample.

5.3 Without removing the thermometer from the heating bath, place the packed capillary tubes containing the standard and unknown sample in the heating bath when the temperature is about 5 C below the expected initial melting point. Place the packed capillary tubes and hold adjacent to the thermometer bulb in such a way that they and the thermometer bulb are at a uniform temperature.

5.4 Observe the samples closely through the magnifier and record the initial melting point and the final melting point to obtain the melting range.

5.4.1 The initial melting point is defined as the temperature at which positive evidence of liquefaction is observed. Just before this temperature is reached, samples show varying degrees of shrinkage away from the walls of the capillary tube. Then, the main column of sample collapses against the side or the bottom of the capillary or both. After a further rise in temperature, which may vary from 0.2 C to more than 1 C, the portion of the sample in contact with the tube is observed to form a distinct liquid film which wets the surface. The liquefaction or wetting may occur at the bottom, sides, front or rear of the capillary tube. When wetting occurs at the back, the point may be missed unless care is taken to watch the rear of the tube. The capillary tube may be rotated to view the rear side. The area of the wetted surface should represent 25 to 50 percent of the area of the tube in contact with the sample and visible to the operator. The temperature at this point is taken as the initial melting point. The minute droplets resulting from the small particles which adhere to the wall of the capillary tube after the shrinkage of the sample should not be considered in arriving at the initial melting point. Neither should a darkening or change of color of the sample be considered but such changes should be noted along with any evidence of decomposition.

5.4.2 The final melting point is the temperature at which the last solid particle disappears into the melt.

³ Annual Book of ASTM Standards, Part 30.

⁴ In the "Uni-Melt" apparatus, a vibrator suitable for packaging the tubes is part of the equipment; alternative ways of packing the tube firmly are permissible.



6. Calculation

6.1 Calculate the corrected initial and final melting points in degrees Celsius as follows:

$$A_i = B_i + D_i - C_i$$

$$A_f = B_f + D_f - C_f$$

where:

A_i = corrected initial melting point of unknown sample,

A_f = corrected final melting point of unknown sample,

B_i = observed initial melting point of unknown sample,

B_f = observed final melting point of unknown sample,

D_i = assigned initial melting point of standard sample,

D_f = assigned final melting point of standard sample,

C_i = observed initial melting point of standard sample, and

C_f = observed final melting point of standard sample.

7. Report

7.1 Report as the melting range the initial melting point and the final melting point to the nearest 0.1 C. Duplicate melting point values which agree within 0.5 C are accepta-

ble for averaging (95 percent confidence level).

8. Precision

8.1 The following criteria should be used for judging the acceptability of results:

8.1.1 *Repeatability (Single Analyst)*—The standard deviation of melting point values (each the average of duplicates), obtained by the same analyst on different days, has been estimated to be 0.16 C, at 126 degrees of freedom. Two such values should be considered suspect (95 percent confidence level) if they differ by more than 0.4 C.

8.1.2 *Reproducibility (Multilaboratory)*—The standard deviation of melting point values (each the average of duplicates), obtained by analysts in different laboratories, has been estimated to be 0.26 C, at 12 degrees of freedom. Two such values should be considered suspect (95 percent confidence level) if they differ by more than 0.8 C.

NOTE 2—These values are based on an interlaboratory study on five samples melting at approximately 75, 105, 150, 200, and 235 C. One analyst in each of thirteen laboratories performed duplicate determinations and repeated one day later.⁵

⁵ Data supporting the precision statements are available in the Research Reports file at the American Society for Testing and Materials, 1916 Race St., Philadelphia, Pa. 19103.

By publication of this standard no position is taken with respect to the validity of any patent rights in connection therewith, and the American Society for Testing and Materials does not undertake to insure anyone utilizing the standard against liability for infringement of any Letters Patent nor assume any such liability.



Designation: 4/65

Standard Test Method for ASH FROM PETROLEUM PRODUCTS¹

This Standard is issued under the fixed designation D 482; the number immediately following the designation indicates the year of original adoption or, in the case of revision, the year of last revision. A number in parentheses indicates the year of last reappraisal. This is also a standard of the Institute of Petroleum issued under the fixed designation IP 4. The final number indicates the year of last revision.

This method was adopted as a joint ASTM-IP standard in 1965.

1. Scope

1.1 This method covers the determination of ash from distillate and residual fuels, gas turbine fuels, crude oils, lubricating oils, waxes, and other petroleum products, in which any ash-forming materials present are normally considered to be undesirable impurities or contaminants (Note 1). The method is limited to petroleum products which are free from added ash-forming additives, including certain phosphorus compounds (Note 2).

NOTE 1—In certain types of samples, all of the ash-forming metals may not be retained quantitatively in the ash. This is particularly true of distillate oils, which require a special ash procedure in order to retain metals quantitatively.

NOTE 2—This method is not intended for the analysis of unused lubricating oils containing additives; for such samples use ASTM Method D 874 - IP 163, Test for Sulfated Ash from Lubricating Oils and Additives,² neither is it intended for the analysis of lubricating oils containing lead nor for used engine crankcase oils.

2. Summary of Method

2.1 The sample contained in a suitable vessel is ignited and allowed to burn until only ash and carbon remain. The carbonaceous residue is reduced to an ash by heating in a muffle furnace at 775°C, cooled and weighed.

3. Apparatus

3.1 *Evaporating Dish or Crucible*, made of platinum, silica, or porcelain, of 90 to 120-ml capacity.

3.2 *Electric Muffle Furnace*, capable of maintaining a temperature of 775 ± 25°C and preferably having suitable apertures at the front and rear so as to allow a slow natural draught of air to pass through.

4. Procedure

4.1 Heat the evaporating dish or crucible at 700 to 800°C for 10 min or more. Cool to room temperature in a suitable container, and weigh to the nearest 0.1 mg.

NOTE 3—The container in which the dish or crucible is cooled should not contain a desiccating agent.

4.2 The quantity of sample to be taken will depend upon the ash content of the material. Weigh into the dish or crucible sufficient sample (up to a maximum of 100 g) to give up to 20 mg of ash. For sample weights which require more than one filling of the dish, obtain the weight from the difference between the initial and final weights of a suitable sample container. Weigh the sample to the nearest 0.1 %. Heat the dish or crucible and sample until the contents can be ignited with a flame. Maintain at such a temperature that the sample continues to burn at a uniform and moderate rate, leaving only ash and carbon when the burning ceases.

NOTE 4—If the sample contains sufficient moisture to cause foaming and loss of material, discard the sample, and to an additional sample add 1 to 2 ml of 99 % isopropyl alcohol before heating. If this is not satisfactory, add 10 ml of an equivolume mixture of benzene and isopropyl alcohol and mix thoroughly. Place several strips of ashless filter paper in the mixture and heat; when the paper begins to burn, the greater part of the water will have been removed.

¹ This method is under the jurisdiction of ASTM Committee D-2 on Petroleum Products and Lubricants.

Current edition approved Aug. 30, 1974. Published October 1974. Originally published as D 482 - 38 T. Last previous edition D 482 - 73.

In the IP, this method is under the jurisdiction of the Standardization Committee.

² *Annual Book of ASTM Standards*, Part 23.

4.3 Heat the residue in the muffle furnace at $775 \pm 25^\circ\text{C}$ until all carbonaceous material has disappeared. Cool the dish to room temperature in a suitable container (Note 3), and weigh to the nearest 0.1 mg.

4.4 Reheat the dish at 775°C for 20 to 30 min, cool in a suitable container (Note 3), and reweigh. Repeat the heating and weighing until consecutive weighings differ by not more than 0.5 mg.

5. Calculation

5.1 Calculate the weight of the ash as a percentage of the original samples as follows:

$$\text{Ash, \%} = (w/W) \times 100$$

where:

w = weight of ash, g, and

W = weight of sample, g.

6. Report

6.1 Report the result to two significant figures as the ash, ASTM D 482 - IP 4 stating the weight of the sample taken.

7. Precision

7.1 The following criteria should be used for judging the acceptability of results (95 % confidence):

7.1.1 *Repeatability*—Duplicate results by the same operator should be considered suspect if they differ by more than the following amount:

By publication of this standard no position is taken with respect to the validity of any patent rights in connection therewith, and the American Society for Testing and Materials does not undertake to insure anyone utilizing the standard against liability for infringement of any Letters Patent nor assume any such liability.

Ash, %	Repeatability
0.002 to 0.15	0.002

7.1.2 *Reproducibility*—The results submitted by each of two laboratories should be considered suspect if the two results differ by more than the following amount:

Ash, %	Reproducibility
0.002 to 0.15	0.004

NOTE 5—The following information on the precision of this method has been developed by the Institute of Petroleum and is being investigated by Committee D-2:

The following criteria should be used for judging the acceptability of results (95 % probability):

(a) *Repeatability*—Duplicate results by the same operator should be considered suspect if they differ by more than the following amount:

$$0.20 (X + 0.01) \text{ in the range } 0.002 \text{ to } 0.20 \text{ weight \% ash}$$

where X is the average result in weight percent.

(b) *Reproducibility*—The results submitted by each of two laboratories should be considered suspect if the two results differ by more than the following amount:

$$0.25 (X + 0.01) \text{ in the range } 0.002 \text{ to } 0.20 \text{ weight \% ash}$$

where X is the average result in weight percent.

These precision data have been obtained by statistical examination of interlaboratory test results³ and were first published in 1961.

³ See IP Standards for Petroleum and Its Products, Part 1, Appendix E.



AMERICAN NATIONAL
STANDARD

ANSI/ASTM D 95 - 70
(Reapproved 1975)

British Standard 4385



Standard: 2560



Designation: 74/70

Standard Test Method for WATER IN PETROLEUM PRODUCTS AND BITUMINOUS MATERIALS BY DISTILLATION¹

This method has been approved by the sponsoring committees and accepted by the Cooperating Societies in accordance with established procedures.

This method was adopted as a joint ASTM-API-IP standard in 1969.

This method has been approved for use by agencies of the Department of Defense and for listing in the DOD Index of Specifications and Standards.

1. Scope

1.1 This method covers determination of water in crude petroleum, tars, and products derived from these materials.

1.1.1 The specific products listed in 7.1.1 represent the range of materials considered in developing the details of this method.

1.1.2 For bituminous emulsions refer to ASTM Method D 244, Testing Emulsified Asphalts.²

1.2 References to this method appear in numerous standards pertaining to materials other than those listed in 7.1.1.

NOTE 1—With some types of oil, satisfactory results may be obtained with ASTM Method D 1796 API 2548-IP 75, Test for Water and Sediment in Crude Oils and Fuel Oils by Centrifuge.³

2. Summary of Method

2.1 The material is heated under reflux with a water immiscible solvent which co-distills with the water in the sample. Condensed solvent and water are continuously separated in a trap, the water settling in the graduated section of the trap and the solvent returning to the still.

3. Apparatus

3.1 The apparatus comprises a glass or metal still, a heater, a reflux condenser, and a graduated glass trap. The still, trap, and condenser may be connected by any suitable method for producing a leak-proof joint. Preferred connections are ground joints for glass and O-rings for metal to glass. Typical assemblies are illustrated in Figs. 1, 2, and 3.

3.1.1 *Still*—A glass or metal vessel with a short neck and suitable joint for accommodating the reflux tube of the trap. Vessels of 500, 1000, and 2000-ml nominal capacities have been found satisfactory.

3.1.2 *Heater*—Any suitable gas burner or electric heater may be used with the glass still. A gas ring burner with ports on the inside circumference shall be used with the metal still and shall be of such dimensions that it may be moved up and down the vessel when testing materials that are likely to foam or solidify in the still.

3.2 Dimensions and descriptions of typical glassware for use in this method are described in ASTM Specification E 123, for Apparatus for Determination of Water by Distillation,⁴ and British Standard 756, Dean and Stark Apparatus. A straight water-cooled condenser with a length of 400 mm is recommended in place of the length of 300 mm specified in British Standard 756.

3.3 The stills and traps should be chosen to cover the range of materials and water contents expected.

NOTE 2—Instead of standardizing on a particular apparatus specification with respect to dimensions and style, a given apparatus will be deemed satisfac-

¹ This method is under the jurisdiction of ASTM Committee D-2 on Petroleum Products and Lubricants. In the IP this method is under the jurisdiction of the Standardization Committee.

Current edition effective Sept. 11, 1970. Originally issued 1921. Replaces D 95 - 62 (1968).

² *Annual Book of ASTM Standards*, Part 15.

³ *Annual Book of ASTM Standards*, Part 24.

⁴ *Annual Book of ASTM Standards*, Parts 23 and 41.

tory when accurate results are obtained by the standard addition technique described in Section 6.

4. Solvent—Carrier Liquid

4.1 Aromatic Solvent:

4.1.1 *Industrial Grade Xylene*, or

4.1.2 Blend of 20 volume percent industrial grade toluene and 80 volume percent of industrial grade xylene, or

4.1.3 *Petroleum or Coal Tar Naphtha*, free from water, yielding not more than 5 percent distillate at 257 F (125 C) and not less than 20 percent at 320 F (160 C) when tested by ASTM Method D 86-IP 123, Test for Distillation of Petroleum Products,⁵ and with a specific gravity not lower than 0.8545 at 60/60 F (15.56/15.56 C).

4.2 *Petroleum Distillate*, 5 percent boiling between 194 and 212 F (90 and 100 C) and 90 percent distilling below 410 F (210 C).

4.3 Volatile Spirits:

4.3.1 *Petroleum Spirit* with a boiling range from 212 to 248 F (100 to 120 C), or

4.3.2 *Isooctane*, 95 percent purity or better.

5. Sample

5.1 The portion of the sample used for the test must be thoroughly representative of the total sample. If the material is liquid, thoroughly mix the sample as received, warming if necessary, to ensure uniformity. Crush the solid materials that are sufficiently brittle, mix thoroughly, and take a representative sample for analysis. When there is doubt as to the uniformity of the material, run a number of samples and average the data. Sampling procedure is described in the appropriate sections of Part IV of IP Standards, or ASTM Method D 140, Sampling Bituminous Materials,² and ASTM Method D 270, Sampling Petroleum and Petroleum Products.⁶

5.2 Base the size of the test portion on the expected water content of the sample, such that the water yield does not exceed the capacity of the trap, unless a trap with a stopcock is used when excess water may be withdrawn into a graduated cylinder.

6. Standardization

6.1 A given assembly of apparatus will be considered satisfactory when accurate readings are obtained from addition of known amounts of water from a calibrated buret or pipet to a clear hydrocarbon oil and tested in accordance with Section 7.

6.2 The readings will be judged accurate if the permissible limits given in Table 1 for the various sized graduated traps are not exceeded.

6.3 A reading outside the permissible limits suggests malfunctioning due to vapor leaks, too rapid boiling, inaccuracies in calibration of trap, or ingress of extraneous moisture. Eliminate these factors before repeating the standardization.

7. Procedure

7.1 Measure a suitable amount of sample to an accuracy of ± 1 percent and transfer it to the still.

7.1.1 Measure ordinary liquid samples in a graduated cylinder of appropriate size. Rinse the material adhering to the cylinder with one 50-ml and two 25-ml portions of the solvent-carrier liquid, the latter being one selected from those described in Section 4 and corresponding to the type suggested in the following list for the specific material under test. Drain the cylinder thoroughly after the sample transfer and each rinsing.

Type of Solvent-Carrier Liquid	Materials
Aromatic	asphalt, tar, coal tar, water gas tar, road tar, cutback bitumen, liquid asphalt, and tar acid
Petroleum distillate	crude petroleum, road oil, fuel oil, lubricating oil, and petroleum sulfonates
Volatile spirits	lubricating grease

7.1.2 Weigh solid or viscous materials directly into the still and add 100 ml of the selected solvent-carrier liquid.

7.1.3 In cases of low water content material when large samples may be used a solvent carrier volume in excess of 100 ml may be necessary.

7.1.4 Glass beads or other boiling aids may be added if necessary to reduce bumping.

7.2 Assemble the components of the apparatus as illustrated in Figs. 1, 2, and 3, choosing the trap in accordance with the expected water content of the sample and making all connections vapor and liquid tight. If a metal still with a removable cover is used, insert a gasket of heavy paper, moistened with solvent, between the still body and cover. The condenser tube

⁵ Annual Book of ASTM Standards, Parts 15, 23, and 29.
⁶ Annual Book of ASTM Standards, Part 23.

and trap must be chemically clean to assure free drainage of water into the bottom of the trap. Insert a loose cotton plug in the top of the condenser to prevent condensation of atmospheric moisture inside it. Circulate cold water through the jacket of the condenser.

7.3 Apply heat to the still, adjusting the rate of boiling so that condensed distillate discharges from the condenser at the rate of 2 to 5 drops/s. If the metal still is used, start heating with the ring burner about 3 in. (76 mm) above the bottom of the still and gradually lower the burner as the distillation proceeds. Continue distillation until no water is visible in any part of the apparatus except in the trap and the volume of water in the trap remains constant for 5 min. If there is a persistent ring of water in the condenser tube carefully increase the rate of distillation or cut off the condenser water for a few minutes.

7.4 When the evolution of water is complete, allow the trap and contents to cool to room temperature. Dislodge any drops of water adhering to the sides of the trap with a glass rod or other suitable means and transfer them to the water layer. Read the volume of the water in the trap to the nearest scale division.

8. Calculation

8.1 Calculate the water in the sample, as weight or volume percent, according to the basis on which the sample was taken, as follows:

$$\text{Water, percent} = \frac{\text{volume of water in trap}}{\text{weight (or volume) of sample}} \times 100$$

Volatile water-soluble material, if present, may be measured as water.

9. Report

9.1 Report the result as the Water Content ASTM D 95 - IP 74, to the nearest 0.005 percent if the 2-ml receiver has been used and to the nearest 0.1 percent if the 10-ml or 25-ml receiver has been used with 100 ml or 100 g of sample.

10. Precision

10.1 The following criteria should be used for judging the acceptability of results (95 percent probability) when using the 10-ml or 25-ml traps. The precision when using the 2-ml trap has not been established.

10.2 *Repeatability*—Duplicate determination of water by the same operator should be considered suspect if they differ by more than the following amounts:

Water Collected, ml	
0 to 1.0	0.1 ml
1.1 to 25	0.1 ml or 2 percent of the mean, whichever is greater

10.3 *Reproducibility*—The results submitted by each of two laboratories should be considered suspect if they differ by more than the following amounts:

Water Collected, ml	
0 to 1.0	0.2 ml
1.1 to 25	0.2 ml or 10 percent of the mean, whichever is greater

TABLE 1 Permissible Limits

Capacity of Receiver at 20 C, ml	Volume of Water Added to Flask, at 20 C, ml	Permissible Limits for Recovered Water, at 20 C, ml
2	1	1 ± 0.05
10	1	1 ± 0.1
10	5	5 ± 0.2
25	12	12 ± 0.2

Standard Test Method for
WATER AND SOLUBLE OILS

This Standard is issued under the name designation of the American Society of Testing and Materials, Inc. It is the property of the American Society of Testing and Materials, Inc. and is loaned to your organization. It and its contents are not to be distributed outside your organization. This Standard is subject to revision without notice. This Standard is the property of the American Society of Testing and Materials, Inc. and is loaned to your organization. It and its contents are not to be distributed outside your organization. This Standard is subject to revision without notice.

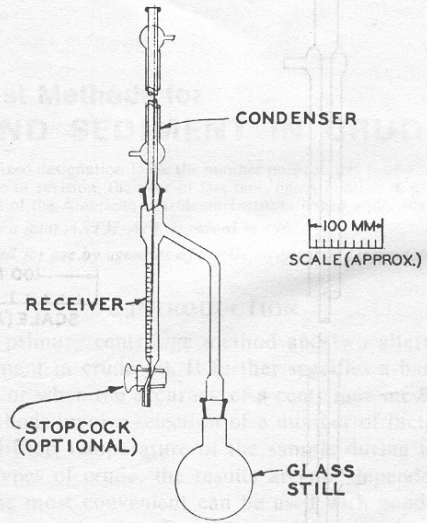


FIG. 1 Typical Assembly with Glass Still (Dean and Stark).

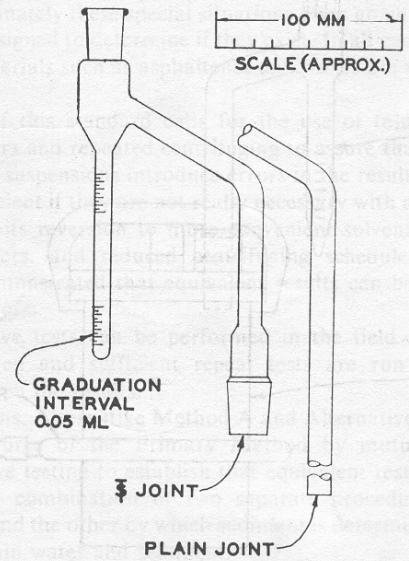
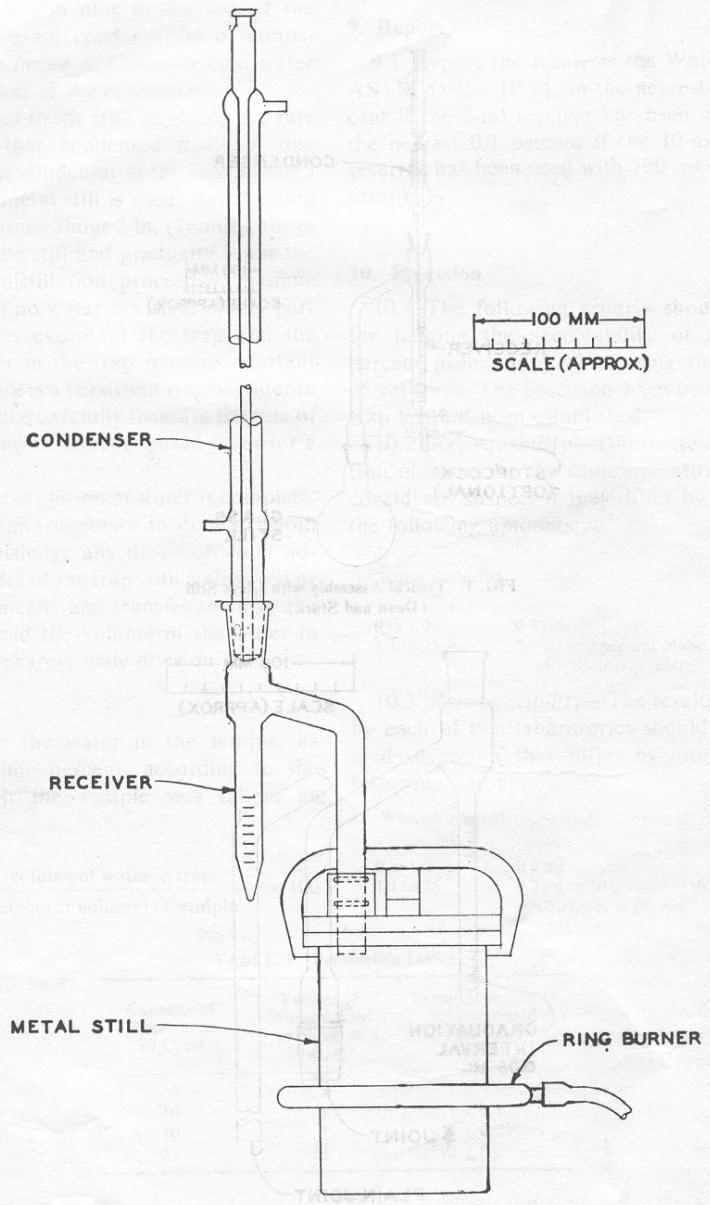


FIG. 2 Two-milliliter Receiver Showing Alternative Connections to Glass Still.



NOTE—Trap shall be 15 to 16 mm in inside diameter.
 FIG. 3 Typical Assemblies with Metal Still.

By publication of this standard no position is taken with respect to the validity of any patent rights in connection therewith, and the American Society for Testing and Materials does not undertake to insure anyone utilizing the standard against liability for infringement of any Letters Patent nor assume any such liability.



Tentative Method of Test for VOLATILITY OF OIL- AND RESIN-BASED, KNIFE- GRADE, CHANNEL GLAZING COMPOUNDS¹

This Tentative Method has been approved by the sponsoring committee and accepted by the Society in accordance with established procedures, for use pending adoption as standard. Suggestions for revisions should be addressed to the Society at 1916 Race St., Philadelphia, Pa. 19103.

1. Scope

1.1 This method covers the determination of the volatility of oil- and resin-based, knife-grade, channel glazing compounds.

2. Apparatus

2.1 *Cabinet or Room*, capable of maintaining a temperature of 73.4 ± 3.6 F (23 ± 2 C) at 50 ± 5 percent relative humidity for extended periods of time.

2.2 *Forced-Draft Oven*, capable of maintaining a temperature of 220 ± 5 F (104 ± 3 C) for extended periods of time.

2.3 *Dish*, aluminum foil, 2.5 in. (64 mm) in diameter by 0.75 in. (19 mm) deep, with a flat bottom.

2.4 *Balance*, laboratory analytical type.

2.5 *Steel Spatula or Putty Knife*, with a blade about 4 in. (102 mm) long and 0.75 in. (19 mm) wide.

2.6 *Desiccator*.

3. Procedure

3.1 Condition a sample of channel glazing compound in a tightly closed container 24 h at 73.4 ± 3.6 F (23 ± 2 C) prior to testing. Mix the channel glazing compound thoroughly with a spatula to ensure uniformity of the sample to be tested.

3.2 Weigh the aluminum foil dish to the nearest 0.01 g and record the tare weight.

3.3 Transfer approximately 3 to 5 g of the compound into the tared aluminum foil dish, using the spatula, and spread the compound uniformly over the bottom of the dish.

3.4 Weigh the dish containing the compound quickly and accurately to the nearest 0.01 g. Record the combined weight of the dish and the compound.

3.5 Place the dish containing the compound into an oven controlled at 220 ± 5 F (104 ± 3 C) for a period of 3 h, cool in desiccator at 73.4 ± 3.6 F (23 ± 2 C) for 1 h, weigh accurately to the nearest 0.01 g, and record the weight of the dish plus the sample after heating.

4. Calculation

4.1 Calculate the percentage of volatile matter, V , in the channel glazing compound as follows:

$$V = [(A - B)/C] \times 100$$

where:

A = weight of the dish plus the sample,

B = weight of the dish plus the sample after heating, and

C = weight of the sample used.

5. Report

5.1 The report shall state the percent of volatile matter, calculated to the nearest 0.5 percent.

6. Precision and Accuracy

6.1 The multioperator-day precision for the volatility test is ± 0.5 percent.

¹ This method is under the jurisdiction of ASTM Committee C-24 on Building Joint Sealants, and is the direct responsibility of Subcommittee C24.12 on Oil and Resin Base Glazing and Caulking Compounds.
Effective May 15, 1971.

By publication of this standard no position is taken with respect to the validity of any patent rights in connection therewith, and the American Society for Testing and Materials does not undertake to insure anyone utilizing the standard against liability for infringement of any Letters Patent nor assume any such liability.



Standard Method of Test for SOLUBILITY OF ORGANIC CHEMICALS¹

This Standard is issued under the fixed designation D 1766; the number immediately following the designation indicates the year of original adoption or, in the case of revision, the year of last revision. A number in parentheses indicates the year of last reapproval.

1. Scope

1.1 This method covers a practical test for the solubility of organic chemicals. It is designed primarily for the commercial chemicals used in a rubber product. It is not a true measure of solubility, since equilibrium is not approached from both sides, that is, higher temperature and lower temperature. The method indicates the total solubility, under the conditions of the test, of all components in the presence of each other and in the proportions present in the sample.

2. Apparatus

2.1 *Containers*, 4-oz, glass, screw caps with metal foil liners.

2.2 *Weighing Bottles*, 50-ml, ground-glass, low-form, with covers.

2.3 *Mechanical Shaker*.

2.4 *Steam Bath*.

2.5 *Oven*, constant-temperature, controllable, 110 C max.

3. Procedure

3.1 Place 50 ml of the desired solvent in each of two suitable containers (4-oz screw-cap bottles with metal foil-lined caps may be used). Add, with shaking, sufficient sample of the organic chemical in the "as-received" condition to each of the bottles to give apparent saturation, and then add about 25 percent more. Close both bottles tightly and place in a mechanical shaker at room temperature for a minimum of 4 h.

3.2 Hold at 25 ± 1 C with occasional shaking for a minimum of an additional 4 h. If a significant quantity of solids is not in evidence at this point in both bottles, add 25 percent more of the organic chemical to each bottle and repeat both shaking cycles.

3.3 Allow the solids to settle and while maintaining the temperature of the solution at 25 ± 1 C, remove this solution by pipetting 25-ml aliquots from each of the bottles through a suitable filter stick (Note 1). Transfer the contents of the pipets into each of two tared, ground-glass, low-form, 50-ml, covered weighing bottles. Call the tare weights *A*. Cover the weighing bottles immediately. Weigh the bottles and solution. Call these weights *B*.

NOTE 1—A filter stick may be made by wiring a small piece of medium grade filter paper over the end of the pipet with fine wire. The filter paper should be removed before emptying the pipet. A pressure-type apparatus may also be used to fill the pipet.

3.4 Remove the covers and evaporate the solvent on a steam bath. Then place the bottles in an oven maintained at a temperature at least 10 C below the melting point of the product (but in no case higher than 110 C), and dry to constant weight. Place the bottles in a covered desiccator until cool, and then weigh. Call these weights *C*.

4. Calculations

4.1 The solubility may be calculated as follows:

$$\begin{aligned} \text{Weight of 25 ml of solution at 25 C} &= B - A \\ \text{Weight of solute in 25 ml of solution at 25 C} &= C - A \text{ (see Section 6)} \\ \text{Solubility in grams of solute per 100 ml of solution} & \text{ at 25 C} = (C - A) \times 4 \end{aligned}$$

¹This method is under the jurisdiction of ASTM Committee D-11 on Rubber and Rubber-Like Materials and is the direct responsibility of Subcommittee D 11.11 on Chemical Analysis.

Current edition effective Sept. 28, 1962. Originally issued 1960. Replaces D 1766 - 60 T.



NOTE 2—Solubility may also be expressed as follows:

Weight of solvent in 25 ml of solution at 25 C = B - C

Let D = specific gravity (density) of solvent at 25/4 C. Then:

Solubility in grams solute per 100 g of solution at 25 C = [(C - A)/(B - A)] x 100

Solubility in grams solute per 100 ml of solvent at 25 C = [(C - A)/(B - C)] x D x 100

Solubility in grams solute per 100 g of solvent at 25 C = [(C - A)/(B - C)] x 100

5. Report

5.1 Solubility shall be reported as indicated in Table 1.

6. Precision

6.1 The two net weights of solute should agree within 10 percent of each other. If not, the test should be repeated. If agreement within 10 percent is obtained, the average weight of solute should be used.

TABLE 1 Code for Reporting Solubility Test Results

Table with 3 columns: Descriptive Code, Description, Range of Solubility, g solute per 100 ml solution. Rows include P Ins, SS, MS, S, VS with their respective descriptions and solubility ranges.

By publication of this standard no position is taken with respect to the validity of any patent rights in connection therewith, and the American Society for Testing and Materials does not undertake to insure anyone utilizing the standard against liability for infringement of any Letters Patent nor assume any such liability.

Anexo B. CARACTERIZACIÓN FÍSICA LAS NAFTALINAS NEGRA, AMARILLA Y MEZCLA

- **Densidad (g/L)**

Tabla B1. Pruebas de determinación de las densidades de las naftalinas negra, amarilla y mezcla.

Tipo de muestra	Masa (g)	Volumen (ml)	Densidad (g/ml)
Naftalina Amarilla	4.2761	4.0	1.069
	5.2934	5.0	1.059
Promedio			1.064
Naftalina Negra	3.9701	3.6	1.103
	4.9569	4.2	1.180
Promedio			1.142
Naftalina Mezcla	4.4458	4.0	1.111
	5.0129	4.5	1.114
Promedio			1.113

Fuente: Investigación de los autores

- **Punto de Fusión y Ebullición (°C)**

Tabla B2. Pruebas de determinación de los puntos de fusión y ebullición de las naftalinas negra, amarilla y mezcla.

Tipo de muestra	Pto. de Fusión (°C)	Pto. de Ebullic. (°C)
Naftalina Amarilla	78	208
	78	210
Promedio	78	209
Naftalina Negra	74	200
	74	202
Promedio	74	201
Naftalina Amarilla	75	202
	76	202
Promedio	75,5	202

Fuente: Investigación de los autores

- **Solubilidad (g/L)**

Tabla B3. Pruebas de solubilidad en diferentes solventes de las naftalinas negra, amarilla y mezcla.

Solvente	Solubilidad Teórica (g/L)	Naftalina Negra	Naftalina Amarilla	Naftalina Mezcla
Tolueno	910	602.57	807.29	733.36
		616.07	800.00	759.64
		609.32*	803.64	746.50
Benceno	1130	659.17	830.77	684.30
		763.33	867.33	672.63
		711.25	849.05	678.47
Alcohol	77.4 - 98	85.32	39.36	87.70
		82.32	75.84	79.46
		83.82	57.60	83.58
Agua	0.030	67.20	17.10	28.60
		53.00	20.60	24.60
		39.70	18.85	26.60

Fuente: Investigación de los autores

*Promedio de las solubilidades

- **Cenizas (% en peso)**

Tabla B4. Pruebas de calcinación para la determinación del % de cenizas en las naftalinas negra, amarilla y mezcla.

Tipo de muestra	Muestra (g)	Cenizas (g)	Cenizas (%)
Naftalina negra	9.4433	0.1642	1.739
	9.7297	0.2119	2.178
	8.0254	0.2403	2.994
	8.1789	0.1812	2.215
Promedio	8.8443	0.1994	2.282
Naftalina amarilla	11.4523	0.0046	0.040
	9.2908	0.0027	0.029
	8.0218	0.0022	0.027
	8.0582	0.0019	0.024
Promedio	9.2058	0.0029	0.030
Naftalina mezcla	9.2505	0.0853	0.922
	11.4713	0.1142	0.996
	8.0892	0.1016	1.256
	8.0731	0.0676	0.837
Promedio	9.2210	0.0922	1.003

Fuente: Investigación de los autores

- **Humedad (% en peso)**

- Masa de naftalina: 100g
- Benceno para arrastre de vapor: 100ml.

Tabla B5. Pruebas de determinación del % de humedad en las naftalinas negra, amarilla y mezcla.

Tipo de muestra	Agua (g)	Humedad (%)
Naftalina Negra	17.6	17.6
	17	17
Promedio		17.3
Naftalina Amarilla	2.6	2.6
	2.5	2.5
Promedio		2.55
Naftalina Mezcla	11.2	11.2
	11.6	11.6
Promedio		11.4

Fuente: Investigación de los autores

Anexo C. CARACTERIZACIÓN FISCOQUIMICA DE LAS NAFTALINAS NEGRA, AMARILLA Y MEZCLA

Los análisis físicoquímicos efectuados en el Laboratorio de Cromatografía de la Universidad Industrial de Santander brindaron los resultados mostrados en las páginas siguientes como [tablas](#), en las cuales se presenta la nomenclatura mostrada a continuación:

Tabla C1. Número de muestra de naftalina para Cromatografía.

No. Muestra	Tipo de muestra
23	Naftalina Negra (Stock)
24	Naftalina Amarilla (Stock)
25	Naftalina Mezcla (Stock)
26	Naftalina Negra (Fresca)
27	Naftalina Amarilla (Fresca)
28	Naftalina Mezcla (Fresca)

Anexo D. PRUEBAS DE SUBLIMACIÓN DE LA NAFTALINA NEGRA Y LA NAFTALINA AMARILLA

1. SUBLIMACIONES VARIANDO LA TEMPERATURA

- **Naftalina Negra**

- Carga inicial: 300g
- Tiempo de calentamiento: 5 horas

Tabla D1. Sublimaciones de Naftalina Negra a diferentes temperaturas

Temp. (°C)	Naftalina Sublimada (g)	Eficiencia (%)	Fondos (g)	Pérdidas (g)	Pérdidas (%)	Pureza (%)
80	11.0	3.67	269.5	19.5	6.50	
	5.5	1.83	267.5	27.0	9.00	
	6.0	2.00	264.5	29.5	9.83	
	10.5	3.50	277.5	12.0	4.00	
	7.0	2.33	247.5	45.5	15.17	
	10.0	3.33	283.0	7.0	2.33	
Promedio	8.3	2.90	268.3	23.4	7.81	97.47
100	60.0	20.00	213.0	27.0	9.00	
	51.0	17.00	208.0	41.0	13.67	
	40.0	13.33	195.0	65.0	21.67	
	48.0	16.00	218.0	34.0	11.33	
Promedio	49.8	16.58	208.5	41.8	13.92	91.33
120	114.0	38.00	173.0	13.0	4.33	
	99.5	33.17	159.0	41.5	13.83	
	115.5	38.50	166.5	18.0	6.00	
Promedio	109.7	36.56	166.2	24.2	8.06	89.09
140	125.0	41.67	136.0	39.0	13.00	
	129.0	43.00	130.0	41.0	13.67	
	111.0	37.00	152.0	37.0	12.33	
Promedio	121.7	40.56	139.3	39.0	13.00	89.42

Fuente: investigación de los autores

- **Naftalina Amarilla**

- Carga inicial: 300g
- Tiempo de calentamiento: 5 horas.

Tabla D2. Sublimaciones de Naftalina Amarilla a diferentes temperaturas.

Temp. (°C)	Naftalina Sublimada (g)	Eficiencia (%)	Fondos (g)	Pérdidas (g)	Pérididas (%)	Pureza (%)
80	7.0	2.33	288.5	4.5	1.50	
	7.5	2.50	273.5	19.0	6.33	
	8.5	2.83	286.5	5.0	1.67	
	6.5	2.17	280.0	13.5	4.50	
	8.0	2.67	275.0	17.0	5.67	
	8.5	2.83	287.0	4.5	1.50	
	8.0	2.67	286.0	6.0	2.00	
	8.0	2.67	282.5	9.5	3.17	
	10.0	3.33	283.0	7.0	2.33	
	10.0	3.33	280.5	9.5	3.17	
	6.0	2.00	287.5	6.5	2.17	
	8.5	2.83	284.0	7.5	2.50	
	9.0	3.00	282.0	9.0	3.00	
Promedio	8.1	2.68	282.8	9.1	3.04	88.13
100	11.0	3.67	275.0	14.0	4.67	
	13.0	4.33	277.0	10.0	3.33	
	18.5	6.17	267.5	14.0	4.67	
	19.0	6.33	265.5	15.5	5.17	
	25.5	8.50	261.0	13.5	4.50	
	19.0	6.33	271.0	10.0	3.33	
	23.0	7.67	262.0	15.0	5.00	
	21.5	7.17	266.5	12.0	4.00	
	16.5	5.50	278.5	5.0	1.67	
	20.0	6.67	265.5	14.5	4.83	
	23.5	7.83	265.0	11.5	3.83	
	12.5	4.17	275.5	12.0	4.00	
	23.5	7.83	267.5	9.0	3.00	
	26.5	8.83	263.0	10.5	3.50	
Promedio	19.5	6.50	268.6	11.9	3.96	85.92

Tabla D2. (Continuación)

Temp. (°C)	Naftalina Sublimada (g)	Eficiencia (%)	Fondos (g)	Pérdidas (g)	Pérdidas (%)	Pureza (%)
120	24.0	8.00	257.5	18.5	6.17	
	35.0	11.67	253.0	12.0	4.00	
	27.0	9.00	260.0	13.0	4.33	
	26.0	8.67	260.0	14.0	4.67	
	32.5	10.83	256.5	11.0	3.67	
	31.0	10.33	260.5	8.5	2.83	
	24.0	8.00	265.0	11.0	3.67	
	14.0	4.67	265.0	21.0	7.00	
20.0	6.67	270.5	9.5	3.17		
Promedio	25.9	8.65	260.9	13.2	4.39	84.95
140	16.0	5.33	272.0	12.0	4.00	
	9.5	3.17	279.5	11.0	3.67	
	12.5	4.17	275.0	12.5	4.17	
	35.0	11.67	246.5	18.5	6.17	
Promedio	18.3	6.08	268.3	13.5	4.50	83,73

Fuente: Investigación de los autores

2. SUBLIMACIONES VARIANDO LA CARGA INICIAL

- **Naftalina Negra**

- Temperatura de sublimación: 140°C
- Tiempo de sublimación: 5 horas

Tabla D3. Sublimaciones de Naftalina Negra con diferente carga inicial.

Masa inicial (g.)	Naftalina Sublimada (g)	Eficiencia (%)	Fondos (g)	Pérdidas (g)	Pérdidas (%)	Pureza (%)
50	42.0	84.00	2.5	5.5	11.00	
	40.0	80.00	5.5	4.5	9.00	
	44.5	89.00	2.5	3.0	6.00	
Promedio	42.2	84.33	3.5	4.3	8.67	81.78
100	58.0	58.00	28.5	13.5	13.50	
	68.5	68.50	21.5	10.0	10.00	
	65.5	65.50	27.5	7.0	7.00	
Promedio	64.0	64.00	25.8	10.2	10.17	89.52
200	88.0	44.00	101.5	10.5	5.25	
	73.5	36.75	118.5	8.0	4.00	
Promedio	80.8	40.38	110.0	9.3	4.63	90.03

Tabla D3. (Continuación)

Masa inicial (g.)	Naftalina Sublimada (g)	Eficiencia (%)	Fondos (g)	Pérdidas (g)	Pérdidas (%)	Pureza (%)
300	125.0	41.67	136.0	39.0	13.00	
	129.0	43.00	130.0	41.0	13.67	
	111.0	37.00	152.0	37.0	12.33	
Promedio	121.7	40.56	139.3	39.0	13.00	89.42

Fuente: Investigación de los autores

- **Naftalina Amarilla**

- Temperatura de sublimación: 140°C
- Tiempo de sublimación: 5 horas

Tabla D4. Sublimaciones de Naftalina Amarilla con diferente carga inicial.

Masa Inicial (g)	Naftalina Sublimada (g)	Eficiencia (%)	Fondos (g)	Pérdidas (g)	Pérdidas (%)	Pureza (%)
50	47.0	94.00	1.0	2.0	4.00	
	45.0	90.00	1.0	4.0	8.00	
	42.0	84.00	2.0	6.0	12.00	
	47.5	95.00	1.0	1.5	3.00	
Promedio	45.4	90.75	1.3	3.4	6.75	81.56
100	49.0	49.00	44.0	7.0	7.00	
	49.5	49.50	45.0	5.5	5.50	
	54.5	54.50	40.0	5.5	5.50	
	57.0	57.00	38.0	5.0	5.00	
Promedio	52.5	52.50	41.8	5.8	5.75	83.02
200	51.5	25.75	143.0	5.5	2.75	
	63.0	31.50	134.5	2.5	1.25	
	61.5	30.75	133.0	5.5	2.75	
Promedio	58.7	29.33	136.8	4.5	2.25	82.23
300	57.5	19.17	231.0	11.5	3.83	
	51.0	17.00	241.0	8.0	2.67	
	54.5	18.17	238.5	7.0	2.33	
	42.0	14.00	252.5	5.5	1.83	
Promedio	51.3	17.08	240.8	8.0	2.67	83.73

Fuente: Investigación de los autores

Las pruebas de cromatografía de las muestras de sublimación a diferentes temperaturas y con diferente carga aparecen a continuación identificadas por los siguientes números.

Tabla D5. Número de la muestra de sublimación para Cromatografía

No. Muestra	Tipo de muestra
1	Sublimado de Naftalina Amarilla a 80°C y C = 300g
2	Sublimado de Naftalina Amarilla a 100°C y C = 300g
3	Sublimado de Naftalina Amarilla a 120°C y C = 300g
4	Sublimado de Naftalina Amarilla a 140°C y C = 300g
5	Sublimado de Naftalina Negra a 80°C y C = 300g
6	Sublimado de Naftalina Negra a 100°C y C = 300g
7	Sublimado de Naftalina Negra a 120°C y C = 300g
8	Sublimado de Naftalina Negra a 140°C y C = 300g
9	Sublimado de Naftalina Amarilla a 140°C y C = 50g
10	Sublimado de Naftalina Amarilla a 140°C y C = 100g
11	Sublimado de Naftalina Amarilla a 140°C y C = 200g
12	Sublimado de Naftalina Negra a 140°C y C = 50g
13	Sublimado de Naftalina Negra a 140°C y C = 100g
14	Sublimado de Naftalina Negra a 140°C y C = 200g
15	Fondos de la Naftalina Amarilla a 80°C y C = 300g
16	Fondos de la Naftalina Amarilla a 100°C y C = 300g
17	Fondos de la Naftalina Amarilla a 120°C y C = 300g
18	Fondos de la Naftalina Amarilla a 140°C y C = 300g
19	Fondos de la Naftalina Negra a 80°C y C = 300g
20	Fondos de la Naftalina Negra a 100°C y C = 300g
21	Fondos de la Naftalina Negra a 120°C y C = 300g
22	Fondos de la Naftalina Negra a 140°C y C = 300g

C= Carga inicial del sublimador

A continuación se presentan los resultados cromatográficos.

[Resultados de las muestras 1-3, 5-7, 15-22.](#)

[Resultados de las muestras 4, 8-14.](#)

Anexo E. PRUEBAS DE SUBLIMACIÓN Y SOLUBILIZACIÓN DE LA NAFTALINA MEZCLA

Las pruebas de sublimación realizadas se basaron en las condiciones obtenidas en las pruebas de sublimación de la naftalina negra y amarilla que son de una carga de 200g, temperatura de 120°C y un tiempo de operación de 5 horas.

Tabla E1. Sublimaciones de la naftalina mezcla.

Naftalina Sublimada (g)	Eficiencia (%)	Fondos (g.)	Pérdidas (g.)	Pérdidas (%)	Pureza (%)
44.50	22.25	138.50	17.00	8.50	
89.00	44.50	100.00	11.00	5.50	
38.50	19.25	139.00	22.50	11.25	
36.00	18.00	146.00	18.00	9.00	
65.50	32.75	118.00	16.50	8.25	
55.50	27.75	132.50	12.00	6.00	
55.50	27.75	140.00	4.50	2.25	
55.00	27.50	127.00	18.00	9.00	
46.00	23.00	137.00	17.00	8.50	
45.00	22.50	133.50	21.50	10.75	
28.50	14.25	157.50	14.00	7.00	
49.50	24.75	131.00	19.50	9.75	
55.00	27.50	138.00	7.00	3.50	
47.00	23.50	133.00	20.00	10.00	
51.00	25.50	123.00	26.00	13.00	
46.50	23.25	131.50	22.00	11.00	
61.50	30.75	129.00	9.50	4.75	
67.50	33.75	130.50	2.00	1.00	
49.00	24.50	137.00	14.00	7.00	
66.50	33.25	128.50	5.00	2.50	
56.00	28.00	120.00	24.00	12.00	
51.50	25.75	141.50	7.00	3.50	
41.00	20.50	141.50	17.50	8.75	
52.22*	26.11	132.76	15.02	7.51	87.10

Fuente: Investigación de los autores

* Promedio de las pruebas de sublimación

La solubilidad fue desarrollada según fue expuesta en el capítulo 3 (DESCRIPCION DEL DESARROLLO EXPERIMENTAL). Tanto las muestras de sublimación como

las de solubilidad fueron analizadas en la UIS en el laboratorio de Cromatografía y se les denominó como aparece en la siguiente tabla (Tabla E2.)

Tabla E2. Nombre de la muestra de Naftalina Amarilla

No. Muestra	Tipo de muestra
1	Sublimado de Naftalina Mezcla a 120°C
2	Naftalina lavada
3	Fondo de Naftalina Mezcla a 120°C

A continuación se presentan los [resultados cromatográficos](#).

Anexo F. CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DEL ACPM FRESCO Y DESTILADO Y AGUA POTABLE



ACERIAS PAZ DEL RIO, S.A.

05 DIC 2003

PLF-0507

Belencito, 04 de diciembre de 2003

PARA: DEPARTAMENTO RECURSOS NATURALES Y MEDIO AMBIENTE
 DE: DEPARTAMENTO PLANTA DE FUERZA - TRATAMIENTO DE AGUAS
 ASUNTO: Análisis de agua potable

Muestreo realizado el día 28 de noviembre de 2003 en los centros de suministro.

ANALISIS	LUGAR	1	2	3	4	5
PH	Potenciométrico	7.5	7.4	7.4	7.4	6.0
COLOR APARENTE	Pt.Co	0	2	10	1	1
SOLIDOS SEDIMENTABLES		Ausentes	Ausentes	Ausentes	Ausentes	Ausentes
TURBIDEZ	N.T.U.	1.0	1.3	1.9	0.9	1.0
NITRITOS	mg/L.	0	0	0	0	0
CLORUROS	mg/L.	8	9.5	9.5	10	10.5
SULFATOS	mg/L.	10	10	10	12	14
DUREZA TOTAL CaCO ₃	mg/L.	40	38	37	38	34
HIERRO TOTAL	mg/L.	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
CLORO LIBRE	mg/L.	0.1	0.2	0.1	0.4	0
ALCALINIDAD P CaCO ₃	mg/L.	0	0	0	0	0
ALCALINIDAD M CaCO ₃	mg/L.	36	35	36	35	13
CONDUCTIVIDAD	µs/cm.	84.8	89.3	84.6	85.5	95.6
COLIFORMES TOTALES		--	--	--	--	--
E. COLI		--	--	--	--	--

NOMENCLATURA:

- 1 - Belencito
- 2 - Cafetería Coquería
- 3 - Laminación
- 4 - Automotores
- 5 - Paz de Río (Santa Teresa).

NOTA: El agua es apta para el consumo humano.

Atentamente,


 ADAN MONTAÑEZ C.
 Jefe Control de Aguas


 JAIME GIRALDO ARISTIZABAL
 Director Departamento Planta de Fuerza (E.)

Copias para: Depto. Medicina Industrial; Depto. Coquería; Control Ambiental Planta; Control Ambiental Paz de Río; Tratamiento de Aguas; Consecutivo; Archivo

Clara N

Anexo G. RESULTADOS DE LOS ANALISIS DE LAS SALES

1. ANALISIS DE SAL SCHAEFFER

- **Sal Schaeffer + Sal R (asumida como sal R).**

$w = 1.226$ g

$N = 0.1$ normalidad de la solución de bromato.

$A = 76.37$ ml.

$B = 13.5$ ml.

Se obtuvo $X = 63.13\%$ en peso de Sal Schaeffer + Sal R, asumida como Sal Schaeffer en la muestra (ver ecuaciones 5 y 6).

- **Sal R.**

Volumen adicionado en la bureta: 6.43 ml.

Se obtuvo $Y = 3.43\%$ en peso de Sal R

$Z = 61.59\%$ en peso de Sal Schaeffer (ver ecuación 7)

3.51% en peso de Sal R sobre el 100% de sal Schaeffer (ver ecuación 8)

- **Contenido de β -naftol.**

$V = 0.92$ ml.

$N = 0.1$ normalidad de la solución de yodo

$w = 12.26$ g.

Se obtuvo $n = 0.054\%$ en peso de β -naftol (ver ecuación 9)

0.087% en peso de β -naftol sobre el 100% de sal Schaeffer (ver ecuación 10 y 11).

- **Material insoluble en agua.**

$$W = 0.0230 \text{ g.}$$

$$w = 10 \text{ g.}$$

Se obtuvo 0.23% en peso sobre la muestra (ver ecuación 12).

0.3734% en peso sobre 100% de Sal Schaeffer (ver ecuación 13).

2. ANALISIS DE SAL ACIDA R.

- **Sal R + Sal Schaeffer (asumida como sal R)**

$$A = 79.68 \text{ ml.}$$

$$B = 10.36 \text{ ml.}$$

$N = 0.1$ normalidad de la solución de bromato.

$$w = 1.741 \text{ en g.}$$

Se obtuvo $X = 69.33\%$ en peso de Sal R + Sal Schaeffer, asumida como Sal R en la muestra. (ver ecuación 14)

- **Sal Schaeffer.**

$$A_{546} = 0.0739$$

$$M = 1.13$$

Se obtuvo $Y = 0.73\%$ en peso de la cantidad de Sal Schaeffer sobre 100% de Sal R + Sal Schaeffer (ver ecuación 15).

$Z = 68.61\%$ en peso de Sal R (ver ecuación 16).

69.39% en peso en base seca de Sal R (ecuación 17)

- **Sal G**

$$A = 82.31 \text{ ml.}$$

$$B = 12.5 \text{ ml.}$$

$N = 0.1$ normalidad de la solución de bromuro-bromato por el bromato.

$$w = 1.741 \text{ g.}$$

Se obtuvo $Q = 69.83\%$ en peso del total de las sales de sodio de los ácidos sulfónicos asumidos como Sal R en la muestra (ver ecuación 18).
 0.74% en peso sobre el 100% de Sal R (ver ecuación 19).

- **Material insoluble en agua.**

$W = 0.015$ g.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 0.2186% en peso el 100% de Sal R (ver ecuación 20).

- **Total hierro soluble.**

$W = 0.0016$ g.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 0.024% en peso de hierro soluble, como Fe_2O_3 sobre el 100% de Sal R (ver ecuación 21).

- **Ácidos minerales libres.**

$A = 2.52$ ml.

$N = 0.1$ normalidad de la solución de NaOH.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 0.16% en peso de acidez libre, como H_2SO_4 , sobre el 100% de Sal R (ver ecuación 22).

- **Sulfatos.**

$W = 0.315$ g.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 2.7859% en peso de sulfatos, como Na_2SO_4 , sobre el 100% de Sal R (ver ecuación 23).

3. ANALISIS DE SAL R.

- **Sal R + Sal Schaeffer (asumida como Sal R).**

$A = 83.40$ ml.

$B = 11.34$ ml.

$N = 0.1$ normalidad de la solución de bromato.

$w = 1.741$ en g.

Se obtuvo $X = 72.08\%$ en peso de Sal R + Sal Schaeffer, asumida como Sal R en la muestra. (ver ecuación 14)

- **Sal Schaeffer.**

$A_{546} = 0.0391$

$M = 0.74$

Se obtuvo $Y = 0.34\%$ en peso de la cantidad de Sal Schaeffer sobre 100% de Sal R + sal Schaeffer (ver ecuación 15).

$Z = 71.74\%$ en peso de Sal R (ver ecuación 16).

71.97% en peso en base seca de Sal R (ecuación 17)

- **Sal G.**

$A = 83.71$ ml.

$B = 10.8$ ml.

$N = 0.1$ normalidad de la solución de bromuro-bromato por el bromato.

$w = 1.741$ g.

Se obtuvo $Q = 72.93\%$ en peso del total de las sales de sodio de los ácidos sulfónicos asumidos como Sal R en la muestra (ver ecuación 18).

1.18% en peso sobre el 100% de Sal R (ver ecuación 19).

- **Material insoluble en agua.**

$W = 0.0195$ g.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 0.2718% en peso el 100% de Sal R (ver ecuación 20).

- **Total hierro soluble.**

$W = 0.0020$ g.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 0.027% en peso de hierro soluble, como Fe_2O_3 sobre el 100% de Sal R (ver ecuación 21).

- **Ácidos minerales libres.**

$A = 3.35$ ml.

$N = 0.1$ normalidad de la solución de NaOH.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 0.228% en peso de acidez libre, como H_2SO_4 , sobre el 100% de Sal R (ver ecuación 22).

- **Sulfatos.**

$W = 0.3724$ g.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 3.1498 % en peso de sulfatos, como Na_2SO_4 , sobre el 100%de Sal R (ver ecuación 23).

4. ANALISIS DE SAL G.

- **Total de ácidos sulfónicos.**

$A = 70.75$ ml.

$B = 12.60$ ml.

$N = 0.1$ normalidad de la solución bromuro-bromato por el bromato.

$w = 1.741$ g.

Se obtuvo $X = 58.15\%$ en peso del total de ácidos naftolsulfónicos Sal G + Sal R + Sal Schaeffer (ver ecuación 24 y 25).

- **Sal R + Sal Schaeffer.**

$A = 10.84$ ml.

$B = 10.54$ ml.

$w = 3.4830$ g.

$N = 0.1$ normalidad de la solución de bromato de sodio.

Se obtuvo $Y = 0.1508\%$ en peso de la cantidad de sal R + Sal Schaeffer, asumida como Sal R sobre la muestra (ver ecuación 26).

$Q = 0.26\%$ en peso de Sal R + Sal Schaeffer sobre el 100% de Sal G disódica (ver ecuación 28).

- **Sal G.**

Se obtuvo $Z = 58\%$ en peso de Sal G como sal disódica (ver ecuación 29).

- **Material insoluble en agua.**

$W = 0.013$ g.

$w = 10$ g.

Se obtuvo 0.13% en peso de material insoluble en agua sobre la muestra.

**Anexo H. BALANCE DE MASA Y REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA Y VAPOR
PARA EL CASO GENERAL Y LAS ALTERNATIVAS 1, 2 y 3**

BALANCE DE MASA

1. CASO GENERAL

- **Obtención del Ácido β -Naftalinsulfónico.**
 - Conversión de la naftalina: 79.89%
 - Exceso de H_2SO_4 : 20%

Tabla H1. Reactivos y productos en la reacción del ácido β -naftalinsulfónico.

Compuestos	Reactivos (kg.)	Productos (kg.)
Naftalina	261.10	52.51
H_2SO_4	239.89	80.18
Ácido β -naftalinsulfónico		338.96
Agua	61.43	90.76

Fuente: Investigación de los autores.

- **Obtención de β -Naftalinsulfonato de Sodio.**
 - Conversión del ácido β -naftalinsulfónico: 100%
 - Exceso de NaCl: 20%
 - Relación g./ml. de H_2O / NaCl: 3.476

Tabla H2. Reactivos y productos en la reacción del β -naftalinsulfonato de sodio.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
Ácido β -naftalinsulfónico	338.96	0.00
NaCl	114.40	19.07
H_2O	488.42	488.42
β -Naftalinsulfonato de sodio		374.82
HCl		59.48

Fuente: Investigación de los autores.

- **Obtención del β -Naftóxido de Sodio.**

- Conversión del β -naftalinsulfonato de sodio: 100%
- Exceso de NaOH: 3%

Tabla H3. Reactivos y productos en la reacción del β -naftóxido de sodio.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -Naftalinsulfonato de sodio	374.82	0.00
NaOH	134.28	3.91
H ₂ O	44.76	74.09
β -Naftóxido de sodio		270.52
Sulfito de sodio		205.33

Fuente: Investigación de los autores.

- **Obtención de β -Naftol.**

- Conversión del β -naftóxido de sodio: 49.99%
- Exceso de H₂SO₄: 20%

Tabla H4. Reactivos y productos en la reacción del β -naftol.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -Naftóxido de sodio	270.52	135.26
H ₂ SO ₄	191.64	111.79
H ₂ O	105.73	105.73
β -Naftol		117.33
Bisulfato de sodio		97.78

Fuente: Investigación de los autores.

1. ALTERNATIVA 1: PRODUCCIÓN DE SAL SCHAEFFER Y SAL ACIDA R.

- **Obtención de Ácido Schaeffer y Ácido R.**

- Conversión del β -naftol a Ácido Schaeffer: 65.95%
- Conversión del β -naftol a Ácido R: 24.88%
- Exceso de H₂SO₄: 38%

Tabla H5. Reactivos y productos en la reacción del Ácido Schaeffer y Ácido R.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -Naftol	117.33	10.75
H ₂ SO ₄	165.29	69.90
Ácido Schaeffer		120.37
Ácido R		61.63
H ₂ O		19.98

Fuente: Investigación de los autores.

- **Obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.**

- Exceso de Na₂SO₄: 20%

Tabla H6. Reactivos y productos en la reacción de la Sal Schaeffer y Sal Ácida R.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -Naftol	10.75	10.75
H ₂ SO ₄	69.90	104.07
Ácido Schaeffer	120.37	0.00
Ácido R	61.63	0.00
Na ₂ SO ₄	63.06	12.61
Sal Schaeffer		132.19
Sal Ácida R		66.09
H ₂ O	19.98	19.98
NaCl*	36.11	36.11
H ₂ O	133.98	133.98
H ₂ SO ₄ *	33.04	33.04

Fuente: Investigación de los autores.

* Agente precipitante

2. ALTERNATIVA 2: PRODUCCIÓN DE SAL G Y SAL R.

- **Obtención del Ácido G y Ácido R.**

- Conversión del β -naftol a Ácido G: 65.95%
- Conversión del β -naftol a Ácido R: 24.88%
- Exceso de H₂SO₄: 20%

Tabla H7. Reactivos y productos en la reacción del Ácido R y Ácido G.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -Naftol	704.00	105.95
H ₂ SO ₄	1149.87	335.86
Ácido R		627.93
Ácido G		634.62
H ₂ O		149.51

Fuente: investigación de los autores

- **Obtención de Sal G y Sal R.**

- Exceso de K₂SO₄: 20%
- Exceso de NaCl: 20%
- Exceso de KCl: 20%

Tabla H8. Reactivos y productos en la reacción de la Sal G y Sal R.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -Naftol	105.95	105.95
H ₂ SO ₄	335.86	434.73
Ácido R	627.93	
Ácido G	634.62	
K ₂ SO ₄	217.94	43.59
H ₂ O	105.95	105.95
KCl	186.88	31.15
H ₂ O	1681.90	1681.90
HCl*	634.62	867.64
NaCl	314.17	62.83
H ₂ O	1089.23	1089.23
Sal R		718.81
Sal G		793.27

Fuente: Investigación de los autores.

*Agente precipitante.

3. ALTERNATIVA 3: PRODUCCIÓN DE LA SAL SCHAEFFER, SAL ÁCIDA R, SAL G Y SAL R.

- **Obtención de Ácido Schaeffer y Ácido R.**

- Conversión del β -naftol a Ácido Schaeffer: 65.95%
- Conversión del β -naftol a Ácido R: 24.88%

- Exceso de H₂SO₄: 38%

Tabla H9. Reactivos y productos en la reacción del Ácido Schaeffer y Ácido R.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β-Naftol	50.29	4.61
H ₂ SO ₄	70.84	29.66
Ácido Schaeffer		51.59
Ácido R		26.41
H ₂ O		8.56

Fuente: Investigación de los autores.

- **Obtención de Sal Schaeffer y Sal Ácida R.**

- Exceso de Na₂SO₄: 20%

Tabla H10. Reactivos y productos en la reacción de la Sal Schaeffer y Sal Ácida R.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β-Naftol	4.61	4.61
H ₂ SO ₄	29.66	44.61
Ácido Schaeffer	51.59	0.00
Ácido R	26.41	0.00
Na ₂ SO ₄	27.03	5.41
Sal Schaeffer		56.65
Sal Ácida R		28.32
H ₂ O	8.56	8.56
NaCl*	7.74	7.74
H ₂ O	30.53	30.53
H ₂ SO ₄ *	14.16	14.16

Fuente: Investigación de los autores.

* Agente precipitante

- **Obtención del Ácido G y Ácido R.**

- Conversión del β-naftol a Ácido G: 65.95%
- Conversión del β-naftol a Ácido R: 24.88%
- Exceso de H₂SO₄: 20%

Tabla H11. Reactivos y productos en la reacción del Ácido G y Ácido R.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -Naftol	352.00	52.98
H ₂ SO ₄	574.93	167.93
Ácido R		313.96
Ácido G		317.31
H ₂ O		74.76

Fuente: investigación de los autores

- **Obtención de Sal G y Sal R.**

- Exceso de K₂SO₄: 20%
- Exceso de NaCl: 20%
- Exceso de KCl: 20%

Tabla H12. Reactivos y productos en la reacción de la Sal G y Sal R.

Compuesto	Reactivo (kg.)	Producto (kg.)
β -naftol	52.98	52.98
H ₂ SO ₄	167.93	210.01
Ácido R	313.96	
Ácido G	317.31	
K ₂ SO ₄	107.82	21.56
H ₂ O	74.76	74.76
KCl	93.44	15.57
H ₂ O	840.95	840.95
HCl*	317.31	424.02
NaCl	157.09	47.13
H ₂ O	544.62	544.62
Sal R		359.41
Sal G		396.64

Fuente: Investigación de los autores.

*Agente precipitante.

REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA

Tabla H13. Requerimientos de Energía y Vapor para los procesos.

Proceso	Producto	Energía/ Masa de Reactivo (J/kg.)	kg. Vapor/ kg. Reactivo	\$/ kg. reactivo unitario	\$/kg. Producto
Sublimación	Naftalina Sublimada	31,601,274.47			1,141.24
General	2-sulfonato de sodio	9,079,393.73	87.33	1,089.93	1,553.67
	2-naftóxido de sodio	2,658,509.45	6.31	196.77	2,425.31
	2-naftol	700,303.39	0.32	3.96	5,600.81
Alternativa 1	Sales Schaeffer + Ácida R	1,286,755.88	0.58	0.73	3,314.72
Alternativa 2	Sales G y R	13,234,473.60	6.00	7.49	2,755.70
Alternativa 3	Sal Schaefer	845,072.83	0.38	0.48	3,314.72
	Sal Ácida R	441,683.05	0.20	0.25	3,314.72
	Sal G	6,617,236.80	3.00	3.74	2,611.13
	Sal R	6,617,236.80	3.00	3.74	2,611.13

Fuente: Investigación de los Autores.

Anexo I. COSTO DE PRODUCCIÓN DE SALES DE β -NAFTOL PARA LAS TRES ALTERNATIVAS

1. CASO GENERAL: PRODUCCIÓN DE β -NAFTOL

1.1. Consumo y Costo de Materias Primas.

- *Sublimación.*

Tabla I1. Costo de materias primas / kg. de naftalina sublimada.

Compuestos	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor total (\$)
Naftalina Mezcla	1,000.00		83.00	83,000.00
Naftalina Sublimada		261.00	318.01	83,000.00

Fuente: investigación de los autores

- *Ácido β -Naftalinsulfónico.*

Tabla I2. Costo de materias primas / kg. de ácido β -naftalinsulfónico.

Compuestos	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor total (\$)
Naftalina Sublimada	261.10		318.01	83,000.00
H ₂ SO ₄	239.89		217.80	52,247.09
H ₂ O	61.43		0.05	2.95
Ácido β-naftalinsulfónico		338.96	399.01	135,250.04

Fuente: investigación de los autores

- *β -Naftalinsulfonato de Sodio.*

Tabla I3. Costo de materias primas / kg. de β -naftalinsulfonato de sodio.

Compuestos	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor total (\$)
Acido β -naftalinsulfónico	338.96		399.01	135,250.04
NaCl	114.40		377.00	43,128.84
H ₂ O	488.42		0.05	23.44
β-Naftalinsulfonato de sodio		374.82	475.97	178,402.32

Fuente: investigación de los autores

- *β-Naftóxido de Sodio.*

Tabla I4. Costo de materias primas / kg. de β-naftóxido de sodio.

Compuestos	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor total (\$)
β-Naftalinsulfonato de sodio	374.82		475.97	178,402.32
NaOH	134.28		1,972.00	264,803.33
H ₂ O	44.76		0.05	2.15
β-Naftóxido de sodio		270.52	1,638.36	443,207.80

Fuente: investigación de los autores

- *β-Naftol.*

Tabla I5. Costo de materias primas / kg. de β-naftol.

Compuestos	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-Naftóxido de sodio	270.52		1,638.36	443,207.80
H ₂ SO ₄	191.64		217.80	62,610.30
H ₂ O	105.73		0.05	5.08
β-Naftol		117.33	4,310.99	505,823.18

Fuente: investigación de los autores

1.2. Consumo y Costo de Energía. Se separa en costo de calentamiento y costo de bombeo.

- **Costo de Calentamiento**

- *Sublimación.*

Tabla I6. Costo de calentamiento / kg. de naftalina sublimada.

Compuesto	Masa (kg.)	Calor (kJ/kg.)	\$/kJ	\$/kg.	Valor Total (\$)
Naftalina Mezcla	1,000.00				
Calor		8251.09	0.02293		189,204.16
Naftalina sublimada	261.00			724.92	189,204.16

Fuente: investigación de los autores

- *β-Naftalinsulfonato de Sodio.*

Tabla 17. Costo de calentamiento / kg. de β-naftalinsulfonato de sodio.

Compuesto	Masa (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Naftalina Sublimada	261.00	724.92	189.204,16
Calor		1,089.93	284,472.93
β-Naftalinsulfonato de sodio	374.82	1,263.76	473,677.09

Fuente: investigación de los autores

- *β-Naftóxido de Sodio.*

Tabla 18. Costo de calentamiento / kg. de β-naftóxido de sodio.

Compuesto	Masa (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-naftalinsulfonato de sodio	374.82	1,263.76	473,677.09
Calor		196.77	73,753.51
β-Naftóxido de sodio	270.52	2,023.63	547,430.61

Fuente: investigación de los autores

- *β-Naftol.*

Tabla 19. Costo de calentamiento / kg. de β-naftol

Compuesto	Masa (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-Naftóxido de sodio	270.52	2,023.63	547,430.61
Calor		3,96	1,071.94
β-Naftol	117.33	4,674.73	548,502.55

Fuente: investigación de los autores

- **Costo de Bombeo.** Aparecen en la Tabla I10

Tabla I10. Costo de bombeo del Caso General.

Fluido de Bombeo	Fluido		REF.	Bomba		Tiempo de Bombeo (h)	Costo de bombeo (\$/h.)		
	Vol (m ³ .)	Masa* (kg.)		Capacidad (m ³ /h)	Potencia (kW)		\$/h	₡	\$/kg.
Naftalina Sublimada	0.235	261.10	B-1	2.95	0.37285	0.080	48.4705	3.85	0.0148
Ácido β-naftalinsulfónico	0.327	338.96	B-2	10.22	0.44742	0.032	58.1646	1.86	0.0169
Solución de NaCl	0.513	610.20	B-6	3.18	0.37285	0.161	48.4705	7.81	0.0128
β-naftalinsulfonato de sodio	0.853	374.82	B-2	10.22	0.44742	0.083	58.1646	4.85	0.0490
β-Naftol	0.092	117.33	B-3	6.81	0.44742	0.014	58.1646	0.79	0.1634

Fuente: Investigación de los autores.

*Masa de producto principal sobre el que se recarga el costo de bombeo.

2. ALTERNATIVA 1: PRODUCCIÓN DE SAL SCHAEFFER Y SAL ÁCIDA R

2.1. Consumo y Costo de Materias Primas.

- *Ácido Schaeffer y Ácido R.*

Tabla I11. Costo de materias primas / kg. de Ácido Schaeffer y Ácido R (Alternativa 1).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β -Naftol	117.33		4,310.99	505,823.18
H ₂ SO ₄	165.29		217.80	36,000.92
Total				541,824.10
Ácido Schaeffer		120.37	2,977.06	358,351.74
Ácido R		61.63	2,977.06	183,472.36

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal Schaeffer y Sal Ácida R.*

Tabla I12. Costo de materias primas / kg. de Sal Schaeffer y Sal Ácida R (Alternativa 1).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/Kg.	Valor Total (\$)
Ácido Schaeffer	120.37		2,977.06	358,351.74
Ácido R	61.63		2977.06	183,472.36
Na ₂ SO ₄	63.06		1015.00	64,009.15
NaCl	18.06		377.00	6,806.98
H ₂ O	62.76		0.05	3.01
Total				612,643.25
Sal Schaeffer		132.19	3,089.76	408,445.11
Sal Ácida R		66.09	3,089.76	204,198.14

Fuente: Investigación de los autores.

- o *Sal Ácida R.*

Tabla I13. Costo de materias primas / kg. de Sal Ácida R (Alternativa 1).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Sal Ácida R	66.09		3,089.76	204,198.14
H ₂ SO ₄	33.04		217.80	7,197.06
H ₂ O	8.46		0.05	0.42
Sal Ácida R		66.09	3,198.66	211,395.62

Fuente: Investigación de los autores.

2.2. Consumo y Costo de Energía.

- **Costo de Calentamiento.**

Tabla I14. Costo de calentamiento/ kg. de Sal Schaeffer y Sal Ácida R (Alternativa 1).

Compuesto	Masa (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-naftol	117.33	4,674.73	548,502.55
Calor		0.73	85.43
Total			548,587.98
Sal Schaeffer	132.19	2,766.71	365,739.90
Sal Ácida R	66.09	2,766.71	182,848.08

Fuente: Investigación de los autores.

- **Costo de Bombeo.** El costo de bombeo se muestra en la Tabla I15.

Tabla I15. Costo de bombeo del Alternativa 1.

Fluido de Bombeo	Fluido		Bomba			Tiempo de Bombeo (h)	Costo de bombeo (\$/h.)		
	Vol (m ³ .)	Masa* (kg.)	REF.	Capacidad (m ³ /h)	Potencia (kW)		\$/h	₡	\$/kg.
β-naftol	0.092	117.33	B-3	6.81	0.44742	0.014	58.1646	0.79	0.1634
Solución de NaCl	0.068	80.82	B-6	3.18	0.37285	0.021	48.4705	1.03	0.0128
Sal Schaeffer	0.335	132.19	B-4	4.99	0.37285	0.067	48.4705	3.25	0.1183
Sal ácida R		66.09	B-4						0.1183
Sal ácida R	0.261	66.09	B-5	2.95	0.37285	0.089	48.4705	4.29	0.1833
Sal ácida R	0.288	66.09	B-4	4.99	0.44742	0.058	58.1646	3.36	0.2341

Fuente: Investigación de los autores.

*Masa de producto principal sobre el que se recarga el costo de bombeo.

3. ALTERNATIVA 2: PRODUCCIÓN DE SAL G Y SAL R.

3.1. Consumo y Costo de Materias Primas.

- *Ácido G y Ácido R.*

Tabla I17. Costo de materias primas /kg. de Ácido G y Ácido R (Alternativa 2).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-naftol	704.00		4,310.99	3,034,939.07
H ₂ SO ₄	1,149.87		217.80	250,441.20
Total				3,285,380.26
Ácido R		627.93	2,602.18	1,633,988.42
Ácido G		634.62	2,602.18	1,651,391.85

Fuente: Investigación de los autores.

- *Sal Ácida G y Ácido R.*

Tabla I18. Costo de materias primas / kg. de Sal Ácida G y Ácido R (Alternativa 2).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Ácido R	627.93		2,474.69	1,633,988.42
Ácido G	634.62		2,474.69	1,651,391.85
K ₂ SO ₄	217.94		1,922.12	418,908.77
HCl	634.62		2,088.00	1,325,081.32
Total				5,029,370.35
Sal Ácida G		713.94	3,748.02	2,675,878.48
Ácido R		627.93	3,748.02	2,353,491.87

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal G.*

Tabla I19. Costo de materias primas / kg. de Sal G (Alternativa 2).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Sal Ácida G	713.94		3,748.02	2,675,878.48
KCl	186.88		1,102.00	205,939.72
H ₂ O	1681.90		0.05	80.73
Sal G		793.27	3,632.93	2,881,898.93

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal R.*

Tabla I20. Costo de materias primas / kg. de Sal R (Alternativa 2).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Ácido R	627.93		3,748.02	2,353,491.87
NaCl	314.17		377.00	118,442.58
H ₂ O	1,089.23		0.05	52.28
Sal R		718.81	3,438.98	2,471,986.73

Fuente: Investigación de los autores

3.2. Consumo y Costo de Energía.

- **Costo de Calentamiento.**

Tabla I21. Costo de calentamiento / kg. de Sal G y Sal R (Alternativa 2).

Compuesto	Masa (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-Naftol	704.00	4,674.73	3,291,015.29
Calor		7.49	5,271.90
Total			3,296,287.18
Sal G	793.27	2,179.96	1,729,301.17
Sal R	718.81	2,179.96	1,566,986.02

Fuente: Investigación de los autores

- **Costo de Bombeo.** Este costo se muestra en la Tabla I22.

Tabla I22. Costo de bombeo del Alternativa 2.

Fluido de Bombeo	Fluido		REF.	Bomba		Tiempo de Bombeo (h)	Costo de bombeo (\$/h.)		
	Vol (m ³ .)	Masa* (kg.)		Capacidad (m3/h)	Potencia (kW)		\$/h	₡	\$/kg.
Naftol (diario*6 días)	0.554	704.00	B-3	6.81	0.44742	0.081	58.1646	4.73	0.1634
Naftol (a los 6 días)	0.554	704.00	B-3	6.81	0.44742	0.081	58.1646	4.73	0.1701
Sal Ácida G	1.959	713.94	B-4	4.99	0.44742	0.393	58.1646	22.84	0.1063
Ácido R		627.93	B-4						0.1063
Solución de KCl	1.772	1,868.78	B-7	18.17	1.11854	0.098	145.41	14.18	0.0076
Sal G	2.138	793.27	B-4	4.99	0.37285	0.428	48.4705	20.76	0.1397
Ácido R	1.563	627.93	B-5	2.95	0.37285	0.530	48.4705	25.67	0.1471
NaCl	1.179	1,403.40	B-6	3.18	0.37285	0.371	48.4705	17.97	0.0128
Sal R	2.723	718.81	B-4	4.99	0.37285	0.546	48.4705	26.45	0.1903

Fuente: Investigación de los autores.

*Masa de producto principal sobre el que se recarga el costo de bombeo.

4. ALTERNATIVA 3: PRODUCCIÓN DE SALES SCHAEFFER, ÁCIDA R, G Y R.

4.1. Consumo y Costo de Materias Primas.

- *Ácido Schaeffer y Ácido R.*

Tabla I23. Costo de materias primas / kg. de Ácido Schaeffer y Ácido R (Alternativa 3).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β -naftol	50.29		4,310.99	216,781.36
H ₂ SO ₄	70.84		217.80	15,428.97
Total				232,210.33
Ácido Schaeffer		51.59	2,977.06	153,579.32
Ácido R		26.41	2,977.06	78,631.01

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal Schaeffer y Sal Ácida R.*

Tabla I24. Costo de materias primas / kg. de Sal Schaeffer y Sal Ácida R (Alternativa 3).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Ácido Schaeffer	51.59		2,977.06	153,579.32
Ácido R	26.41		2,977.06	78,631.01
Na ₂ SO ₄	27.03		1,015.00	27,432.49
NaCl	7.74		377.00	2,917.28
H ₂ O	26.90		0.05	1.29
Total				262,561.39
Sal Schaeffer		56.65	3,089.76	175,047.91
Sal Ácida R		28.32	3,089.76	87,513.49

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal Ácida R.*

Tabla I25. Costo de materias primas / kg. de Sal Ácida R (Alternativa 3).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Sal Ácida R	28.32		3,089.76	87,513.49
H ₂ SO ₄	14.16		217.80	3,084.45
H ₂ O	3.63		0.05	0.17
Sal Ácida R		28.32	3,198.66	90,598.12

Fuente: Investigación de los autores.

- *Ácido G y Ácido R.*

Tabla I26. Costo de materias primas/ kg. de Ácido G y Ácido R (Alternativa 3).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-Naftol	352.00		4,310.99	1,517,469.53
H ₂ SO ₄	574.93		217.80	125,220.60
Total				1,642,690.13
Ácido R		313.96	2,602.18	816,994.21
Ácido G		317.31	2,602.18	825,695.92

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal Ácida G y Ácido R.*

Tabla I27. Costo de materias primas / kg. de Sal Ácida G y Ácido R (Alternativa 3).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Ácido R	313.96		2,602.18	816,994.21
Ácido G	317.31		2,602.18	825,695.92
K ₂ SO ₄	107.82		1,922.12	207,247.02
HCl	317.31		2.088.00	662,540.66
Total				2,512,477.81
Sal Ácida G		356.97	3,744.73	1,336,764.81
Ácido R		313.96	3,744.73	1,175,713.00

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal G.*

Tabla I28. Costo de materias primas / kg. de Sal G (Alternativa 3).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Sal Ácida G	356.97		3,744.73	1,336,764.81
KCl	93.44		1,102.00	102,969.86
H ₂ O	840.95		0.05	40.37
Sal G		396.64	3,629.97	1,439,775.04

Fuente: Investigación de los autores

- *Sal R.*

Tabla I29. Costo de materias primas / kg. de Sal R (Alternativa 3).

Compuesto	Entra (kg.)	Producto Principal (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
Ácido R	313.96		3,744.73	1,175,713.00
NaCl	157.09		377.00	59,221.29
H ₂ O	556.24		0.05	26.70
Sal R		359.41	3,436.11	1,234,960.99

Fuente: Investigación de los autores

4.2. Consumo y Costo de Energía.

- **Costo de Calentamiento.**

Tabla I30. Costo de calentamiento / kg. de Sal Schaeffer, Sal Ácida R, Sal G y Sal R (Alternativa 3).

Compuesto	Masa (kg.)	\$/kg.	Valor Total (\$)
β-Naftol	117.33	4,674.73	548,502.55
Calor		0.73	85.43
Total			548,587.98
Sal Schaeffer	132.19	2,766.71	365,739.90
Sal Ácida R	66.09	2,766.71	182,848.08
β-Naftol	704.00	4,674.73	3,291,015.29
Calor		7.49	5,271.90
Total			3,296,287.18
Sal G	793.27	2,179.96	1,729,301.17
Sal R	718.81	2,179.96	1,566,986.02

Fuente: Investigación de los autores

- **Costo de Bombeo.** Aparece en la Tabla I31.

Tabla I31. Costo de bombeo del Alternativa 3.

Fluido de Bombeo	Fluido		Bomba			Tiempo de Bombeo (h)	Costo de bombeo (\$/h.)		
	Vol (m ³ .)	Masa* (kg.)	REF.	Capacidad (m3/h)	Potencia (kW)		\$/h	₡	\$/kg.
Naftol (7veces en 6días)	0.277	352.00	B-3	6.81	0.44742	0.041	58.1646	2.37	0.1634
Solución de NaCl	0.204	242.45	B-6	3.18	0.37285	0.064	48.4705	3.10	0.0128
Sal Schaeffer	1.004	396.58	B-4	4.99	0.37285	0.201	48.4705	9.76	0.1183
Sal ácida R		198.27	B-4						0.1183
Sal ácida R	0.784	198.27	B-5	2.95	0.37285	0.266	48.4705	12.88	0.1833
Sal ácida R	0.864	198.27	B-4	4.99	0.44742	0.173	58.1646	10.07	0.2341
Naftol (diario*6 días)	0.277	352.00	B-3	6.81	0.44742	0.041	58.1646	2.37	0.1634
Naftol (a los 6 días)	0.277	352.00	B-3	6.81	0.37285	0.041	48.4705	1.97	0.1690
Sal Ácida G	0.980	356.97	B-4	4.99	0.44742	0.196	58.1646	11.42	0.1063
Ácido R		313.96	B-4						0.1063
Solución de KCl	0.886	934.39	B-7	18.17	1.11854	0.049	145.41	7.09	0.0076
Sal G	1.069	396.64	B-4	4.99	0.37285	0.214	48.4705	10.38	0.1397
Ácido R	0.781	313.96	B-5	2.95	0.37285	0.265	48.4705	12.84	0.1471
NaCl	0.589	701.70	B-6	3.18	0.37285	0.185	48.4705	8.98	0.0128
Sal R	1.361	359.41	B-4	4.99	0.37285	0.273	48.4705	13.22	0.1903

Fuente: Investigación de los autores.

*Masa de producto principal sobre el que se recarga el costo de bombeo.

**Anexo J. NOMINAS DE MONTAJE Y PRODUCCIÓN DE LA PLANTA DE SAL
SCHAEFFER Y SAL ÁCIDA R**

NOMINA MONTAJE DE LA PLANTA SALES DE β -NAFTOL

Nombre	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEVENGADO					TOTAL DEVENGADO
				Tiem.Reg. Diurno	Tiem.Reg. Nocturno	Extra. Diurno Dom.o Fest.	Tiem. Noct. Dom. o Fest	Aux. Transp.	
Ingeniero	\$ 750,000	15	\$ 50,000	\$ 750,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 20,800	\$ 770,800
Técnico Mecánico	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 500,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 20,800	\$ 520,800
Técnico Eléctrico	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 500,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 20,800	\$ 520,800
Técnico Electrónico	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 500,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 20,800	\$ 520,800
Técnico Civil	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 500,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 20,800	\$ 520,800
Cuadrilla Mecánica 1	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Mecánica 2	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Mecánica 3	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Eléctrica 1	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Eléctrica 2	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Eléctrica 3	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 1	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 2	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 3	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 4	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 5	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 6	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 7	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
Cuadrilla Civil 8	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 250,000	\$ 21,875	\$ 33,333	\$ 0	\$ 20,800	\$ 326,008
TOTAL	\$ 6,250,000	15	\$ 416,667	\$ 6,250,000	\$ 306,250	\$ 466,667	\$ 0	\$ 395,200	\$ 7,418,117
Promedio 3% Horas Extras = 3,6				\$ 1,875,000				TOTAL	\$ 9,293,117

CONTINUACIÓN NÓMINA MONTAJE DE LA PLANTA SALES DE β-NAFTOL

Nombre	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEDUCIDO			TOTAL PAGADO
				I.S.S. Pensión	I.S.S. Salud	TOTAL DEDUCIDO	
Ingeniero	\$ 750,000	15	\$ 50,000	\$ 27,188	\$ 29,997	\$ 57,185	\$ 713,616
Técnico Mecánico	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 18,125	\$ 19,998	\$ 38,123	\$ 482,677
Técnico Eléctrico	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 18,125	\$ 19,998	\$ 38,123	\$ 482,677
Técnico Electrónico	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 18,125	\$ 19,998	\$ 38,123	\$ 482,677
Técnico Civil	\$ 500,000	15	\$ 33,333	\$ 18,125	\$ 19,998	\$ 38,123	\$ 482,677
Cuadrilla Mecánica 1	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Mecánica 2	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Mecánica 3	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Eléctrica 1	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Eléctrica 2	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Eléctrica 3	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 1	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 2	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 3	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 4	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 5	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 6	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 7	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
Cuadrilla Civil 8	\$ 250,000	15	\$ 16,667	\$ 9,063	\$ 9,999	\$ 19,062	\$ 306,947
TOTAL	\$ 6,250,000	15	\$ 416,667	\$ 226,563	\$ 249,975	\$ 476,538	\$ 6,941,579

Promedio 3% Horas Extras = 3,6

TOTAL

\$ 8,816,579

APORTES PARA FISCALES	
I.S.S. Pensiones	\$ 679,688
I.S.S. Salud	\$ 500,025
SENA	\$ 125,000
ICBF	\$ 187,500
Subsidio Fliar	\$ 250,000
TOTAL	\$ 1,742,213

PROVISIONES	
Cesantías	\$ 774,395
Interes Cesantías	\$ 7,744
Prima de Servicios	\$ 774,395
Vacaciones	\$ 260,313
TOTAL	\$ 1,816,847

TOTAL NOMINA	\$ 12,375,639
TOTAL PROMEDIO AÑO (24 Quincenas)	\$ 297,015,335

NOMINA DE PLANTA DE SALES DE NAFTOL Y SULFHÍDRICO CATEGORÍA 8

Nombre Trabajador	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEVENGADO					
				Tiem.Reg. Diurno	Tiem.Reg. Nocturno	Tiem. Diurno Dom.o Fest.	Tiem. Noct. Dom. o Fest	Aux. Transp.	TOTAL DEVENGADO
Trabajador D	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 349,390	\$ 34,648	\$ 4,659	\$ 31,445	\$ 20,800	\$ 440,941
Trabajador E	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 349,390	\$ 38,724	\$ 6,405	\$ 19,653	\$ 20,800	\$ 434,972
Trabajador F	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 349,390	\$ 74,391	\$ 4,659	\$ 51,098	\$ 20,800	\$ 500,337
Trabajador R	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 349,390	\$ 38,724	\$ 1,747	\$ 51,098	\$ 20,800	\$ 461,759
TOTAL	\$ 1,397,558		\$ 93,171	\$ 1,397,558	\$ 186,487	\$ 17,469	\$ 153,295	\$ 83,200	\$ 1,838,009
Promedio 3% Horas Extras = 3,6				\$ 419,267				TOTAL	\$ 2,257,276

Nombre Trabajador	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEDUCIDO			TOTAL PAGADO
				I.S.S. Pensión	I.S.S. Salud	TOTAL DEDUCIDO	
Trabajador D	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 12,665	\$ 13,974	\$ 26,640	\$ 414,301
Trabajador E	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 12,665	\$ 13,974	\$ 26,640	\$ 408,333
Trabajador F	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 12,665	\$ 13,974	\$ 26,640	\$ 473,698
Trabajador R	\$ 349,390	15	\$ 23,293	\$ 12,665	\$ 13,974	\$ 26,640	\$ 435,119
TOTAL	\$ 1,397,558		\$ 93,171	\$ 50,661	\$ 55,897	\$ 106,558	\$ 1,731,451
Promedio 3% Horas Extras = 3,6							\$ 2,150,718

APORTES PARA FISCALES	
I.S.S. Pensiones	\$ 151,984
I.S.S. Salud	\$ 111,810
SENA	\$ 27,951
ICBF	\$ 41,927
Subsidio Fliar	\$ 55,902
TOTAL	\$ 389,575

PROVISIONES	
Cesantías	\$ 188,099
Interes Cesantías	\$ 1,881
Prima de Servicios	\$ 188,099
Vacaciones	\$ 58,208
TOTAL	\$ 436,287

TOTAL NOMINA	\$ 2,976,580
TOTAL PROMEDIO AÑO (24 Quincenas)	\$ 71,437,914

NÓMINA DE PLANTA DE SALES DE NAFTOL Y SULFHÍDRICO CATEGORÍA 9

Nombre Trabajador	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEVENGADO					TOTAL DEVENGADO
				Tiem.Reg. Diurno	Tiem.Reg. Nocturno	Tiem. Diurno Dom.o Fest.	Tiem. Noct. Dom. o Fest	Aux. Transp.	
Trabajador D	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 36,133	\$ 4,858	\$ 32,793	\$ 20,800	\$ 458,953
Trabajador E	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 40,384	\$ 6,680	\$ 20,496	\$ 20,800	\$ 452,728
Trabajador F	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 77,580	\$ 4,858	\$ 53,289	\$ 20,800	\$ 520,896
Trabajador R	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 40,384	\$ 1,822	\$ 53,289	\$ 20,800	\$ 480,663
TOTAL	\$ 1,457,474		\$ 97,165	\$ 1,457,474	\$ 194,482	\$ 18,218	\$ 159,867	\$ 83,200	\$ 1,913,241
Promedio 3% Horas Extras = 3,6				\$ 437,242				TOTAL	\$ 2,350,483

Nombre Trabajador	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEDUCIDO			TOTAL PAGADO
				I.S.S. Pensión	I.S.S. Salud	TOTAL DEDUCIDO	
Trabajador D	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 431,171
Trabajador E	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 424,947
Trabajador F	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 493,114
Trabajador R	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 452,882
TOTAL	\$ 1,457,474		\$ 97,165	\$ 52,833	\$ 58,293	\$ 111,127	\$ 1,802,114
Promedio 3% Horas Extras = 3,6							\$ 2,239,356

APORTES PARA FISCALES	
I.S.S. Pensiones	\$ 158,500
I.S.S. Salud	\$ 116,604
SENA	\$ 29,149
ICBF	\$ 43,724
Subsidio Fliar	\$ 58,299
TOTAL	\$ 406,277

PROVISIONES	
Cesantías	\$ 195,866
Interes Cesantías	\$ 1,959
Prima de Servicios	\$ 195,866
Vacaciones	\$ 60,704
TOTAL	\$ 454,394

TOTAL NOMINA	\$ 3,100,027
TOTAL PROMEDIO AÑO (24 Quincenas)	\$ 74,400,650

NOMINA DE PLANTA DE SALES DE NAFTOL Y DESNAFTALIZADORA CATEGORÍA 9

Nombre	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEVENGADO					TOTAL DEVENGADO
				Tiem.Reg. Diurno	Tiem.Reg. Nocturno	Tiem. Diurno Dom.o Fest.	Tiem. Noct. Dom. o Fest	Aux. Transp.	
Trabajador A	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 51,012	\$ 0	\$ 32,793	\$ 20,800	\$ 468,973
Trabajador D1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 36,133	\$ 4,858	\$ 32,793	\$ 20,800	\$ 458,953
Trabajador D2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 36,133	\$ 4,858	\$ 32,793	\$ 20,800	\$ 458,953
Trabajador R1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 40,384	\$ 1,822	\$ 53,289	\$ 20,800	\$ 480,663
Trabajador R2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 40,384	\$ 1,822	\$ 53,289	\$ 20,800	\$ 480,663
Trabajador B	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 26,569	\$ 4,858	\$ 0	\$ 20,800	\$ 416,595
Trabajador E1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 40,384	\$ 6,680	\$ 20,496	\$ 20,800	\$ 452,728
Trabajador E2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 40,384	\$ 6,680	\$ 20,496	\$ 20,800	\$ 452,728
Trabajador C	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 65,890	\$ 6,680	\$ 20,496	\$ 20,800	\$ 478,234
Trabajador F1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 77,580	\$ 1,822	\$ 53,289	\$ 20,800	\$ 517,859
Trabajador F2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 364,369	\$ 77,580	\$ 1,822	\$ 53,289	\$ 20,800	\$ 517,859
TOTAL	\$ 4,008,054		\$ 267,204	\$ 4,008,054	\$ 532,433	\$ 41,902	\$ 373,022	\$ 228,800	\$ 5,184,212
Promedio 3% Horas Extras = 3,6				\$ 1,202,416				TOTAL	\$ 6,386,628

CONTINUACIÓN NÓMINA DE PLANTA DE SALES DE NAFTOL Y DESNAFTALIZADORA CATEGORÍA 9

Nombre	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEDUCIDO			TOTAL PAGADO
				I.S.S. Pensión	I.S.S. Salud	TOTAL DEDUCIDO	
Trabajador A	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 441,192
Trabajador D1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 431,171
Trabajador D2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 431,171
Trabajador R1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 452,882
Trabajador R2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 452,882
Trabajador B	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 388,814
Trabajador E1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 424,947
Trabajador E2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 424,947
Trabajador C	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 450,453
Trabajador F1	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 490,078
Trabajador F2	\$ 364,369	15	\$ 24,291	\$ 13,208	\$ 14,573	\$ 27,782	\$ 490,078
TOTAL	\$ 4,008,054		\$ 267,204	\$ 145,292	\$ 160,306	\$ 305,598	\$ 4,878,614

Promedio 3% Horas Extras = 3,6

\$ 6,081,030

APORTES PARA FISCALES	
I.S.S. Pensiones	\$ 435,876
I.S.S. Salud	\$ 320,660
SENA	\$ 80,161
ICBF	\$ 120,242
Subsidio Fliar	\$ 160,322
TOTAL	\$ 1,117,261

PROVISIONES	
Cesantías	\$ 532,198
Interes Cesantías	\$ 5,322
Prima de Servicios	\$ 532,198
Vacaciones	\$ 166,935
TOTAL	\$ 1,236,653

TOTAL NOMINA	\$ 8,434,943
TOTAL PROMEDIO AÑO (24 Quincenas)	\$ 202,438,640

NOMINA DE PLANTA DE SALES DE NAFTOL Y DESNAFTALIZADORA CATEGORÍA 10

Nombre	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEVENGADO					
				Tiem.Reg. Diurno	Tiem.Reg. Nocturno	Tiem. Diurno Dom.o Fest.	Tiem. Noct. Dom. o Fest	Aux. Transp.	TOTAL DEVENGADO
Trabajador A	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 53,470	\$ 0	\$ 34,374	\$ 20,800	\$ 490,575
Trabajador D1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 37,875	\$ 5,092	\$ 34,374	\$ 20,800	\$ 480,071
Trabajador D2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 37,875	\$ 5,092	\$ 34,374	\$ 20,800	\$ 480,071
Trabajador R1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 42,331	\$ 1,910	\$ 55,857	\$ 20,800	\$ 502,828
Trabajador R2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 42,331	\$ 1,910	\$ 55,857	\$ 20,800	\$ 502,828
Trabajador B	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 27,849	\$ 5,092	\$ 0	\$ 20,800	\$ 435,672
Trabajador E1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 42,331	\$ 7,002	\$ 21,484	\$ 20,800	\$ 473,547
Trabajador E2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 42,331	\$ 7,002	\$ 21,484	\$ 20,800	\$ 473,547
Trabajador C	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 69,066	\$ 7,002	\$ 21,484	\$ 20,800	\$ 500,282
Trabajador F1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 81,319	\$ 1,910	\$ 55,857	\$ 20,800	\$ 541,817
Trabajador F2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 381,931	\$ 81,319	\$ 1,910	\$ 55,857	\$ 20,800	\$ 541,817
TOTAL	\$ 4,201,236		\$ 280,082	\$ 4,201,236	\$ 558,096	\$ 43,922	\$ 391,001	\$ 228,800	\$ 5,423,055
Promedio 3% Horas Extras = 3,6				\$ 1,260,371				TOTAL	\$ 6,683,425

CONTINUACIÓN NÓMINA DE PLANTA DE SALES DE NAFTOL Y DESNAFTALIZADORA CATEGORÍA 10

Nombre	Salario Básico	Días Lab.	Vr. Por día Laborado	DEDUCIDO			TOTAL PAGADO
				I.S.S. Pensión	I.S.S. Salud	TOTAL DEDUCIDO	
Trabajador A	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 461,454
Trabajador D1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 450,951
Trabajador D2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 450,951
Trabajador R1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 473,707
Trabajador R2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 473,707
Trabajador B	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 406,551
Trabajador E1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 444,426
Trabajador E2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 444,426
Trabajador C	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 471,161
Trabajador F1	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 512,696
Trabajador F2	\$ 381,931	15	\$ 25,462	\$ 13,845	\$ 15,276	\$ 29,121	\$ 512,696
TOTAL	\$ 4,201,236		\$ 280,082	\$ 152,295	\$ 168,033	\$ 320,327	\$ 5,102,727

Promedio 3% Horas Extras = 3,6

\$ 6,363,098

APORTES PARA FISCALES	
I.S.S. Pensiones	\$ 456,884
I.S.S. Salud	\$ 336,116
SENA	\$ 84,025
ICBF	\$ 126,037
Subsidio Fliar	\$ 168,049
TOTAL	\$ 1,171,111

PROVISIONES	
Cesantías	\$ 556,930
Interes Cesantías	\$ 5,569
Prima de Servicios	\$ 556,930
Vacaciones	\$ 174,981
TOTAL	\$ 1,294,410

TOTAL NOMINA	\$ 8,828,620
TOTAL PROMEDIO AÑO (24 Quincenas)	\$ 211,886,873

Anexo K. PROYECCIONES DE FLUJO DE INGRESOS Y GASTOS

Tabla J1. Proyección de Gastos e Ingresos del Alternativa 1

MOVIMIENTOS DE CAJA	VALOR (\$)					
	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
GASTOS						
TOTAL INVERSION INICIAL	563,761,948.53					
Servicios Públicos		554,915.94				
Imprevistos		5,190,096.10				
Mano de Obra		297,015,334.67	12,410,947.73	13,216,418.23	14,074,163.78	14,987,577.01
Mantenimiento			19,422,057.75	20,682,549.30	22,024,846.75	23,454,259.30
Repuestos			6,528,422.77	6,952,117.41	7,403,309.83	7,883,784.64
Gastos divisibles de admón. y Planta			19,585,268.32	20,856,352.23	22,209,929.49	23,651,353.92
Materias Primas			238,761,897.86	255,475,230.71	273,358,496.86	292,493,591.64
Servicios			210,319,335.77	223,969,060.66	238,504,652.69	253,983,604.65
TOTAL GASTOS	563,761,948.53	302,760,346.71	507,027,930.20	541,151,728.54	577,575,399.40	616,454,171.16
BENEFICIOS						
Sal Schaeffer			447,588,529.61	476,637,025.18	507,570,768.11	540,512,110.96
Sal Ácida R			223,777,335.06	238,300,484.11	253,766,185.53	270,235,610.97
TOTAL BENEFICIOS			671,365,864.67	714,937,509.29	761,336,953.64	810,747,721.93

Fuente: Investigación de los autores.

Tabla J1. (Continuación).

MOVIMIENTOS DE CAJA	VALOR (\$)					
	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11
GASTOS						
TOTAL INVERSION INICIAL						
Servicios Públicos						
Imprevistos						
Mano de Obra	15,960,270.75	16,996,092.33	18,099,138.72	19,273,772.82	20,524,640.68	21,856,689.86
Mantenimiento	24,976,440.73	26,597,411.73	28,323,583.75	30,161,784.34	32,119,284.14	34,203,825.68
Repuestos	8,395,442.26	8,940,306.46	9,520,532.35	10,138,414.90	10,796,398.03	11,497,084.26
Gastos divisibles de admón. y Planta	25,186,326.78	26,820,919.39	28,561,597.06	30,415,244.71	32,389,194.09	34,491,252.79
Materias Primas	312,968,143.06	334,875,913.07	358,317,226.99	383,399,432.88	410,237,393.18	438,954,010.70
Servicios	270,467,140.60	288,020,458.02	306,712,985.75	326,618,658.52	347,816,209.46	370,389,481.45
TOTAL GASTOS	657,953,764.18	702,251,101.01	749,535,064.62	800,007,308.17	853,883,119.58	911,392,344.75
BENEFICIOS						
Sal Schaeffer	575,591,346.97	612,947,225.38	652,727,500.31	695,089,515.08	740,200,824.61	788,239,858.13
Sal Ácida R	287,773,902.12	306,450,428.37	326,339,061.17	347,518,466.24	370,072,414.69	394,090,114.41
TOTAL BENEFICIOS	863,365,249.08	919,397,653.75	979,066,561.48	1,042,607,981.32	1,110,273,239.30	1,182,329,972.54

Fuente: Investigación de los autores.

Anexo L. COTIZACIONES DE EQUIPOS UTILIZADOS



NT 960.007.839 - 4

BOMBAS HYDRAL LTDA.
www.bombashydral.com

Carrera 36 No. 11-08
PBX: 247 5940 - 247 2459
FAX: 361 7950 - Telefax: 247 5940
A.A. 29825 - Bogotá, D.C. - Colombia, S.A.

BOMBAS

VACIO
CALDERAS
PULPA - ACEITES
IND. QUIMICA
ACUEDUCTOS
MINERIA

SRS: ACERIAS PAZ DEL RIO S.A.	FECHA: Enero 30, 2004
ATN: Iny. Fernando Forero	SU REFERENCIA DIVISION REFINERIA
DIR:	CONTACTO EN HYDRAL MARCO ANTONIO PEREZ F.
TEL-FAX: 7771164	
CIUDAD: BELENITO	
PAIS: COLOMBIA	
DIR-E:	

DE ACUERDO CON SU AMABLE SOLICITUD LE INFORMAMOS SOBRE BOMBAS CENTRIFUGAS DE EJE LIBRE CON BASE, ACOPLE TIPO REXNORD OMEGA Y MOTOR SIEMENS ELECTRICO TRIFASICO. CUALQUIER INFORMACION O ACLARACION CON GUSTO LA SUMINISTRAREMOS. LA ALTURA DINAMICA TOTAL ESTA EN METROS Y EL CAUDAL EN GALONES POR MINUTO.

REF	ADT	GPM	MODELO	MATERIAL	SUCC-DESG	HP-RPM	VALOR U
B-1	3	13	JE-4	AISI-304	1" X 3/4"	0,5-1800	2,400,000
B2a	2	45	JE-6	AISI-304	1 1/2" X 1"	0,6-1800	2,600,000
B2b	3	41	JE-6	AISI-304	1 1/2" X 1"	0,6-1800	2,600,000
B3	4	30	JE-6	AISI-304	1 1/2" X 1"	0,6-1800	2,600,000
B4	4	22	JE-4	AISI-304	1" X 3/4"	0,5-1800	2,400,000
B5	4	17	JE-4	AISI-304	1" X 3/4"	0,5-1800	2,400,000
B6	4	14	JE-4	AISI-304	1" X 3/4"	0,5-1800	2,400,000
B7	5	80	JE-18	AISI-304	2" X 1 1/2"	1,5-1800	3,300,000
VALOR TOTAL SIN I.V.A.							20,700,000

OBSERVACIONES: EN LAS OFERTAS INDICAMOS PRECIO DE LAS BOMBAS EN ACERO INOXIDABLE PARA LAS PARTES EN CONTACTO CON EL FLUIDO, CON SELLO MECANICO NORMAL O PRENSAESTOPA. NO ENCONTRAMOS LITERATURA QUE NOS INDIQUE CUAL ES LA MEJOR CONSTRUCCION. PARA CONDUCCION RECOMENDAMOS: B1-B3-B4-B5-B6 1 1/2"; B2A; B2B, 2" Y B7 2 1/2"

EMBALAJE:	HUACAL DE MADERA
PLAZO DE ENTREGA:	SEIS (6) SEMANAS A PARTIR DEL RECIBO DE LA ORDEN
FORMA DE PAGO:	A CONVENIR
VALIDEZ DE LAS OFERTAS:	45 DIAS CALENDARIO
TRANSPORTE:	POR CUENTA Y RIESGO DEL COMPRADOR

Handwritten signature

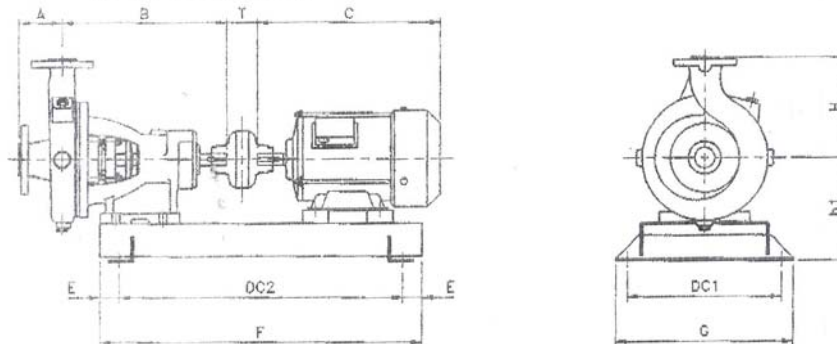
BOMBAS



CONSTRUCCION

PARTES PRINCIPALES	STD	BRONCE ALFADO	ACERO INOXIDABLE F.
CARCAZA	HIERRO ASTM A48	ASTM-B148-9D	AISI-304
IMPULSOR			
PLATO DE SELLAMIENTO	HIERRO ASTM-A48		
SOPORTE	ACERO INOXIDABLE AISI-304		
EJE	EMPAQUE 412W		
SELLO PRENSAESTOPA	MONORRESORTE DE CARBON - CERAMICA - BUINA		
SELLO MECANICO *			

* O DE PROCESO SEGUN APLICACION



DIMENSIONES MOTOBOMBAS

MODELO	MOTOR		REF. ACOPLE	A	B	T	E	C	F	G	H	H1	DC1	DC2
	H.P.	TIPO												
J-3/4	0.4	71	E-2	66	258	48	30	231	500	276	155	158	240	440
	1.8	80	E-2	66	258	48	30	283	500	276	155	158	240	440
J-1	0.6	71	E-2	67	258	48	30	231	500	276	155	158	240	440
	2.4	90	E-2	67	258	48	30	324	500	276	155	158	240	440
J-1 1/4	0.9	80	E-2	68	261	48	30	283	500	276	165	158	240	440
	3.6	90	E-2	68	261	48	30	324	500	276	165	158	240	440
JE-12	1.0	80	E-2	92	278	48	30	283	500	276	188	158	240	440
	5.0	112	E-3	92	278	33	30	383	500	276	188	170	240	440
JE-18	1.5	80	E-2	92	278	33	30	324	500	276	188	158	240	440
	7.5	112	E-3	92	278	33	30	383	500	276	188	170	240	440

- NOTAS**
1. Las dimensiones son aproximadas en mm.
 2. Los motores son eléctricos TEFC trifásicos a 1700 Y 3600 R.P.M.
 3. Los acoples especificados son REXNORD OMEGA ó TB WOODS.
 4. Las bases son fabricadas en acero estructural.
 5. El acoplamiento incluye guardacople en lámina de acero.

Las bombas HYDRAL CENTRIFUGAS pueden ser suministradas con motores eléctricos monofásicos, a prueba de explosión, de gasolina o diesel etc.



PBX: 2476940
 FAX: 3517950
 A.A.: 29625
 CRA 36 Nº 11-08
 BOGOTA D.C. - COLOMBIA

DISTRIBUIDO POR:

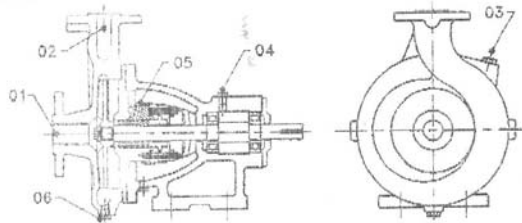
BOMBAS CENTRIFUGAS DE UNA ETAPA - EJE LIBRE

SERIE J



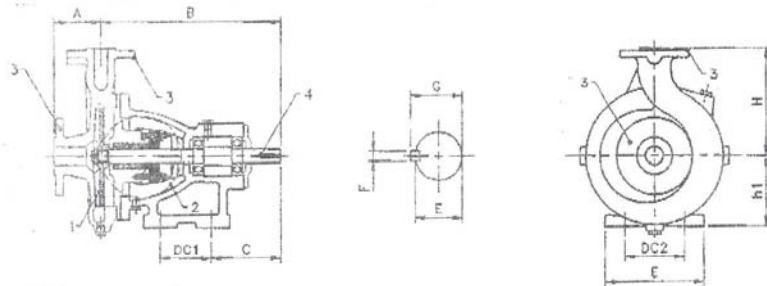
Las bombas HYDRAL DE UNA ETAPA son del tipo centrifugas de impulsor cerrado o semiabierto de succión final y descarga radial.

Su diseño permite el manejo de fluidos limpios o pastosos, abrasivos corrosivos o con partículas en suspensión.



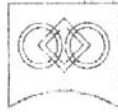
CONEXIONES	
01-	CONEXIÓN ASPIRACION
02-	CONEXIÓN DESCARGA
03-	CONEXIÓN CEBADO
04-	LUBRICACION GRASA
05-	CONEXIÓN LAVADO SELLO
06-	CONEXIÓN DRENAJE

CARACTERÍSTICAS	
1-	IMPULSOR CERRADO O SEMIABIERTO BALANCEADO
2-	SISTEMA DE SELLAMIENTO MECANICO DE EMPAQUETADURA
3-	CONEXIONES DE BRIDA ANSI-150
4-	EJE DE GRAN TAMAÑO PARA MINIMAS DEFLEXIONES



DIMENSIONES

MODEL OS	A	B	C	E	F	G	H	H1	Dc1	Dc2	PESO KG
J-3/4 X 1	66	258	100	19	3/16	21	155	100	73	85	18
J-1 X 1 1/4	67	258	100	19	3/16	21	155	100	73	85	18
J-1 1/4 X 1 1/2	68	261	100	19	3/16	21	165	100	73	85	20
JE-12	92	278	100	24	1/4	27	186	100	73	85	25
JE-18	92	278	100	24	1/4	27	186	100	73	85	28



INALRED LTDA.

NIT: 800.104.460-4

BONHILLIOLI - VMC LINK BELT
PRECISIÓN PULLEY - SIG

Calle 32 Sur No. 48 - 65 A.A. 6568
Teléfono: 230 11 63 504 44 64
Tel.: 204 61 77 561 72 11 561 09 39
e-mail: inalredltda@totopia.com
Bogotá, D.C. - Colombia

COTIZACION 2004-02-6092 ACERIAS PAZ DEL RIO S.A.

Bogotá D.C., 15 de febrero de 2004

Señores

ACERIAS PAZ DEL RIO S.A.

Attn: Ing. Diego Fernando Revelo

Ing. Diana Patricia Pico

Belenito

Respetados señores:

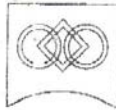
En atención a su amable solicitud, nos permitimos presentarles nuestra mejor oferta referente al diseño y suministro de tanques; elevadores de cangilones y alimentadores para la planta de ácido sulfúrico.

1. TANQUES

Cuerpo Lamina HR 3/8

Tapa Espesor 4.5mm

TANQUE Nº	REF:	LONGITUD (m.)	DIAMETRO (m.)	PRECIO
1	T-2	2.77	2.77	\$16.675.000
2	T-2 a	1.29	5.05	\$27.887.500
3	T-2 b	1.24	4.87	\$25.875.000
4	T-2 c	1.26	4.93	\$26.450.000
5	T-3 a	2.67	4.67	\$33.925.000
6	T-3 b	3.87	3.87	\$32.602.500
7	T-3 c	3.43	3.43	\$28.175.000
8	T-4	1.46	5.70	\$35.535.000
9	T-5 a	1.58	6.16	\$41.515.000
10	T-5 b	2.13	8.33	\$75.900.000
11	T-5 c	1.85	7.25	\$57.442.500
12	T-6 b	1.92	7.52	\$61.812.500
13	T-6 c	1.53	5.97	\$38.985.000
14	T-7 b	4.08	4.08	\$36.225.000
15	T-7 c	3.23	3.23	\$22.712.500
16	IR 1	1.03	1.03	\$2.300.000



INALRED LTDA.

NIT: 800.104.460-4

BONFIGLIOLI - EMK LINK BELL
PRECISION PULLEY - SIG

Calle 32 Sur No. 48 - 05 A.A. 0568
Telefax: 204 61 83 - 564 44 64
Tels.: 204 61 77 - 564 72 11 - 564 09 39
e-mail: inalredltda@tucopa.com
Bogotá, D.C. - Colombia

17	IR 2	1.28	1.28	\$3.450.000
18	IR-3	1.41	1.14	\$4.312.500
19	IR-4 a	0.88	0.88	\$1.667.500
20	IR 4 c	0.66	0.66	\$943.500
21	IR-5 b	1.45	1.45	\$4.600.000
22	IR-5 c	1.15	1.15	\$2.875.000
23	IR-6 a	0.78	0.78	\$1.322.500
24	IR-6 c	0.66	0.66	\$943.000
25	IR-7 b	1.77	1.77	\$6.842.500
26	IR-7 c	1.40	1.40	\$4.225.500
27	IR-8 b	1.89	1.89	\$7.762.500
28	IR 8 c	1.52	1.52	\$2.012.500
29	S-1	3.00	1.50	\$8.222.500
30	S-2	6.00	1.00	\$9.372.500

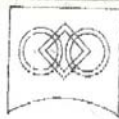
NOTA: En los precios no esta incluido el recubrimiento ni la pintura.

CONDICIONES DE VENTA

IVA	El vigente al facturar.
TIEMPO DE ENTREGA	4 meses después de recibir orden de compra y anticipo.
FORMA DE PAGO	60% Anticipo, saldo contra entrega.
FLETE Y SEGURO	Por cuenta del cliente.
VALIDEZ DE LA OFERTA	30 días.

2. ELEVADOR A-1

TIPO DE ELEVADOR	Descarga centrífuga trabajo pesado
CAPACIDAD	107 ft ³ / hora
CANGILON	Plástico de 3 x 4 importado de USA.
BANDA	Caucho 3 lonas, 5" de ancho.
VELOCIDAD	159 pies / min.
CARCAZA	8 x 18"
POLEA DE CABEZA	8" eje 1 1/2 chumaceras de pedestal trabajo pesado.
POLEA DE BOTA	8" tensor de tomillo centra.
DISTANCIA ENTRE CENTRO	5.3 cmt.
MOTOR	1.0 HP
REDUCTOR	De piñones helicoidales con antirretorno, referencia TA35.35 / DA marca Bonfiglioli (Italiano).
PRECIO	\$10.890.000.00



INALRED LTDA.

NIT: 800.104.460-4

BONFIGLIOLI - MIC LINK BELT
PRECISION PULLEY - SIG

Calle 32 Sur No. 48 - 65 A. 0568
Teléfono: 530 11 83 - 561 44 64
Tel.: 204 61 77 - 564 72 11 - 564 09 39
e-mail: inalred@telcel.net.co
Bogotá, D.C. - Colombia

2.1 ELEVADOR A-2

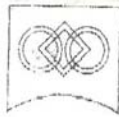
TIPO DE ELEVADOR	Descarga centrífuga trabajo pesado
CAPACIDAD	107 ft ³ / hora
CANGILON	Plástico de 3 x 4 Importado de USA.
BANDA	Caucho 3 lonas, 5" de ancho.
VELOCIDAD	159 pies / min.
CARCAZA	8 x 18"
POLEA DE CABEZA	8" eje 1 ½ chumaceras de pedestal trabajo pesado.
POLEA DE BOTA	8" tensor de tornillo centra.
DISTANCIA ENTRE CENTRO	5,9 cmt.
MOTOR	1.0 HP
REDUCTOR	De piñones helicoidales con antirretorno, referencia TA35.35 / DA marca Bonfiglioli (Italiano).
PRECIO	\$10.550.000.00

CONDICIONES DE VENTA

IVA	El vigente al facturar.
TIEMPO DE ENTREGA	45 días hábiles después de recibir orden de compra y anticipo.
FORMA DE PAGO	60% Anticipo, saldo contra entrega.
FLETE Y SEGURO	Por cuenta del cliente.
VALIDEZ DE LA OFERTA	15 días.

3. ALIMENTADORES

Referencia AN-1, AN-2; A-1, A-2; A-3; A-4 según datos técnicos suministrados por ustedes; las tolvas se suministrarán en forma trapezoidal y tendrán la capacidad de almacenar la cantidad requerida por ustedes. Todas las tolvas tendrán vibradores eléctricos de 3 fases de 0.33 HP marca Cougar (USA); las tolvas serán construidas en lamina HR de 3/8. Los alimentadores de tornillos sin-fin de diámetro 6" y paso 3" en lamina 3/16



INALRED LTDA.

NIT: 800.104.460-4

BONFIGLIOLI - FMC LINK BELT
PRECISIÓN PULLEY SIG

Calle 32 Sur No. 48 - 65 A.A. 6568
Teléfono: 204 61 53 - 564 11 64
Tel.: 204 61 77 - 564 72 11 - 564 95 39
e-mail: inalredlt@utopia.com
Bogotá, D.C. - Colombia

HR con reductor de 0.25 HP de piñones helicoidales marca Bonfiglioli (Italiano) garantiza el flujo de material por hora solicitado.


<u>REFERENCIA</u>	<u>PRECIO</u>
AN-1	\$7.800.000.00
AN-2	\$7.800.000.00
A-1	\$7.800.000.00
A-2	\$7.800.000.00
A-3	\$7.800.000.00
A-4	\$7.800.000.00

NOTA: La presente cotización solo incluye el motor como elemento eléctrico. No incluye montaje ni obras civiles.

CONDICIONES DE VENTA

IVA	El vigente al facturar.
TIEMPO DE ENTREGA	45 días hábiles después de recibir orden de compra y anticipo.
FORMA DE PAGO	50% Anticipo, 30% contra avances, saldo contra entrega.
FLETE Y SEGURO	Por cuenta del cliente.
VALIDEZ DE LA OFERTA	30 días.

Atentamente,


ING. HECTOR JOSE REINA VARGAS
Gerente



RESISTENCIAS cotización SANTANDER



FABRICACION DE RESISTENCIAS ELECTRICAS PARA USO INDUSTRIAL Y DOMESTICO

COTIZACION

PARA ACERIAS PAZ DEL RIO		CIUDAD Y FECHA: B/manga, Febrero 12 del 2004	
		OFERTA VALIDA HASTA:	
		PLAZO DE ENTREGA:	
		FORMA DE PAGO: Contado	
CANTIDAD	DESCRIPCION	VR. UNIT.	VALOR TOTAL
4	RESISTENCIAS DE INMERSION ELABORADA EN INCOLOY 7/18 9000W Y RACOR EN BRONCE DE 2" PARA CALENTADOR DE ACEITE	170,000	680,000
	SUB TOTAL		680,000
	IVA 16%		108,800
	TOTAL		788,800
NOTA: ANEXO A LA COTIZACION ESTOY ENVIANDO PLANO DE LA RESISTENCIA			
FIRMA Y SELLO DE LA EMPRESA:		FIRMA Y SELLO DEL CLIENTE:	
RESISTENCIAS SANTANDER <i>[Signature]</i> NIT 18 429,077-1			

PRINCIPAL: Calle 48 No. 24 - 35 Tel. 6422237 - TELEFAX: 6572580
 SUCURSAL: Carrera 17 No. 41 - 30 Tel. 6802421
 BUCARAMANGA - COLOMBIA
 Deline 1

COTIZACION

No. 2-00352

OFICINA BOGOTA
CRA. 27 No. 17-69 JALDOQUEMAO
TELS.: 380 70 357 - 360 70 159

FABRICA Y OFICINA PRINCIPAL MEDELLIN
CALLE 24 No. 44-01
PEX: 252 26 00 - FAX: 252 36 16

ERECOS
EMPRESA DE TRANSACCIONES OLIVARES S.A.
NIT. 899.903.471-0

BELENCITO

200810-ACERIAS PAZ DEL RIO S.A.

BOGOTA, D.C.

ANTICIPADO

ANTIACIDO PARA TANQUE DE ACIDO

ING. DIEGO F. REVELO V.

ESTIBAS

SEIS SEMANAS DESPUES DE CONFIRMAR

TERRESTRE

GR	ITEM	CODIGO	CANTIDAD	VALOR UNITARIO	VALOR TOTAL \$
	1	62501205	20,892	4,675	97,670,100
	2	62501206	3,857	4,663	17,985,191
	3	62501407	3,346	4,581	15,662,626
	4	69106001	5,430	1,295	7,031,850
					138,349,767
					22,135,963
					160,485,730

DESCRIPCION	CALIDAD	PESO NETO Kgs	VALOR UNITARIO	VALOR TOTAL \$
2. ALTERNATIVA EN 9" DE ESPESOR				
ANTAC		85,448	4,675	397,670,100
ANTAC		15,119	4,663	70,485,191
ANTAC		14,287	4,581	65,442,626
ANTAC		5,430	1,295	7,031,850
VALOR MATERIAL		120,284		138,349,767
IVA (16%)				22,135,963
TOTAL				160,485,730

FECHA SOLICITUD: 13/02/04
FECHA: 13/02/04
CIUDAD: BOGOTA, D.C.
DESTINATARIO: DESTINATARIO
ENTREGA: SEIS SEMANAS DESPUES DE CONFIRMAR
REFERENCIA: ANTIACIDO PARA TANQUE DE ACIDO
TIPO DE PAGO: ANTICIPADO

NOTA NO. 2: EN EL PRECIO ESTA INCLUIDO:
DESCUENTO DEL 6% POR VOLUMEN
DESCUENTO FINANCIERO DEL 1.5% POR PAGO ANTICIPADO
EMPAQUES Y FLETES A SOGAMOSO.

PRECIOS VIGENTES HASTA JUNIO 30 DE 2004.
POR CUENTA DEL COMPRADOR

PESO BRUTO Kgs: 120,284
PESO NETO Kgs: 120,284

VALOR TOTAL: 160,485,730

REGIMEN COMUN REGISTRO No. 11-0125-16
ERECOS ES GRAN CONTRIBUYENTE SEGUN RESOLUCION 059030
ERECOS ES AGENTE RETENEDOR DE IVA NO PRACTICAR RTE. FTE. DE IVA
SOMOS AUTOPROTECTORES SEGUN RESOLUCION 0359 DE ABRIL 06

13 FEB. 2004 04:38PM P1

NO. DE FAX : 051 3607045

DE : MATERIALES BOGOTA

ESTABRO: *WMM*
FIRMA: *FERNANDO HENAO*

COTIZACION

No. 2-00351

OFICINA BOGOTA
 CRA. 27 No. 17-88 PALCOLEMAO
 TELS.: 350 70 36 - 360 70 59
 FAX: 350 70 45

FABRICA Y OFICINA PRINCIPAL MEDELIN
 CALLE 24 No. 44-01
 P.O. BOX 99 16
 VENTAS TELS.: 252 35 07 - 252 35 21 - FAX: 252 06 58
 Email: arecosnegocios@arecos.net.co

erecos
 EMPRESA DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLOS S.A.
 NIT. 890.903.471-0

CIUDAD: BOGOTA, D.C. FECHA: 13/02/04 CLIENTE: 200810-ACERIAS PAZ DEL RIO S.A. DIRECCION: BELENCITO

SOLICITANTE: ING. DIEGO F. REVELO V. REFERENCIA: ANTIACIDO PARA TANQUE DE ACIDO FORMA EMPAQUE: ANTICIPADO

PREZ: FOB SOGAMOS IVA TERRESTRE DESTINATARIO: VER NOTA NO. 1: ESTIBAS ORIGEN: BOGOTA ENTREGA:

GR	ITEM	CODIGO	CANTIDAD	DESCRIPCION	CALIDAD	PESO NETO Kgs.	VALOR UNITARIO \$	VALOR TOTAL \$
1. ALTERNATIVA EN 4 1/2" DE ESPESOR								
1	62501407	7,520	RECTO 9*4 1/2*3	ANTAC	32,110	4,681	35,291,120	
2	62501104	6,328	ARCO 1 9*4 1/2 (3-2.3/4)	ANTAC	25,882	4,676	29,589,726	
3	69106001	2,760	KGS. MORTERO	ANTAC	2,760	1,296	3,574,200	
			VALOR MATERIAL		60,752		68,365,048	
			IVA (16%)				10,938,408	
			TOTAL				79,303,456	

NOTA NO. 1: PARA EL ITEM 1: 1.800 UNIDADES INMEDIATAS Y 5.720 UNIDADES CUATRO A CINCO SEMANAS DESPUES DE CONFIRMAR. PARA LOS ITEMS 2 Y 3: INMEDIATA.

NOTA NO. 2: EN EL PRECIO ESTA INCLUIDO: DESCUENTO DEL 5% POR VOLUMEN, DESCUENTO FINANCIERO DEL 1.5% POR PAGO ANTICIPADO, EMPAQUES Y FLETES A SOGAMOSO.

PRECIOS VIGENTES HASTA JUNIO 30 DE 2004.

SEGURO POR CUENTA DEL COMPRADOR

PESO BRUTO Kgs. 60,752
 PESO NETO Kgs. 60,752

79,303,456

VALOR TOTAL
 ESTA COTIZACION ES VALIDA POR DIAS, SUJETA A LAS CONDICIONES IMPRESAS AL REESPALDO DEL ORIGINAL.

IVA REGIMEN COMUN REGISTRO No. 11-002-15.
 ERECOS ES GRAN CONTRIBUYENTE SEGUN RESOLUCION 03/98
 ERECOS ES AGENTE RETENEDOR DE IVA NO PRACTICAR RITE. FTE. DE IVA SOMOS AUTORETENEDORES SEGUN RESOLUCION 0683 DE ABRIL/98

REVISOR: **FERNANDO HENAO**
 FIRMA

ELABORADO: **Nival**
 FIRMA

ORIGEN: BOGOTA



distribuidora electrónica bogotá, Ltda

Cr. 33 No. 91-57, Bogotá, D.C. Colombia. Tels. (571) 622 5652 / 257 8824 / 257 8941

Fax. (571) 610 1798, E-mail: cunodeb@supercabletv.net.co

División Fluitec



Bogotá D.C., Febrero 5 de 2004

Cotización Ref: DEB050204PAZ01

Señores
ACERIAS PAZ DEL RIO
Atn. Diego Fernando Revelo Vargas
Belencito

Apreciados Señores:

Por medio de la presente y de acuerdo a su amable solicitud, nos permitimos cotizarles los siguientes elementos Cuno:

Referencia: 5VC3 44668-03
Descripción: Portafiltro de la serie VC, elaborado en PVC para contener cinco elementos filtrantes de 29 1/4" de longitud, presión de operación de 60 psig @ 120°F, conexiones de entrada y salida en 2" NPTF, venteo en 1/4" NPTF
Cantidad: 1
Valor Total: \$6.785.600.00

Referencia: AU29Q11NN
Descripción: Elemento filtrante tipo Betapure, elaborado en polipropileno no deformable, rango de filtración de 75 micras nominales y 29 1/4" de longitud
Cantidad: 15 (unidad de empaque)
Valor Unitario: \$152.980.00
Valor Total: \$2.294.700.00

Tiempo Entrega: De cinco a seis semanas fecha Orden de Compra. (para importación)
Validez Oferta: 30 días a partir de la fecha
Forma de Pago: 30 días fecha factura. Se adicionará el IVA

En espera de sus importantes noticias, nos suscribimos,

Atentamente,

MARIO AFANADOR VILLEGAS
Gerente de Ventas

Bogotá, Enero 28 de 2.004



Señor:
Diego Fernando Revelo Vargas
Doctora: Carmen Leon Granados
DPTO.COQUERIA
ACERIAS PAZ DEL RIO S.A.
Via Fax

Ref COTIZACIÓN


Apreciado Señor:

Agradeciendo su invitación a cotizar nuestros productos, estamos anexando una lista de las presentaciones y precios solicitados.

PRODUCTO	PRESENTACIÓN	VALOR KILO
ACIDO CLORHIDRICO INDUSTRIAL	250 KILOS	\$ 1.800 + I.V.A.

En espera de su respuesta,

Atentamente:


JUAN GABRIEL GUERRERO
Jefe de Ventas.

Calle 73 # 72-31 Local 1 Teléfono: 4 360981 Bogotá D. C.



PRODUQUIMICA DE COLOMBIA S.A.

NIT. 860.038.544-1

dirigida Por:
 SERIAS PAI DEL R10
 ATY: SR. DIEGO FVO. ROELO VARGAS
 COGERIA
 898
 TELEFONO: 7771164
 N.I.T. No. : 860029995-1

HOJA No.: 01
 COTIZACION No.: 1888881
 FECHA.....: 2004/01/28
 Representante: DRAR H. WANDURRAGA
 Validez oferta: 20 DIAS
 Entrega.....: 2 DIAS
 Forma de Pago.: 30 DIAS

Cant.	Descripcion Referencia	Uir Unitario	Valor total	IV
1	POTASIO CLORURO INDUSTRIAL BULTO X 50 KILOS	82,850.1	82,850.1	
1	SODIO SULFATO INDUSTRIAL BULTO X 50 KILOS	43,750.1	43,750.1	
1	POTASIO CLORURO INDUSTRIAL BULTO X 50 KILOS	47,588.1	47,588.1	
1	SODIO CLORURO INDUSTRIAL BULTO X 50 KILOS	16,250.1	16,250.1	

OBSERVACIONES

SubTotal...	190,350
Descuento...	
I.V.A.....	7,000
TOTAL.....	197,350

ON 3 CIENTO NOVENTA Y SIETE MIL TRESCIENTOS CINCUENTA PESOS M/CTE

PRODUQUIMICA DE COLOMBIA S.A.
 DRAR H. WANDURRAGA

RODUQUIMICA.: DRAR HERBERTO WANDURRAGA,
 REPRESENTANTE DE VENTAS

CLIENTE.....

I.V.A. REGIMEN COMUN 02-2073-01 - ACTIVIDAD ECONOMICA 5153 - ICA TARIFA 11.04 x 1000 - NO SOMOS GRANDES CONTRIBUYENTES
 CARRERA 18 No. 59-33 CONMUTADOR: 288 6055 - 288 4710 FAX(091) 287 1516 APARTADO AEREO 17704
 E-mail: pdqmica@andinet.com - www.produquimicadecolombia.com BOGOTA, D.C. - COLOMBIA SUR AMERICA