

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LA RECUPERACIÓN DE
PRODUCTOS AROMÁTICOS EN LA TORRE EXTRACTORA T1401 DE LA
UNIDAD DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO U1400 SULFOLANE
MEJORADA, REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.**

MANUEL JULIAN ARDILA PIMIENTO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LA RECUPERACIÓN DE
PRODUCTOS AROMÁTICOS EN LA TORRE EXTRACTORA T1401 DE LA
UNIDAD DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO U1400 SULFOLANE
MEJORADA, REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.**

MANUEL JULIAN ARDILA PIMIENTO
Ingeniero Químico

Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de:
Magíster en Ingeniería Química

Directora:
DEBORA ALCIDA NABARLATZ
Ing. Química, PhD

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2017

DEDICATORIA

Para mi esposa, Iris Rocio que me impulsa cada día a ser mejor persona, con su amor incondicional. A mis padres y hermanos, por ser ejemplo y apoyo durante mi vida.

Este libro está dedicado a ustedes.

MANUEL JULIAN ARDILA PIMIENTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darme la fuerza para terminar este ciclo profesional. A la Universidad Industrial de Santander y ECOPETROL que, a través de este programa de maestría, aportó a mi formación como profesional.

Asimismo, a mi asesora de trabajo de grado la Doctora Débora Nabarlatz, quien con su conocimiento me indico la mejor forma de realizar este proyecto; a mis colaboradores externos: Luisa Fernanda Durango, Juan Esteban Torres, David Romero; Iván Eliecer Suárez y Edward Moscoso. Y, a mi familia y amigos, por su comprensión, compañía incondicional y apoyo constante.

Muchas gracias,

MANUEL JULIAN ARDILA PIMIENTO

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. JUSTIFICACIÓN	24
2. OBJETIVOS	27
2.1. OBJETIVO GENERAL.....	27
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	27
3. MARCO TEÓRICO.....	28
3.1. SOLVENTE SULFOLANE®	28
3.2. REVISIÓN DE TECNOLOGÍAS DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO DE HIDROCARBUROS AROMÁTICOS	30
3.2.1. Extracción Líquido-Líquido.	30
3.2.2. Revisión general de equipos para la Extracción Líquido-Líquido con solvente.	32
3.2.3. Destilación Extractiva.	36
3.3. SIMULACIÓN DE PROCESOS.....	37
3.4. MODELOS TERMODINÁMICOS	39
3.4.1. Non-Random Two-Liquid.....	39
3.4.2. Universal Quasi-chemical Activity Coefficient.....	41
3.4.3. Peng-Robinson Stryjek Vera.....	42

3.5. TECNOLOGÍAS COMERCIALMENTE DISPONIBLES PARA EXTRACCIÓN DE PRODUCTOS AROMÁTICOS	43
3.6. PROCESO ANALÍTICO JERÁRQUICO	45
4. METODOLOGÍA.....	48
4.1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA DE TECNOLOGÍAS PROBADAS Y CASOS DE ESTUDIO	48
4.2. DETERMINACIÓN DE UNA LÍNEA BASE DEL ESTADO ACTUAL DE LA OPERACIÓN	48
4.3. ELABORACIÓN DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE LA SECCIÓN DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO.....	48
4.3.1. Corrientes de proceso a la torre T-1401.	49
4.3.2. Control de parámetros en las corrientes de entrada de la torre T-1401. ..	54
4.3.3. Criterios para la selección de los modelos termodinámicos y especificaciones para la convergencia en la simulación.....	54
4.3.4. Validación del modelo para la torre extractora T1401.	56
4.4. SELECCIÓN DE LA MEJOR TECNOLOGÍA DISPONIBLE EN EL MERCADO QUE PERMITA INCREMENTAR LA RECUPERACIÓN DE AROMÁTICOS Y DISMINUIR LAS PÉRDIDAS DE SOLVENTE EN LA TORRE EXTRACTORA T-1401.....	57
4.5. ESQUEMA DE OPERACIÓN DE LA TORRE EXTRACTORA T-1401 ADAPTADA A UN PROCESO DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA PARA EL CASO ACTUAL.....	59
4.6. EVALUACIÓN ECONÓMICA	60
5. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	61
5.1. ESTADO ACTUAL DE OPERACIÓN Y BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE LA SECCIÓN DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO	61

5.1.1. Modelo para el Caso Base en la torre T-1401.	61
5.1.2. Balance de masa y energía del modelo para el caso base en la T-1401.	64
5.1.3. Modelo para el caso actual en la torre T-1401.	67
5.1.4. Balance de masa y energía del modelo para el caso actual en la T-1401.	70
5.1.5. Modelo para el caso proyectado en la torre T-1401	72
5.1.6. Balance de masa y energía del modelo para el caso proyectado en la T- 1401.....	74
5.1.7. Parámetros de desempeño torre extractora T-1401.	77
5.1.8. Validación del modelo de la torre extractora T-1401.	78
5.2. SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA	79
5.3. ESQUEMA DE OPERACIÓN DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA.....	88
5.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA	93
5.4.1. Análisis de sensibilidad económica tipo “Tornado”.	96
6. CONCLUSIONES.....	99
7. RECOMENDACIONES	100
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	102
BIBLIOGRAFÍA.....	109
ANEXOS.....	111

LISTADO DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Especificaciones del Sulfolane®.	29
Tabla 2. Descripción procesos de extracción líquido-líquido de aromáticos.	33
Tabla 3. Características de los extractores comerciales.	35
Tabla 4. Ventajas y desventajas de las clases de extractores más comunes.	36
Tabla 5. Descripción procesos de destilación extractiva de aromáticos.	38
Tabla 6. Escala de Saaty.	46
Tabla 7. Corrientes asociadas al proceso de extracción líquido-líquido en la torre T-1401.	49
Tabla 8. Parámetros de mayor relevancia a controlar en las corrientes de salida de la torre T-1401.	54
Tabla 9. Modelos termodinámicos y su aplicación.	55
Tabla 10. Datos promedios de las condiciones operacionales de la T-1401, T-1402, T-1403, T-1404 y T1-1405 durante la corrida de aceptación entre los días 20 al 26 de Octubre de 1971 para el caso base.	62
Tabla 11. Datos promedios de las corrientes de proceso de la T-1401 durante la corrida de aceptación entre los días 20 al 26 de Octubre de 1971 para el caso base.	63
Tabla 12. Datos de las corrientes de proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso base.	64
Tabla 13. Resultados del balance de masa y energía obtenidos en el modelo para el caso base en la T-1401.	65
Tabla 14. Errores de las variables modeladas en el proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso base.	65

Tabla 15. Datos promedios de las corrientes de proceso de la T-1401 desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 para el caso actual.	68
Tabla 16. Datos promedios de las condiciones operacionales de la T-1401, T-1402, T-1403, T-1404 y T-1405 desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 para el caso actual.	69
Tabla 17. Datos de las corrientes de proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso actual.	69
Tabla 18. Resultados del balance de masa y energía obtenidos en el modelo para el caso actual.	70
Tabla 19. Errores de las variables modeladas en el proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso actual.	71
Tabla 20. Datos proyectados de la corriente de platformado carga a T-1401.	73
Tabla 21. Datos de las corrientes de proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso proyectado.	75
Tabla 22. Resultados del balance de masa y energía obtenidos en el modelo para el caso proyectado.	75
Tabla 23. Flujos de energía de intercambiadores de calor de la unidad U-1400.	76
Tabla 24. Flujo de equipo rotativo de la unidad U-1400.	77
Tabla 25. Parámetros de desempeño en la extracción líquido-líquido para la T-1401 para el caso base, caso actual y caso proyectado en el simulador ASPEN HYSYS 8.8 ®.	78
Tabla 26. Parámetros de desempeño esperados para la torre T-1401 a partir de la revisión de tecnologías comercialmente disponibles para extracción de productos aromáticos.	79
Tabla 27. Ingresos y costos estimados en la unidad U-1400 a partir de la revisión de tecnologías comercialmente disponibles para la extracción de productos aromáticos.	81
Tabla 28. Resultados de aplicación del Proceso Analítico Jerárquico (PAJ) para la selección de la mejor alternativa.	88

Tabla 29. Parámetros de desempeño, del esquema de destilación extractiva para extracción de productos aromáticos a partir de nafta de reformado para T-1401, caso actual, caso base y caso proyectado.	91
Tabla 30. Costos ISBL del esquema de operación con extracción líquido-líquido y esquema de operación con destilación extractiva usando Sulfolane® para extracción de aromáticos a partir de una nafta del 68% volumen de aromáticos con una carga de 158000 Ton/año. [46]	92
Tabla 31. Ingresos y costos estimados del esquema de destilación extractiva para extracción de productos aromáticos a partir de nafta de reformado para T-1401..	93
Tabla 32. Evaluación económica de la alternativa 1 recuperación de RDC y la alternativa de destilación extractiva para el primer año.	95

LISTADO DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de bloques Planta de Aromáticos.....	18
Figura 2. Diagrama de flujo de la Unidad U-1400.	19
Figura 3. Sección de extracción líquido-líquido.....	21
Figura 4. Estructura del Sulfolane®.	28
Figura 5. Esquemas de procesos de Extracción Líquido-Líquido (LLE) de aromáticos.	31
Figura 6. Clasificación de extractores comerciales.	34
Figura 7. Diagrama de proceso de U1400 Sulfolane simulado en el programa ASPEN HYSYS 8.8 ®.....	50
Figura 8. Meta, criterios y sub-criterios para la selección de la mejor alternativa que permita incrementar el rendimiento de recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401.....	58
Figura 9. Análisis PAJ con herramienta EcoMED® para la selección de la mejor alternativa de tecnología para incrementar la recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401.	82
Figura 10. Valoración según escala Saaty de criterios, sub-criterios y comparación por pares para la selección de la alternativa de tecnología disponible para incrementar la recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401.....	85
Figura 11. Esquema de destilación extractiva con solvente Sulfolane® de UOP LLC.	89
Figura 12. Esquema de torre de destilación extractiva de referencia	90
Figura 13. Diagrama de tornado de alternativa 1 Recuperación de sistema RDC en la torre T-1401.	97
Figura 14. Diagrama de tornado de alternativa con destilación extractiva.	97

LISTADO DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Planos Diseño Internos torre extractora T-1401.....	111
Anexo B. Históricos de mantenimiento torre extractora T-1401 de la planta de aromáticos de febrero de 1973 hasta agosto de 2004.....	112
Anexo C. Revisión bibliográfica sobre el tipo de extractores comercialmente disponibles.....	113
Anexo D. Coeficientes de interacción binaria del modelo de la planta U1400 Sulfolane® desarrollado por el Instituto Colombiano del Petróleo.	126
Anexo E. Condiciones operacionales para la torre T-1401 de los diagramas de bandera para la corrida de aceptación del 20 al 26 de octubre de 1971.	128
Anexo F. Análisis tipo PIONA realizados en agosto del 2011 a corrientes de proceso U1400 Sulfolane.....	130
Anexo G. Condiciones operacionales para la torre T-1401 en el caso actual las cuales corresponden a los datos promedios desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 tomadas del sistema data PI.....	141
Anexo H. Cromatografías promedio entre el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 para U1400 Sulfolane disponibles del sistema de datos de laboratorio CDLab© de la Refinería Barrancabermeja.	145
Anexo I. Placa de motor mezclador torre extractora T-1401.....	152

LISTADO DE ABREVIATURAS

BDP	Barriles por día
EB	Etil-benceno
HC	Hidrocarburo
HETP	Altura Equivalente para una Etapa Teórica
LLE	Extracción líquido-líquido
PAJ	Procesos Analítico Jerárquico
SAE	Extracción de aromáticos con solvente
SMR	Super Mini Ring
SED	Destilación extractiva con solvente
RDC	Rotatory disc column
VPN	Valor presente neto

RESUMEN

TÍTULO:

“EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONOMICA DE LA RECUPERACIÓN DE PRODUCTOS AROMÁTICOS EN LA TORRE EXTRACTORA T1401 DE LA UNIDAD DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO U1400 SULFOLANE MEJORADA, REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.”¹

AUTOR:

ARDILA PIMIENTO, Manuel Julián ²

PALABRAS CLAVES: Aromáticos, Destilación Extractiva, Extracción líquido-líquido, Evaluación económica, RDC, rendimiento, Sulfolane.

DESCRIPCIÓN:

La Refinería de Barrancabermeja cuenta con un proceso de extracción líquido-líquido para recuperar los compuestos aromáticos presentes en una corriente proveniente de un proceso de reformado catalítico de naftas que alimenta la torre extractora T-1401 utilizando como solvente Sulfolane®. Con el fin de aumentar la capacidad de procesamiento a una mayor recuperación de aromáticos en la extractora, se planteó la evaluación de tecnologías disponibles aplicadas en la industria petroquímica que permitan el incremento en el rendimiento del proceso de extracción de compuestos aromáticos.

Para ello se determinó el estado actual de la torre T-1401 realizando la simulación de la unidad completa en el software Aspen HYSYS 8.8, se encontró que la recuperación de aromáticos es de 96,42% y que actualmente la unidad U1400 genera una utilidad operacional de 8.714 USD\$/día. Se plantearon tres alternativas para evaluar en la torre T-1401: 1) habilitar el motor agitador del sistema de discos rotatorios (RDC) desmantelado actualmente, 2) instalación de platos de alta eficiencia, y 3) realizar el cambio de internos a un lecho empacado de empaque tipo Super Mini Ring (SMR).

Adicionalmente, se incluyó en el análisis un esquema mejorado de extracción líquido-líquido como es el proceso de destilación extractiva, que contempla la integración de la torre extractora T-1401 y la torre de despojo de no aromáticos T-1403. Se realizó la selección de alternativas aplicando el Proceso Analítico Jerárquico (PAJ) encontrando como la alternativa más factible la alternativa 1, aumentando la extracción hasta un 99,61%. Finalmente, se realizó la evaluación económica de la mejor alternativa y se obtuvo una viabilidad económica con un VPN de 31.489.063,58 USD\$ y se comparó con la opción del proceso de destilación extractiva, la cual presentó un VPN de 35.463.202,30 USD\$.

¹ Trabajo de grado de Maestría.

² Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director: Débora Alcida Nabarlatz, Ingeniera Química, PhD.

ABSTRACT

TITLE:

“TECHNICAL ECONOMIC EVALUATION OF THE AROMATICS PRODUCT RECOVERY IN THE T1401 EXTRACTION TOWER OF THE LIQUID-LIQUID EXTRACTION U1400 SULFOLANE IMPROVED UNIT, BARRANCABERMEJA REFINERY, ECOPETROL S.A.” ³

AUTHOR:

ARDILA PIMIENTO, Manuel Julián ⁴

KEY WORDS: Aromatics, economic evaluation, extractive distillation, liquid-liquid extraction, RDC, Sulfolane, yield.

DESCRIPTION:

The Barrancabermeja refinery has a liquid-liquid extraction process to recover the aromatic compounds present in a stream coming from a catalytic reforming process of naphtha that fed the T-1401 extractor tower using Sulfolane® as solvent. In order to increase the processing capacity for a higher aromatic recovery in the extractor, it was proposed the evaluation of the current available technologies applied in the petrochemical industry that allow the increase in the yield of the extraction process of aromatic compounds.

The current state of the T-1401 tower was determined by performing the complete unit simulation in the Aspen HYSYS 8.8 software. It was found that the aromatic recovery is 96.42% and that the U1400 currently generates an operating profit of 8,714 USD\$/day. Three different alternatives were proposed to be evaluated in the T-1401 tower: 1) to enable the currently dismantled rotary disc system (RDC), 2) installation of high efficiency trays, and 3) to make the change of internal to a packaged packing bed type Super Mini Ring (SMR).

In addition, an improved liquid-liquid extraction scheme was included in the analysis, such as the extractive distillation process, which included the integration of the T-1401 extractor tower and the non-aromatic spoil tower T-1403. The selection of alternatives was carried out applying the Hierarchical Analytical Process, finding as the most feasible alternative 1, increasing the extraction to 99.61%. To conclude, an economical study about the best choice was made, showing an economic viability of USD\$ 31.489.063,58 for net present value (NPV). A comparison with extractive distillation process option was also studied, giving as a result USD\$ 35.463.202,30 for NPV.

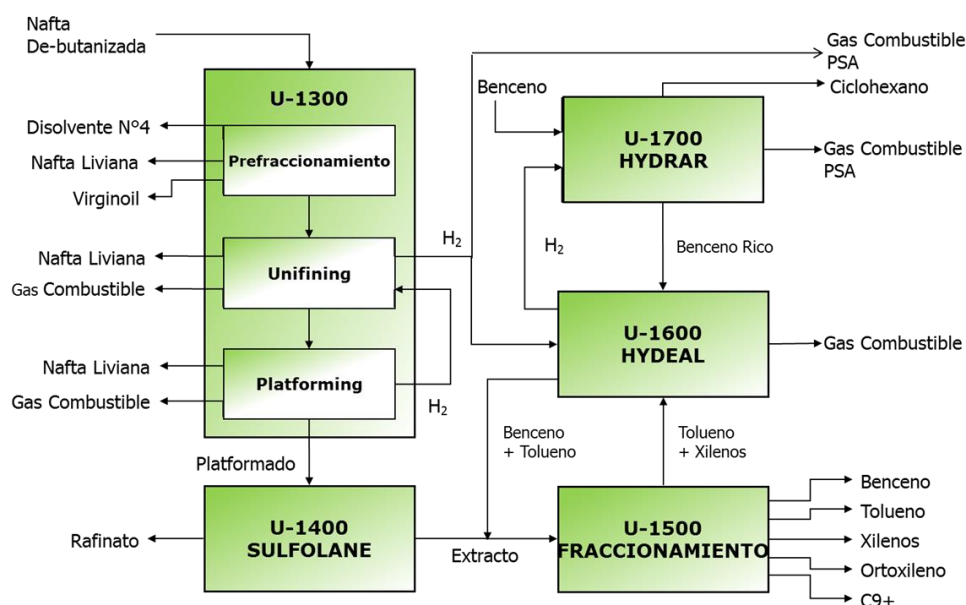
³ Master Thesis.

⁴ Physicochemical Engineering Faculty. Chemical Engineering School. Master in Chemical Engineering. Advisor: Débora Nabarlatz, Chemical Engineer, PhD.

INTRODUCCIÓN

La planta de Aromáticos de la Refinería Barrancabermeja fue diseñada por Universal Oil Products UOP® y construida por la firma PROCON en el año 1971, con el fin de producir aromáticos de alta pureza mediante la transformación de la Nafta Virgen de bajo octanaje proveniente de las Unidades de Crudo. Paralelamente, se obtienen Ciclohexano, Nafta Pesada (Virgin Oil) y subproductos de tipo no aromático. El proceso general de la planta se muestra en la Figura 1.

Figura 1. Diagrama de bloques Planta de Aromáticos.



Fuente: ECOPETROL. Manual de Operaciones Planta Aromáticos.

Las unidades que integran la planta comprenden procesos catalíticos como hidrotratamiento, reformado e hidrogenación, y procesos de extracción líquido-líquido con solvente Sulfolane®, hidrodealquilación térmica y fraccionamiento por destilación atmosférica.

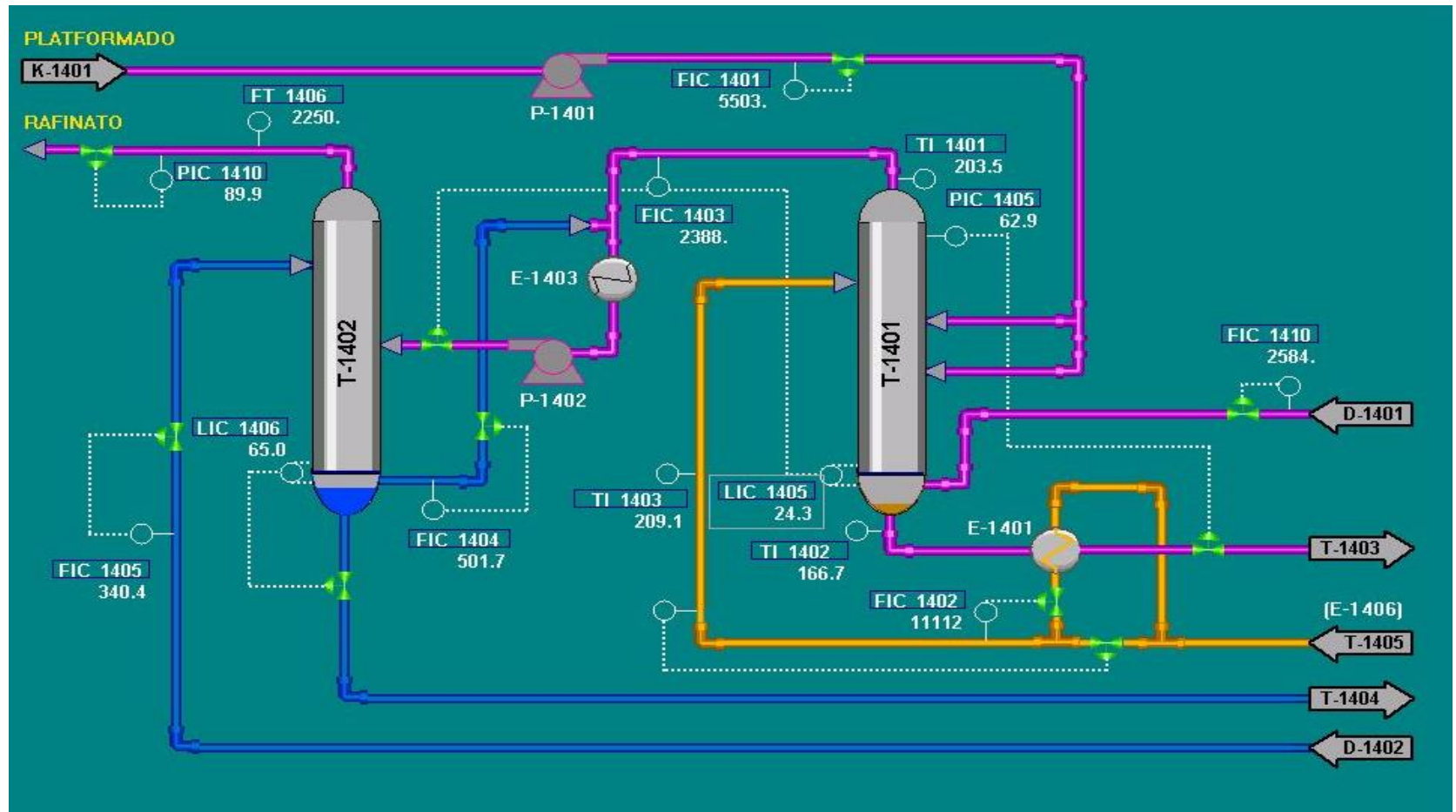
[illegible]

19

La Unidad U-1400 Sulfolane (ver figura 2) fue construida teniendo en cuenta la necesidad de separar los compuestos aromáticos de la corriente de platformado, usando solvente como agente extractivo. El platformado es la corriente de carga proveniente de la Unidad U-1300 Platforming. El solvente que se utiliza para ello es Sulfolane®. El producto obtenido de este proceso se conoce como extracto, el cual está compuesto en un 99,85% en peso de contenido de aromáticos y que pasa a la unidad U1500 Fraccionamiento para la separación del benceno, tolueno, xilenos mezclados, orto-xileno y aromáticos pesados C9+ por medio de destilación según sus puntos de ebullición. Al terminar su proceso en la U-1500, los productos puros se disponen para su almacenamiento y respectiva venta. En la actualidad, los principales usos de los compuestos aromáticos son: la síntesis química de plásticos, caucho sintético, pinturas, pigmentos, explosivos, pesticidas, detergentes, perfumes y fármacos. También se utilizan, principalmente en forma de mezclas, como disolventes y como constituyentes, en proporción variable, de la gasolina.

En la Figura 3 se puede observar la sección de extracción líquido-líquido, correspondiente a la torre T-1401. Inicialmente el platformado proveniente de la Unidad U-1300 se transfiere al tanque de almacenamiento de platformado K-1401. Este tanque tiene un gas de blanqueo proveniente de la Unidad de Parafinas o cabezal de gas combustible, mediante el controlador local de presión PC-1401 que evita la entrada de oxígeno al tanque de almacenamiento [1]. El platformado sale del tanque y pasa por la válvula MOV-1401, la cual se controla desde el cuarto de control para bloquear el paso de platformado en caso de que se presente alguna emergencia. El platformado sigue su flujo y por medio de las bombas de carga P-1401A/B a través del Control de Flujo de carga a la extractora FIC-1401, lo envían hacia la torre extractora T-1401 por encima de los platos número 67 o 56. La P-1401B es impulsada por turbina y usa vapor de 400 psi [1].

Figura 3. Sección de extracción líquido-líquido.



Fuente: ECOPETROL.

El solvente primario proveniente de los fondos de la torre reprocesadora T-1405 pasa por el lado tubos del calentador de solvente E-1401 A/B en donde intercambia calor con el solvente rico que sale del fondo de la torre extractora T-1401. En esta etapa el solvente primario se enfría cediendo su calor al solvente rico. Se maneja con el control de temperatura de solvente primario TIC 1404, el cual permite que una parte del solvente primario caliente se desvíe del E-1401A/B. El solvente pobre después pasa por el control de carga de solvente primario FIC-1402 hacia T-1401. El solvente entra por la parte superior de la torre extractora T-1401 por encima del plato número 1 [1].

Por la parte inferior de la torre extractora T-1401 entra una corriente de hidrocarburos no aromáticos proveniente del tambor acumulador de cima de la despojadora D-1401. Esta corriente se recicla para recuperar hidrocarburos no aromáticos al mismo tiempo que ayuda en el proceso de extracción en la T-1401 mejorando la selectividad del solvente [1].

La carga de platformado entra a la torre extractora T-1401 por encima del plato 67 o 56 y entra en contacto con el solvente en contracorriente y sigue hacia la parte superior de la extractora en una fase continua. La extractora opera completamente llena de líquido. Sin embargo, la instrumentación está diseñada para medir el nivel de la interfase de solvente que se forma en el fondo de la torre [1].

El solvente primario entra por la parte superior de la torre extractora T-1401 y fluye por gravedad a través del contactor de discos (extractora), quitando esencialmente todos los compuestos aromáticos de la corriente de carga. Mientras los compuestos aromáticos son altamente solubles en el solvente, éste último también

tiene la propiedad de atrapar hasta cierto punto los hidrocarburos no-aromáticos, teniendo en cuenta que los livianos son más solubles que los pesados [1].

En la parte inferior de la T-1401 entra el reciclo proveniente del tambor de cima de la torre despojadora T-1403, el cual tiene dos funciones. La primera es recuperar hidrocarburos no aromáticos del solvente rico, y la segunda es realizar un retro-lavado para desplazar los hidrocarburos no aromáticos pesados hacia el rafinado por acción de los hidrocarburos no aromáticos livianos presentes en el reciclo [1].

El control de nivel de la interfase de fondos de la extractora LIC-1405 manipula el nivel del líquido acumulado en el fondo de la torre y actúa en cascada con el control de flujo de rafinado FIC-1403. Sin embargo, el LIC-1405 opera en modo local sólo como indicador de nivel [1].

El solvente rico que sale por el fondo de la T-1401 pasa por el lado casco del calentador de solvente E-1401A/B en donde intercambia calor con el solvente primario por el lado tubos. El control de presión de la extractora PIC-1405 regula la cantidad de solvente rico que sale de la T-1401 para mantener la presión en la torre. La corriente de solvente rico que sale de la T-1401 va como carga a la T-1403 [1].

El control de presión de la extractora PIC-1405 maneja la presión en la cima de la torre extractora T-1401. El PIC-1405 toma la señal de la cima de la torre y actúa sobre la válvula que manipula la salida del solvente rico por los fondos de la extractora hacia la sección de despojo de no aromáticos. Por la cima de la T-1401 sale rafinado, el cual tiene como destino la torre de lavado de rafinado T-1402, bajo el control de flujo de rafinado FIC-1403 [1].

1. JUSTIFICACIÓN

Desde el año 2000 se han realizado importantes proyectos de actualización tecnológica y ampliaciones de capacidad de procesamiento en las plantas de Refinación y Petroquímica de las Refinerías de Barrancabermeja y Cartagena de Ecopetrol S.A. en Colombia.

En el presente trabajo, se hace referencia al proyecto A-32104 Recuperación de Unidad de Reformado Catalítico de la Planta de Aromáticos en el año 2004 en la Refinería de Barrancabermeja, el cual permitió incrementar la capacidad de procesamiento de naftas vírgenes de-butanizadas de 10.500 a 16.500 Barriles por día en la Unidad U1300 Pre-fraccionamiento. Los objetivos principales que se tuvieron en cuenta para llevar a cabo el proyecto de aromáticos fueron la recuperación de la confiabilidad de los reactores de reformado catalítico y el incremento de la producción de nafta con mayor contenido de aromáticos o platformado para la producción de gasolinas de alto octanaje.

Este último objetivo no se ha podido realizar de manera continua debido a que los requisitos de calidad para gasolinas en Colombia tienen un límite en el contenido de aromáticos. Para el caso de la gasolina corriente es del 28% en volumen máximo de aromáticos y del 35% en volumen máximo para gasolina extra [2]. Por esta razón, no se ha alcanzado el máximo aprovechamiento esperado de los excedentes de platformado de la planta Aromáticos con un 7% a 10% en volumen de contenido de benceno y un contenido total de aromáticos del 68% al 70% en volumen para la preparación de gasolinas en la Refinería de Barrancabermeja [3].

Por otra parte, se podría maximizar la producción de aromáticos como Benceno, Tolueno y Xilenos con la extracción a partir de los excedentes del platformado como carga adicional a la unidad U1400 Sulfolane de extracción líquido-líquido, por lo cual en este trabajo se evaluaron las alternativas disponibles comercialmente que permitirían aumentar el nivel de recuperación de aromáticos, aprovechando los excedentes de platformado en la torre extractora T1401.

La torre extractora T-1401 tipo RDC fabricada por *Glitsch & SONS, INC* en 1969, fue diseñada con un motor tipo PTEM-20 de 17 HP RATING de potencia con un factor de servicio de 1,5 (Reliance Electric Motor fabricado vertical por *Philadelphia Gear Corporation*). Este motor, actualmente desmantelado, estaba ubicado en la cima de la torre acoplado a un eje central para permitir la agitación del solvente y el platformado de los 72 discos perforados y 78 estatores internos dentro de una vasija de acero al carbono de 87 pies y 91/16 pulgada de altura con un diámetro interno de 6 pies (Ver Anexo A). Según registro histórico de mantenimiento a la torre extractora T-1401 de la planta de aromáticos, para el mes de febrero de 1978 se diagnostica el motor agitador de la T-1401 con problemas en el reductor causando una operación a baja carga y para el mes de octubre de 1988 se cancela de manera permanente la operación del motor agitador sin describir una causa de dicha decisión (Ver Anexo B).

Actualmente se presentan los siguientes inconvenientes para alcanzar el incremento de la extracción de aromáticos en la torre extractora T-1401 que afectan la economía con márgenes negativos los cuales no hacen viable la operación de la U1400 desde el punto de vista financiero:

- a) No hay operación del sistema de discos rotatorios desde el año 1988.

- b) Disminución en la extracción de productos aromáticos para flujos de carga superiores a 5000 BPD a la torre extractora con contenidos de aromáticos mayores al 65% en peso en el platformado carga.
- c) Disminución al 54% en promedio vs 56% diseño en el rendimiento de extracción definido como el volumen de productos aromáticos extraídos sobre la carga a la extractora, con mayores pérdidas de productos aromáticos en el refinato desde el año 2004 después de la ampliación de capacidad y severidad de reacción de la sección U1300 Platforming de reformado catalítico. El efecto en la producción es equivalente a 100 BPD menos representados en menores ingresos por venta de producción de 3,3 M USD\$ por año.
- d) Incremento en el contenido de aromáticos pesados de 9% a 15% en peso en la carga a la extractora T1401.

Con el presente trabajo se evaluarán las alternativas que permitan superar estas limitaciones y cambios, para aumentar el nivel de recuperación de aromáticos. Para ello se hace necesario un estudio de tecnologías de extracción líquido-líquido de aromáticos que permita la evaluación de tecnologías de extracción de aromáticos aplicables en la torre extractora; y por otro lado se evaluará la extracción de aromáticos en un esquema propuesto de destilación extractiva a partir de un caso de estudio disponible.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Evaluar los parámetros de desempeño de la recuperación de aromáticos del proceso de extracción líquido-líquido en la unidad U1400 Sulfolane mediante la adecuación y/o implementación de nuevas tecnologías en la torre extractora T1401 incluyendo la evaluación económica de la alternativa a seleccionar.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

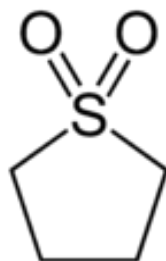
- Determinar el estado actual de la torre extractora T-1401 mediante balances de masa, energía y rendimiento del proceso.
- Seleccionar la mejor alternativa de tecnología disponible en el mercado que permita incrementar el rendimiento de recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401.
- Elaborar un esquema de operación propuesto tipo destilación extractiva en la U1400 Sulfolane.
- Realizar la evaluación económica de la implementación en planta de la alternativa de tecnología seleccionada en la torre extractora T-1401 vs la implementación del esquema de destilación extractiva propuesto.

3. MARCO TEÓRICO

3.1. SOLVENTE SULFOLANE®

El solvente usado en la extracción es el Sulfolane®, que es un compuesto órgano-sulfurado con fórmula $(CH_2)_4SO_2$. Así mismo, es un compuesto no clasificado como tóxico, pero que al contacto con los ojos, piel y vías respiratorias produce una irritación leve. Para evitar cualquier tipo de irritación o molestia se recomienda el uso del equipo de protección personal. A su vez tiene una gravedad específica alta, un punto de ebullición alto y es regenerable [4].

Figura 4. Estructura del Sulfolane®.



Fuente: SIGMA ALDRICH.

El Sulfolane® es soluble en agua gracias a la polaridad adquirida por el doble enlace azufre-oxígeno. Por otro lado, el anillo de cuatro carbonos brinda estabilidad no polar. De esta manera, permite que sea miscible tanto en agua como en hidrocarburos. Para el caso específico de la Unidad 1400, la importancia de la extracción se fija en la separación física de compuestos aromáticos de C6 a C8 contenidos en el reformado catalítico. Gracias al balance que se obtiene entre las propiedades primarias (selectividad, potencia del solvente) y las propiedades secundarias (punto de ebullición, densidad, estabilidad y afinidad), se puede

conseguir una adecuada separación de los Aromáticos y No-Aromáticos contenidos en la carga a la extractora [4]. El Sulfolane® usado para la extracción en la U1400, contiene las especificaciones que se observan en la Tabla 1.

Tabla 1. Especificaciones del Sulfolane®.

PROPIEDADES	Especificación	Referencia
Composición (%peso)		
Sulfolane Anhidro	97,5	[5]
Mono-etilamina	0,05	[5]
Agua	2,5	[5]
Apariencia, olor y estado físico:	Líquido viscoso incoloro o ligeramente amarillo	[5]
Gravedad Específica (Agua=1):	1,264 [6]	[6]
Punto de Ebullición (°C/F):	285/545 [6]	[6]
Punto de Fusión (°C/F):	27,4/81,32 [6]	[6]
Flash Point-Copa Abierta (°C/F)	117/242,6	[7]
Punto de Congelación(°C/F)	10/50	[5]
Presión de vapor (mm Hg):	14,53	[6]
Tensión superficial (dyn/cm)	35,5	[8]
Viscosidad a 30 °C (cp):	10,34	[6]
Calor de Combustión (Btu/lb)	-9500	[9]
pH:	5,5-6,5	[5]
Solubilidad:	Miscible en agua, acetona, tolueno a 30 °C. Parcialmente miscible con octanos, olefinas, naftenos.	[6]

3.2. REVISIÓN DE TECNOLOGÍAS DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO DE HIDROCARBUROS AROMÁTICOS

En las refinerías, existen corrientes con alto contenido de aromáticos provenientes de las unidades de reformado catalítico, reformado del petróleo y pirólisis del etileno, que se convierten en la materia prima para el aprovechamiento de compuestos aromáticos. Debido al número de carbonos similares de los compuestos aromáticos y no aromáticos contenidos en esta materia prima se hace necesaria la separación de estos usando un solvente que forme un azeótropo, que permita que sean fácilmente separados en un proceso de destilación simple como productos puros.

Para realizar la extracción de aromáticos existen dos tecnologías comúnmente utilizadas para la extracción de aromáticos con solvente (SAE) [10]:

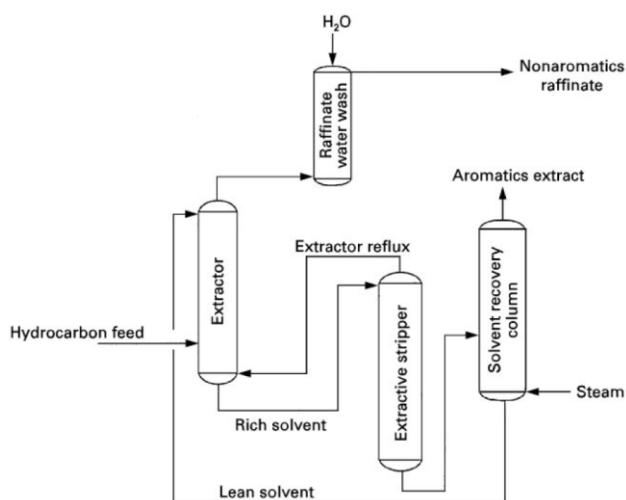
- Extracción Líquido-líquido (LLE)
- Destilación Extractiva (SED)

De manera general, los esquemas de procesos LLE y SED son los más utilizados industrialmente en las aplicaciones de extracción de aromáticos que pueden utilizar como solvente Sulfolane®. Los mismos se muestran en la Figura 5.

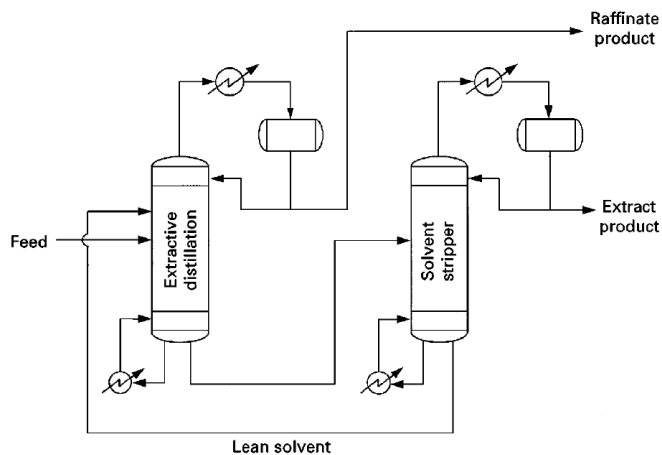
3.2.1. Extracción Líquido-Líquido. La extracción líquido-líquido es la operación de separación de los componentes de una mezcla líquida con un disolvente en el que uno o más de los componentes deseados son solubles en él. La mezcla líquida que se va a extraer se denomina alimentación y el líquido con el cual se pone en contacto se llama disolvente. El producto de la operación rico en disolvente se llama extracto y el líquido residual de donde se separó se llama refinato. En esta operación es esencial que la alimentación de la mezcla líquida y

el disolvente estén al menos parcialmente, implicadas en tres etapas: contacto íntimo entre la mezcla de alimentación y el disolvente, separación de las dos fases resultantes y extracción y recuperación del disolvente de cada fase [11] [12].

Figura 5. Esquemas de procesos de Extracción Líquido-Líquido (LLE) de aromáticos.



(a) Configuración de extracción líquido-líquido usando Sulfolane®.



(b) Configuración de un proceso de Destilación Extractiva.

Fuente: LEE, F. Extractive Distillation. vol. II, p. 1022, 2000.

Las formas en que se lleva a cabo la extracción líquido-líquido son muy variadas. Normalmente se trabaja en continuo y, como en destilación y absorción, cabe

distinguir dos modos básicos de contacto: contacto continuo y contacto por etapas. Cuando el proceso de extracción se reduce a una única etapa, se realizan dos operaciones sucesivas: la mezcla del disolvente con el alimento y la posterior separación por decantación de los dos líquidos inmiscibles [14]. Cuando el proceso de extracción consiste en varias etapas, éstas pueden realizarse de dos maneras distintas según la forma como el disolvente extractor se mezcle con el alimento [14]:

- a) contacto simple si el disolvente extractor se añade a cada etapa mientras que la corriente de alimentación -cada vez más pobre en el componente que es extraído - pasa de etapa a etapa.
- b) contacto en contracorriente si el disolvente extractor pasa de etapa a etapa en sentido contrario al líquido que se está refinando.

El desarrollo mundial de procesos de extracción de aromáticos se inició con el proceso *UDEX* de *UOP* y *Dow Chemical*, quizá el más antiguo [15]. También está el proceso *Sulfolane* de *UOP*, siendo el más utilizado en la industria de extracción de compuestos aromáticos del mundo con más de 250 unidades de extracción de aromáticos instaladas. En la Tabla 2 se muestra una breve descripción de los procesos mencionados.

3.2.2. Revisión general de equipos para la Extracción Líquido-Líquido con solvente. Los procesos LLE son a menudo aplicados cuando la separación por destilación es difícil o imposible. Dado que esta tecnología se aplica en una gran variedad de procesos industriales, una amplia gama de dispositivos de contacto líquido-líquido están disponibles.

Tabla 2. Descripción procesos de extracción líquido-líquido de aromáticos.

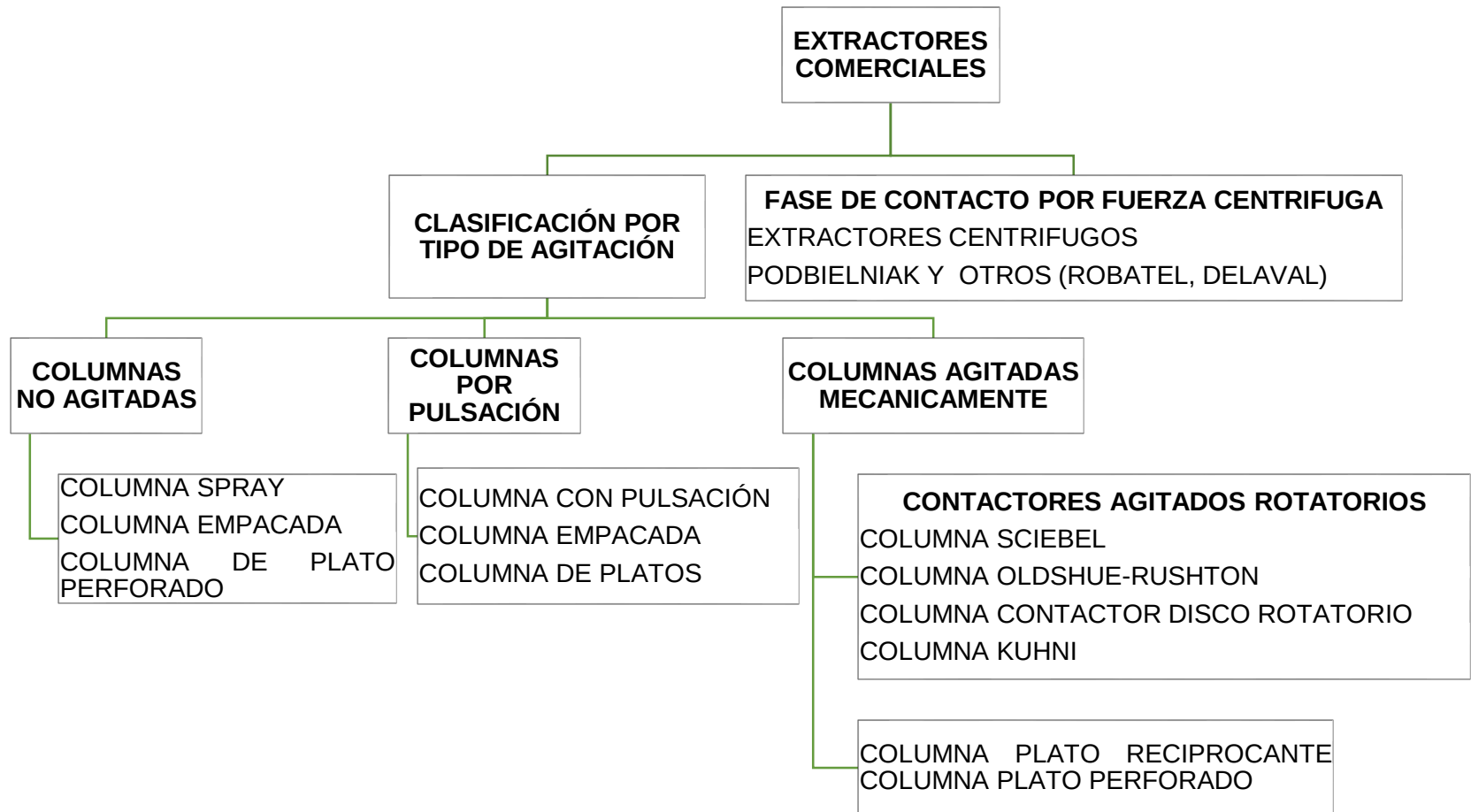
Proceso	Fundamentos	Solvente	Limitaciones
Udex desarrollado por UOP y Dow Chemical	Un proceso para la remoción de hidrocarburos aromáticos a partir de fracciones de petróleo por extracción líquido-líquido con glicoles, seguido de destilación extractiva o columna stripper. La extracción se lleva a cabo entre 140 a 150 ° C bajo una presión de 10 atm. Reemplazado en gran medida por el proceso de Sulfolane en la década de 1960. Opera entre 100-130 °C, 5 a 7 kPa	Mono-di-tri o tetra-etilenglicol / H ₂ O y mezclas	Trabaja con alimentaciones como la gasolina de pirólisis. Alto consumo de energía.
Sulfolane desarrollado por SHELL	Un proceso para la eliminación de hidrocarburos aromáticos a partir de fracciones de petróleo por extracción líquido-líquido (solo con algunas alimentaciones se puede usar) y destilación extractiva o stripper. Opera a temperaturas entre 50 y 100°C. Se obtienen purzas de hasta 99%.	Sulfolane®	El proceso requiere 4 columnas largas más que el proceso UDEX, esto incrementa el costo de capital, el solvente puede convertirse corrosivo. Reemplazo de re-hervidores y metalurgia son frecuentes debido a esta naturaleza corrosiva. El solvente Sulfolane® tiene problemas con la estabilidad térmica, la temperatura de los intercambiadores debe estar por debajo de 450 °F.

Fuente: BORHT, A. Evaluación técnica-económica de esquemas de procesamiento para recuperación de benceno a partir de gasolinas o hidrocarburos mezclados. Maracaibo, 2013.

Estos incluyen platos, empaques, torres tipo *spray*, discos rotatorios de agitación y columnas de pulsos, mezcladores sedimentadores, contactores de disco perforado y extractores centrífugos. Los extractores de platos perforados, *spray* y columna empacada son los tipos más comunes de columna de extracción comercial que se encuentran para la industria del petróleo y petroquímica en operación de estado estacionario [17].

Una clasificación común de los extractores comercialmente usados se presenta en la Figura 6.

Figura 6. Clasificación de extractores comerciales.



Fuente: DUTTA. K. Liquid-Liquid Extraction. 2007, p. 450-459.

A partir de la revisión bibliográfica descrita en el anexo C, se presentan continuación en la Tabla 3 y la Tabla 4 las características, las ventajas y desventajas según las clases de extractores comúnmente utilizados en la extracción líquido-líquido con solvente.

Tabla 3. Características de los extractores comerciales.

Clase de Extractor	Tipo Extractor	Características importantes
Mezcladores Sedimentadores	Vasija agitada Mezcladores estáticos	Alta eficiencia de etapa, amplio manejo de relaciones de fases y líquidos de alta viscosidad, flexible, confiable escalable, no recomendado para gran número de etapas teóricas.
Columnas no agitadas	Columna de Platos, empacada y spray	Bajo costo de capital, bajo costo operación/mantenimiento, construcción simple, manejo de materiales corrosivos.
Columnas con pulsación	Columnas plato perforado Columna empacada	Bajo HETP (Height Equivalent Theoretical Plate), grandes coeficientes de masa, no tiene partes internos movibles.
Columnas agitadas rotatorias	RDC, Oldshue-Rushton, Schiebel, Kuhni extractor	Moderada a alta capacidad, razonable HETP adaptable a muchas etapas teóricas, costo moderado, bajo costo de operación y mantenimiento.
Columna de Plato recíprocante	Columna Karr	Altas cargas, bajo HETP, alta versatilidad y flexibilidad, construcción simple, manejo se sólidos con líquidos suspendidos.
Centrífugos	Podbielniak	Corto tiempo de contacto, adecuado para material inestable, tamaño pequeño (requerimiento de espacio limitado), fácilmente maneja sistemas emulsionables y de bajos diferenciales de densidad de líquido $\Delta\rho$.

Fuente: DUTTA, K. Liquid-Liquid Extraction. 2007. p 450-459.

Tabla 4. Ventajas y desventajas de las clases de extractores más comunes.

Clase	Ventajas	Desventajas
Mezcladores sedimentadores	✓ Operación con relación de flujos altas ✓ Requiere espacios de poca altura ✓ Eficientes ✓ Induce buen contacto ✓ Puede manejar cualquier número de etapas ✓ Cambio de escala fiable	✗ Elevada retención de la fase dispersa ✗ Requiere grandes áreas para instalación ✗ Alto costo de instalación ✗ Alto costo de operación y consumo de energía
Centrífugos	✓ Poco espacio físico ✓ Puede operar con diferencias de densidad bajas de las fases ✓ Tiempo de residencia corto ✓ Pequeñas cantidades de solvente ✓ Bajo volumen de retención	✗ Alto costo de instalación ✗ Altos costos de funcionamiento y mantenimiento ✗ No puede manejar muchas etapas
Columnas sin agitación	✓ Bajos costos de inversión ✓ Bajos costos operativos ✓ El diseño de construcción es sencillo	✗ Requiere espacios de gran altura ✗ Difícilmente escalable desde nivel laboratorio ✗ Menos eficientes que el mezclador-sedimentador de mezclas ✗ Alta pérdida de cargas
Columnas con agitación	✓ Buena dispersión ✓ Bajo costo de inversión ✓ Puede manejar cualquier número de Etapas ✓ Cambio de escala relativamente fácil	✗ Capacidad limitada cuando la diferencia de densidad bajas de fase ✗ No se puede utilizar en sistemas con emulsiones ✗ No recomendable para altas relaciones de flujo

Fuente: SEADER, J. Separation process principles. 1999.

3.2.3. Destilación Extractiva. La destilación extractiva es un proceso utilizado para separar mezclas binarias azeotrópicas, en la que se adiciona un agente de separación o solvente, cuya característica principal es que no presenta la formación de azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla a separar. El solvente modifica de manera conveniente las volatilidades relativas de los componentes de la mezcla, por tal razón debe tener baja volatilidad para asegurar

su permanencia en la fase líquida, además, para garantizar el contacto con la mezcla a lo largo de toda la columna debe tener un punto de ebullición superior al de los componentes a separar y se debe adicionar en una de las etapas cercanas al condensador, por encima de la etapa de mezcla azeotrópica. El solvente elegido es menos volátil que cualquiera de los dos componentes y, en razón a mantener una alta concentración de solvente a lo largo de toda la columna, debe introducirse a la columna de destilación extractiva por encima del plato de alimentación [21].

El proceso de destilación extractiva con solvente (SED) de compuestos aromáticos brinda ventajas frente a los procesos SAE siendo un proceso simple, con baja inversión, bajos costos operativos, producción de aromáticos de buena calidad, mayor rendimiento de productos aromáticos, disponibilidad de asistencia y servicios técnicos además de otras ventajas, con lo cual ha alcanzado un nivel de desarrollo avanzado en el mundo. Para el caso de procesos de destilación extractiva de aromáticos la empresa *GTC American* cuenta con un proceso SED conocido como *GT BTX* [22]. También está el desarrollo de un proceso SED por la empresa *KruppUhde* con el solvente *Morphylane* en Alemania [23]. En la Tabla 5 se muestra una breve descripción de los procesos mencionados sobre destilación extractiva.

3.3. SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de procesos puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La crisis del petróleo de los años setenta obligó a la industria en general a enfocar sus esfuerzos en ser energéticamente más eficiente, iniciándose así una etapa de desarrollo tecnológico encaminado a mejorar los procesos existentes y a diseñar otros nuevos más eficientes [24].

Tabla 5. Descripción procesos de destilación extractiva de aromáticos.

Proceso	Fundamentos	Solvente	Limitaciones
Morphylane desarrollado por Krupp	Un proceso para la remoción de hidrocarburos aromáticos a partir de mezclas de hidrocarburos por destilación extractiva. El disolvente añadido es N-formil morfolina. El proceso fue desarrollado por Krupp Koppers en 1960 y en 1994.	N-Formilmorfolina + H ₂ O	Opera con distintos rangos de alimentación, aplica a reformados, gasolina de pirólisis, aceite ligero de hornos de coque.
GT BTX desarrollado por GTC Technology	Es una tecnología de recuperación de aromáticos que destilación extractiva para eliminar el benceno, el tolueno y xileno (BTX) de refinería, horno petroquímico o de coque aromáticos como el reformado catalítico, gasolina de pirólisis o aceite ligero de hornos de coque.	Tectiv-100	No registrada.

De este modo, es una herramienta moderna que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de proceso. Permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación y llevar a cabo tareas como la predicción de los efectos de cambios de condiciones de operación y capacidad de la planta, análisis de condiciones de operación, entre otras. Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, en los que se encuentran Algunos de estos simuladores de procesos de propósitos generales son: Aspen Plus (de Aspen Technology, USA), HYSYS (de Hyprotech, Canadá) [24].

El diseño y simulación de procesos químicos necesitan de datos de propiedades físicas, termodinámicas y de transporte y éstos se calculan a partir de modelos de propiedades con base teórica o empírica. Se debe seleccionar un modelo adecuado que represente las propiedades, ya el uso de un modelo inadecuado puede cambiar radicalmente los resultados de la simulación y perder validez [24].

3.4. MODELOS TERMODINÁMICOS

La aplicación de modelos de solución para correlacionar los resultados que se obtienen en los datos operacionales, resulta de gran importancia para ampliar la visión del comportamiento del sistema y tener un parámetro de comparación sobre la validez de los resultados operacionales. Se llevó a cabo una revisión bibliográfica sobre los modelos que correlacionan datos experimentales del equilibrio de fases líquido-líquido, y se eligieron los modelos de actividad de UNIQUAC (Universal Quasi-Chemical Activity Coefficients) y NRTL (Non Random Two Liquids). Estos modelos son procedentes para correlacionar datos de equilibrio líquido-líquido en procesos de extracción de aromáticos. Así mismo el modelo de ecuación de estado de Peng-Robinson Stryjek Vera (PRSV) nos permite correlacionar este tipo de datos experimentales [25] [26].

3.4.1. Non-Random Two-Liquid. El modelo Non-Random Two-Liquid (NRTL) fue desarrollado por Renon y Prausnitz en 1968 y es aplicable a sistemas parcialmente miscibles. El fundamento para la derivación de la ecuación NRTL es una teoría de dos fluidos, en la cual se asume que un líquido está conformado por dos tipos de moléculas en una mezcla binaria donde cada molécula se considera que está rodeada por moléculas de ambos tipos, en proporciones determinadas por la energía de interacción de Gibbs [26].

Para el modelo NRTL la energía de exceso de Gibbs está dada por la ecuación (1) además contiene los parámetros de las ecuaciones (2) y (3).

$$\frac{g^E}{RT} = x_1 x_2 \left[\frac{G_{21} \tau_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} + \frac{G_{12} \tau_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right] \quad (1)$$

$$\tau_{12} = \frac{g_{12} - g_{22}}{RT} \quad (2)$$

$$\tau_{21} = \frac{g_{21} - g_{11}}{RT} \quad (3)$$

Donde g_{ij} representa el parámetro de energía característico de la interacción ij . El parámetro α_{12} se relaciona con la no aleatoriedad en la mezcla. De acuerdo con un gran número de resultados para la ecuación de NRTL indican que α_{12} varía de 0.20 a 0.47. A partir de la ecuación (1), los coeficientes de actividad se expresan con las ecuaciones (4) y (5).

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 \left[\tau_{21} \left(\frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \left(\frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right) \right] \quad (4)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 \left[\tau_{12} \left(\frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \left(\frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right) \right] \quad (5)$$

Aplicando la ecuación NRTL para un sistema multi-componente, la energía de exceso de Gibbs se expresa mediante la ecuación (6).

$$\frac{gE}{RT} = \sum_{i=1}^m x_i \frac{\sum_{j=1}^m \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{i=1}^m G_{ii} x_{ii}} \quad (6)$$

Donde:

$$\tau_{ji} = \frac{g_{ji} - g_{ii}}{RT}$$

$$G_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} \tau_{ji}) \quad (\alpha_{ji} = \alpha_{ij}) \quad (7)$$

El coeficiente de actividad para el componente i en la mezcla está dado por la ecuación (8).

$$\ln \gamma_1 = \frac{\sum_{j=1}^m \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{i=1}^m G_{lj} x_l} + \sum_{j=1}^m \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{j=1}^m G_{lj} x_l} \left[\tau_{ij} - \frac{\sum_{n=1}^m x_n \tau_{nj} G_{nj}}{\sum_{l=1}^m G_{ij} x_l} \right] \quad (8)$$

Las ecuaciones (1) y (4) solamente contienen parámetros obtenidos de datos para sistemas binarios según Smith, Van Ness and Abbott [27], Walas [28], Prausnitz y otros [29].

3.4.2. Universal Quasi-chemical Activity Coefficient. La ecuación UNiversal QUasi-chemical Activity Coefficient (UNIQUAC) trata la energía libre de Gibbs $g = G E / RT$ como constituida de dos partes aditivas, un término combinatorio g^C , que explica el tamaño molecular y las diferencias de forma, y un término residual g^R que estima las interacciones moleculares. $g = g^C + g^R$.

La función g^C contiene únicamente parámetros de componentes puros, mientras que la función g^R incluye dos parámetros de interacción por cada par de moléculas. Para un sistema de multi-componentes esta relación se expresa de la manera siguiente:

$$g^C = \sum_i x_i \ln \frac{\phi_i}{x_i} + 5 \sum_i q_i x_i \ln \frac{\theta_i}{\phi_i} \quad (9)$$

$$g^R = - \sum_i q_i x_i \ln(\phi_j \tau_{ji}) \quad (10)$$

Donde ϕ y θ son las fracciones del segmento y la fracción del área, y están dadas por:

$$\phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum x_i r_i} \quad (11) \quad \theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum x_i q_i} \quad (12) \quad \theta'_i = \frac{x_i q_i}{\sum x_i q_i} \quad (13)$$

Los subíndices i identifican especies, r_i (volumen molecular relativo) y q_i (un área superficial molecular relativa) son parámetros de los componentes puros. La

influencia de la temperatura sobre g se introduce por medio de parámetros de interacción T_{ji} de la ecuación (10), los cuales son dependientes de la temperatura:

$$T_{ji} = \exp \frac{-(u_{ji} - u_{ii})}{RT} \quad (14)$$

Los parámetros de interacción para la ecuación UNIQUAC son las diferencias $(u_{ji} - u_{ii})$. Para un componente i , el coeficiente de actividad está dado por la ecuación (15):

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{\phi_i^*}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta}{\phi_i^*} + l_i - \frac{\phi_i^*}{x_i} \sum x_j l_i - q_i' \ln \left(\sum_j \theta_j' \tau_{ji} \right) + q_i' - q_i' \sum_j \frac{\theta_j' \tau_{ij}}{\sum_k \theta_k' \tau_{ki}} \quad (15)$$

Donde:

$$l_j = \frac{z}{2} (r_j - q_j) - (r_j - 1) \quad (16)$$

Las ecuaciones obtenidas describen el modelo UNIQUAC según Smith, Van Ness and Abbott [27], Walas [28], Prausnitz y otros [29].

3.4.3. Peng-Robinson Stryjek Vera. La ecuación de estado Peng-Robinson Stryjek Vera (PRSV) presenta una doble modificación de la ecuación original de Peng-Robinson de 1976 que permite extender su aplicación a sistemas altamente no lineales. Se ha demostrado que la ecuación PRSV realiza un mejor ajuste de las curvas de presión de vapor de compuestos puros y mezclas.

Además, la ecuación PRSV tiene la capacidad de tratar los sistemas no ideales de una manera equivalente a las ecuaciones que han incorporado en sus reglas de

mezclas las funciones de exceso. La ecuación de PRSV se define con las siguientes ecuaciones [25]:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)} \quad (17)$$

3.5. TECNOLOGÍAS COMERCIALMENTE DISPONIBLES PARA EXTRACCIÓN DE PRODUCTOS AROMÁTICOS

Existen cuatro tecnologías comerciales apropiadas para esta operación, como son sistema de discos rotatorios (RDC), platos de alta eficiencia tipo Multiple Upcomer MU, platos de alta eficiencia tipo Shell HiFi™, y lecho empacado con empaques Super Mini Ring.

- **Sistema de Discos Rotatorios RDC:**

El extractor de disco rotativo (RDC), desarrollado en los Países Bajos en 1951, utiliza la acción de cizallamiento de un disco de rotación rápida para interdispersar las fases. Estos extractores se han utilizado ampliamente en todo el mundo, particularmente en la industria petroquímica para la extracción con Furfural y SO₂, Desasfaltado con propano, extracción con Sulfolane® introducido por la Shell Co. en 1962 para la separación de compuestos aromáticos y purificación de Caprolactama. Actualmente existen columnas hasta de 4,27 m diámetro en operación [30].

- **Platos de alta eficiencia Tipo Multiple Upcomer MU:**

El plato de extracción UOP Multiple Upcomer -MU UOP- fue desarrollado específicamente para los procesos de extracción de aromáticos como los procesos TETRA, CAROM y Sulfolane donde el líquido de la fase pesada es el

más voluminoso de las dos fases líquidas. Fue inventado empleando muchos de los conceptos que se han utilizado en el diseño de platos de destilación UOP Multiple Downcomer –MD UOP- con tanto éxito en servicios de contacto líquido-vapor con alta carga de líquido [31].

- **Platos de alta eficiencia Tipo Shell HiFi™:**

Los platos Shell HiFi™ se han utilizado en procesos petroquímicos de extracción con Sulfolane® para separación de aromáticos de las corrientes. Estos platos pueden aplicarse a la extracción con lavado con butadieno y purificación con isopreno. Varios RDC existentes (contactores de discos giratorios) han sido cambiados con éxito por los platos Shell HiFi™ que pueden utilizar los anillos del estator para soportar las nuevas bandejas [32].

- **Lecho Empacado:**

Existe una aplicación industrial de extracción de aromáticos para un proceso de Sulfolane a partir del cambio de una torre extractora de platos a lecho empacado tipo *Super Mini Ring* con tiras de arco interior (SMR) utilizado en los procesos de separación y mostró un 30% más de eficiencia de transferencia de masa según los resultados de contenido de aromáticos en el refinato [33]. Las ventajas esenciales de las columnas empacadas en comparación con las columnas de platos u otros dispositivos de contacto agitado son [34]:

- La alta capacidad de producción específica expresada usualmente en el flujo total de ambas fases por área de sección transversal de la columna disponible [$\text{m}^3 / \text{m}^2 \text{ h}$].
- Fácil operación y mantenimiento porque no hay piezas móviles.
- Para medios corrosivos son opciones casi ilimitadas para la selección de materiales disponibles, desde acero inoxidable hasta metal altamente aleado, de polipropileno a PTFE, cerámica técnica o carbono puro.
- Una operación sencilla también a altas presiones o temperaturas.

3.6. PROCESO ANALÍTICO JERÁRQUICO

El Proceso Analítico Jerárquico (PAJ) es una de las herramientas más usadas cuando se tiene un grupo de alternativas y se requiere seleccionar la mejor de ellas evaluándolas con base en múltiples criterios no solo el criterio económico. El fundamento del PAJ se sustenta en el hecho de lograr dar valores numéricos a los juicios dados por las personas, logrando medir cómo contribuye cada elemento de la jerarquía al nivel inmediatamente superior del cual se desprende.

El PAJ está constituido por varias etapas. La formulación del problema de decisión en una estructura jerárquica es la primera y principal etapa, ya que es en la que el decisor involucrado debe lograr desglosar el problema en sus componentes relevantes. La jerarquía está conformada por: meta (nivel más alto), criterios y alternativas (nivel más bajo). Este tipo de jerarquía ilustra de un modo claro todos los factores afectados por la decisión y sus relaciones [35] [36].

Los criterios son las dimensiones relevantes que afectan significativamente la meta global y deben expresar las preferencias del equipo de trabajo en la caracterización de la mejor alternativa. Se deben incluir aspectos cuantitativos y cualitativos a tener en cuenta en la toma de la decisión; algunos ejemplos de criterios y sub-criterios utilizados son: VPN, TIR, B/C, costos, lucro cesante, disponibilidad, confiabilidad, seguridad industrial, salud ocupacional, compatibilidad, flexibilidad, integridad, soporte, garantía, satisfacción cliente, competencia, imagen, eficiencia, complejidad, calidad, mantenibilidad, riesgo, ambiente, productividad, clima laboral, capacidad, oportunidad entre otras

Definidos la meta global, alternativas, criterios y sub-criterios se puede construir a la estructura jerárquica para pasar posteriormente a la aplicación del Proceso Analítico Jerárquico. Una vez documentados todos los elementos se procede a realizar la valoración en las matrices de comparación por pares generadas con base en la escala de Saaty [37]. En la Tabla 6 se muestra la escala mencionada.

Tabla 6. Escala de Saaty.

Escala de THOMAS SAATY (1994)		
Escala	Comparación de importancia de los Criterios y sub-criterios A y B	Comparación de Desempeño de las Alternativas A y B
9	A es extremadamente mas importante que B	A es extremadamente mejor que B
8	A es muy fuertemente mas importante que B	A es muy fuertemente mejor que B
7	A es marcadamente mas importante que B	A es marcadamente mejor que B
6	A es fuertemente mas importante que B	A es fuertemente mejor que B
5	A es mas importante que B	A es mejor que B
4	A es moderadamente mas importante que B	A es moderadamente mejor que B
3	A es ligeramente mas importante que B	A es ligeramente mejor que B
2	A es muy ligeramente mas importante que B	A es muy ligeramente mejor que B
1	A es igual de importante a B	A es igual que B
1/2	B es muy ligeramente mas importante que A	B es muy ligeramente mejor que A
1/3	B es ligeramente mas importante que A	B es ligeramente mejor que A
1/4	B es moderadamente mas importante que A	B es moderadamente mejor que A
1/5	B es mas importante que A	B es mejor que A
1/6	B es fuertemente mas importante que A	B es fuertemente mejor que A
1/7	B es marcadamente mas importante que A	B es marcadamente mejor que A
1/8	B es muy fuertemente mas importante que A	B es muy fuertemente mejor que A
1/9	B es extremadamente mas importante que A	B es extremadamente mejor que A

Fuente: EcoMED®.

La segunda etapa del proceso es la valoración de los elementos. Se deben emitir los juicios de valor en cada uno de los niveles jerárquicos. Es decir, se deben emitir juicios sobre la importancia relativa de los criterios y de las alternativas, de forma que se refleje la dominación relativa, en términos de importancia o probabilidad de un elemento frente a otro. El resultado de estas comparaciones es una matriz que refleja la intensidad de preferencia entre ellos [35] [36].

La tercera etapa es la fase de priorización y síntesis, en donde se calcula la prioridad de cada elemento. La prioridad es un rango numérico medido en una escala de razón. El método permite evaluar la consistencia a la hora de introducir los juicios de valor en la matriz, que corresponde a la última etapa [35] [36].

Este método de selección se ha usado en aplicaciones como selección de tecnologías nucleares, paquetes de software, materiales aislantes, entre otros [35]. Esta herramienta es la utilizada actualmente en la Refinería de Barrancabermeja de ECOPETROL S.A. en el proceso de encontrar la mejor solución en los Análisis de Causa Raíz de falla de equipos y procesos que contiene una macro en Excel con la aplicación del PAJ conocida como EcoMED©.

4. METODOLOGÍA

4.1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA DE TECNOLOGÍAS PROBADAS Y CASOS DE ESTUDIO

Se realizó una revisión bibliográfica en artículos de revistas especializadas, bases de datos de biblioteca, libros, folletos comerciales, sitios web, publicaciones digitales, etc., sobre tecnologías existentes para la extracción de aromáticos en torres extractoras del proceso Sulfolane (ver Anexo C).

4.2. DETERMINACIÓN DE UNA LÍNEA BASE DEL ESTADO ACTUAL DE LA OPERACIÓN

Se recolectaron los datos del caso base y/o de diseño tomando la información disponible de la corrida de aceptación inicial realizada entre el 21 al 26 de octubre de 1971, y los datos para el caso actual con la información disponible desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015, de la torre extractora T1401 y sistemas auxiliares utilizando las fuentes de información disponibles en planta para la captura de datos tales como: indicadores locales de presión, temperatura y bases de datos de variables de operación (data PI) con monitoreo en línea de flujos, cromatografías, temperaturas y presiones.

4.3. ELABORACIÓN DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE LA SECCIÓN DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

Se realizaron los balances de masa y energía de la torre extractora T1401 de la unidad de proceso U1400 Sulfolane de la planta de aromáticos para 3 casos

específicos: el caso de diseño o caso base, con una carga del 63-64 % en peso de aromáticos; el caso actual, utilizando las condiciones actuales de operación con 70 % peso de aromáticos; y un caso proyectado con 83% en peso de aromáticos teniendo en cuenta la posibilidad de cargar nafta al proceso de reformado catalítico en U1300 Platforming, lo cual permitiría una carga de platformado a U1400 Sulfolane con un mayor valor de contenido de aromáticos. En los tres casos se utilizó un modelo construido en el simulador de procesos químicos ASPEN HYSYS 8.8, el cual se observa en la Figura 7.

4.3.1. Corrientes de proceso a la torre T-1401. Las corrientes que hacen parte del proceso de extracción en la torre T-1401 son ilustradas en la Tabla 7.

Tabla 7. Corrientes asociadas al proceso de extracción líquido-líquido en la torre T-1401.

	Corriente	Descripción
Entrada	Platformado	El platformado proveniente de la Unidad U-1300 se transfiere al Tanque de Almacenamiento de Platformado K-1401. Éste sigue su flujo y por medio de las Bombas de Carga P-1401A /B se envía hacia la Torre Extractora T-1401 por encima de los platos número 67 o 56. Esta corriente presenta un contenido de aromáticos promedio de 70% en peso, y es la corriente clave en el proceso llevado a cabo en la torre T-1401.
	Sulfolane	Es el solvente primario proveniente de los fondos de la Torre Reprocesadora T-1405, éste es un solvente polar cuya función principal es la extracción de los componentes aromáticos presentes en la corriente de platformado que entra en la torre T-1401.
	Reciclo D-1401	Por la parte inferior de la Torre Extractora T-1401 entra una corriente de hidrocarburos no aromáticos proveniente del Tambor Acumulador de Cima de la Despojadora D-1401. Esta corriente se recicla para recuperar hidrocarburos no aromáticos al mismo tiempo que ayuda en el proceso de extracción en la T-1401 mejorando la selectividad del solvente.
Salida	Rafinado	Corriente de tope de la torre T-1401, caracterizada por un alto contenido de hidrocarburos no aromáticos.
	Extracto	Corriente de fondo de la torre T-1401, caracterizada por un alto contenido de hidrocarburos aromáticos solubilizados en el solvente de entrada Sulfolane®.

Fuente: ECOPETROL.

Figura 7. Diagrama de proceso de U1400 Sulfolane simulado en el programa ASPEN HYSYS 8.8 ®

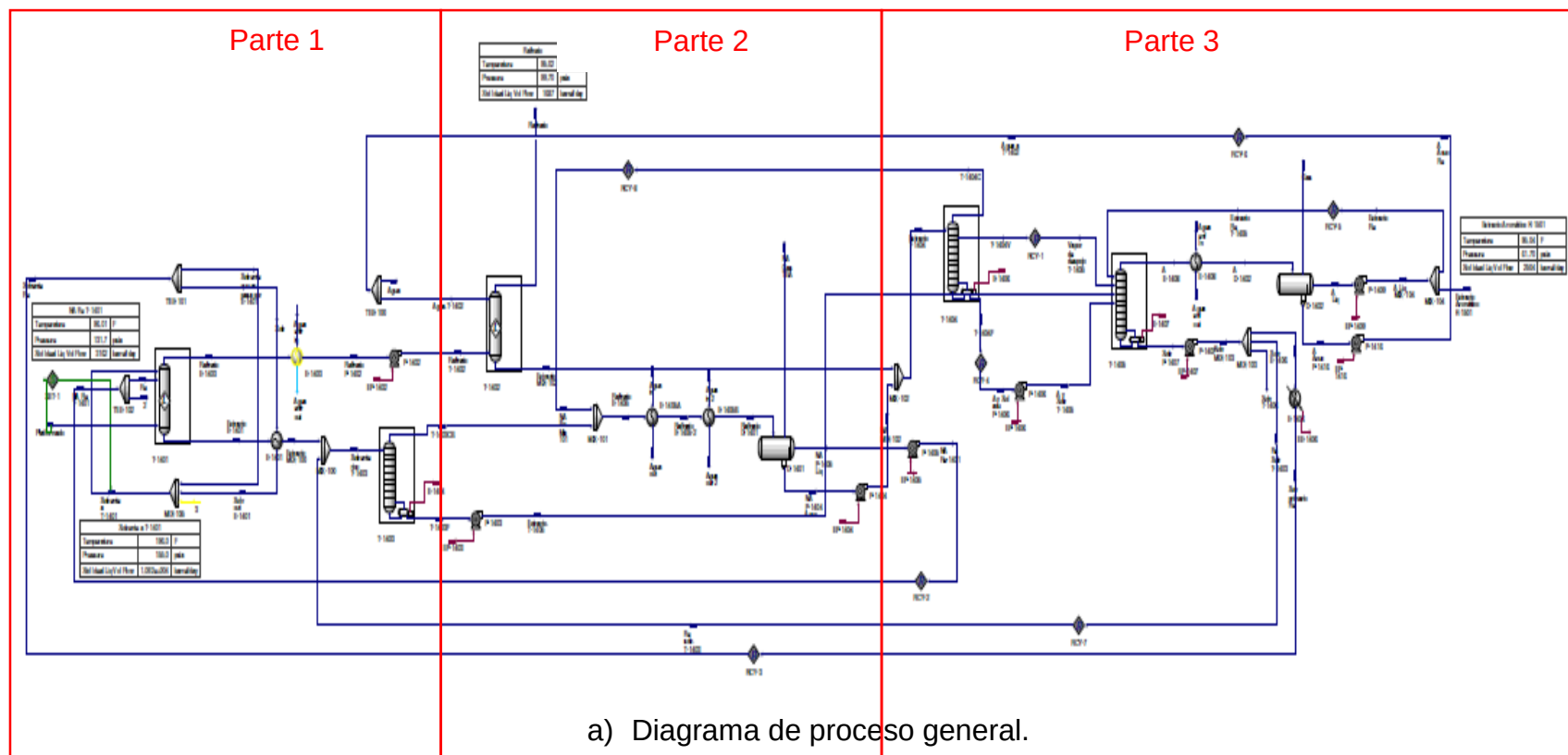
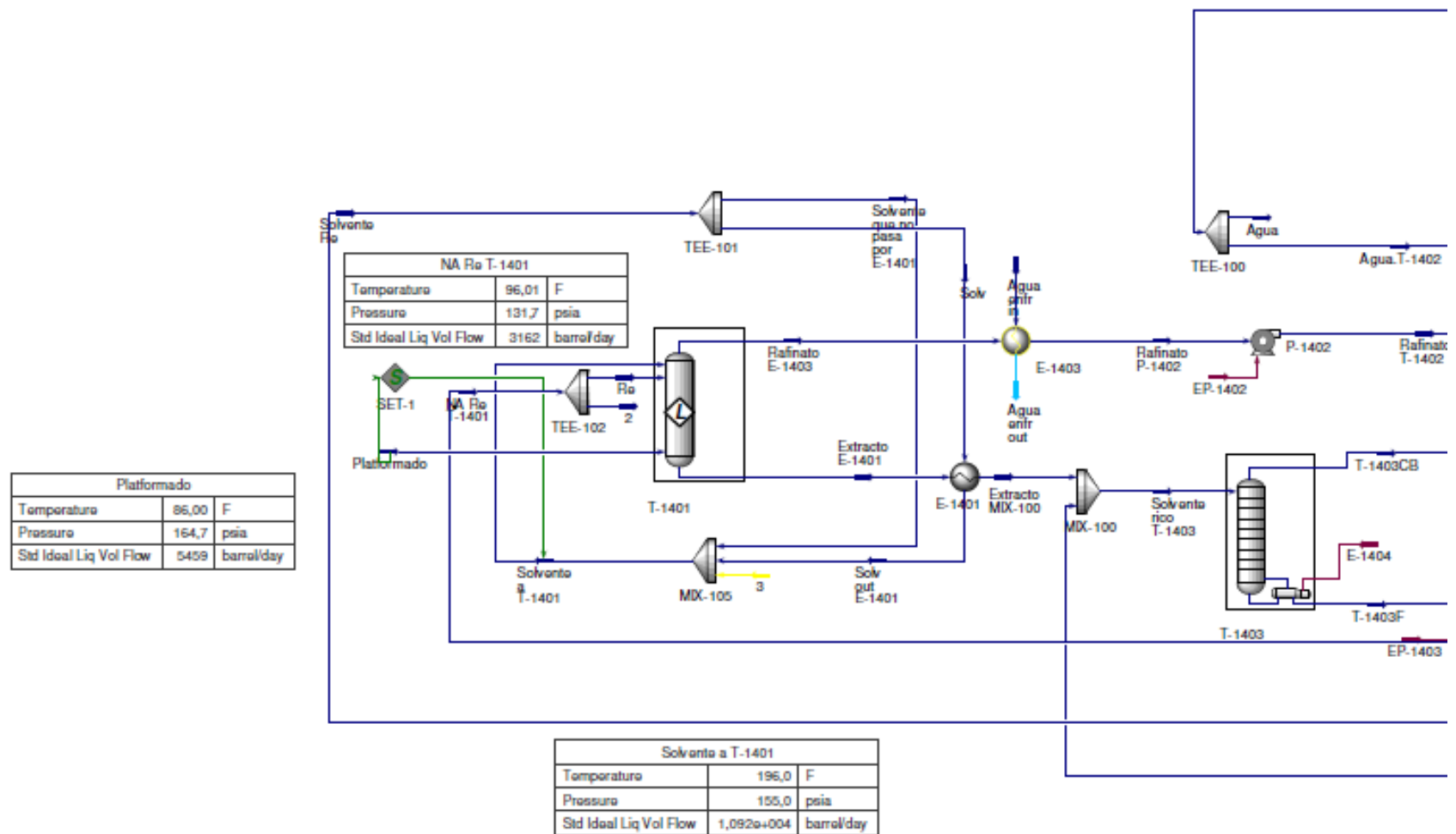
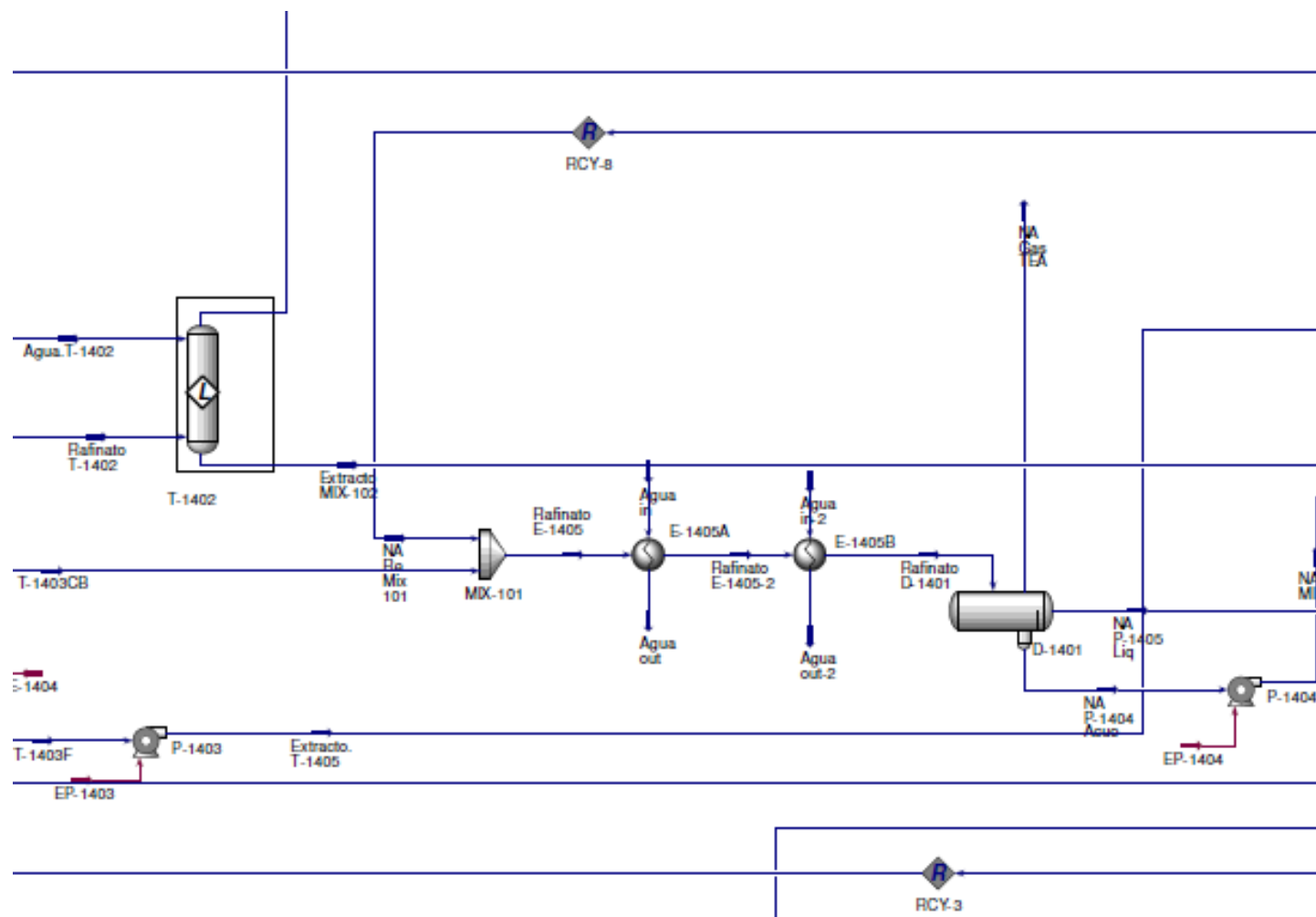


Figura 7. (Continuación)



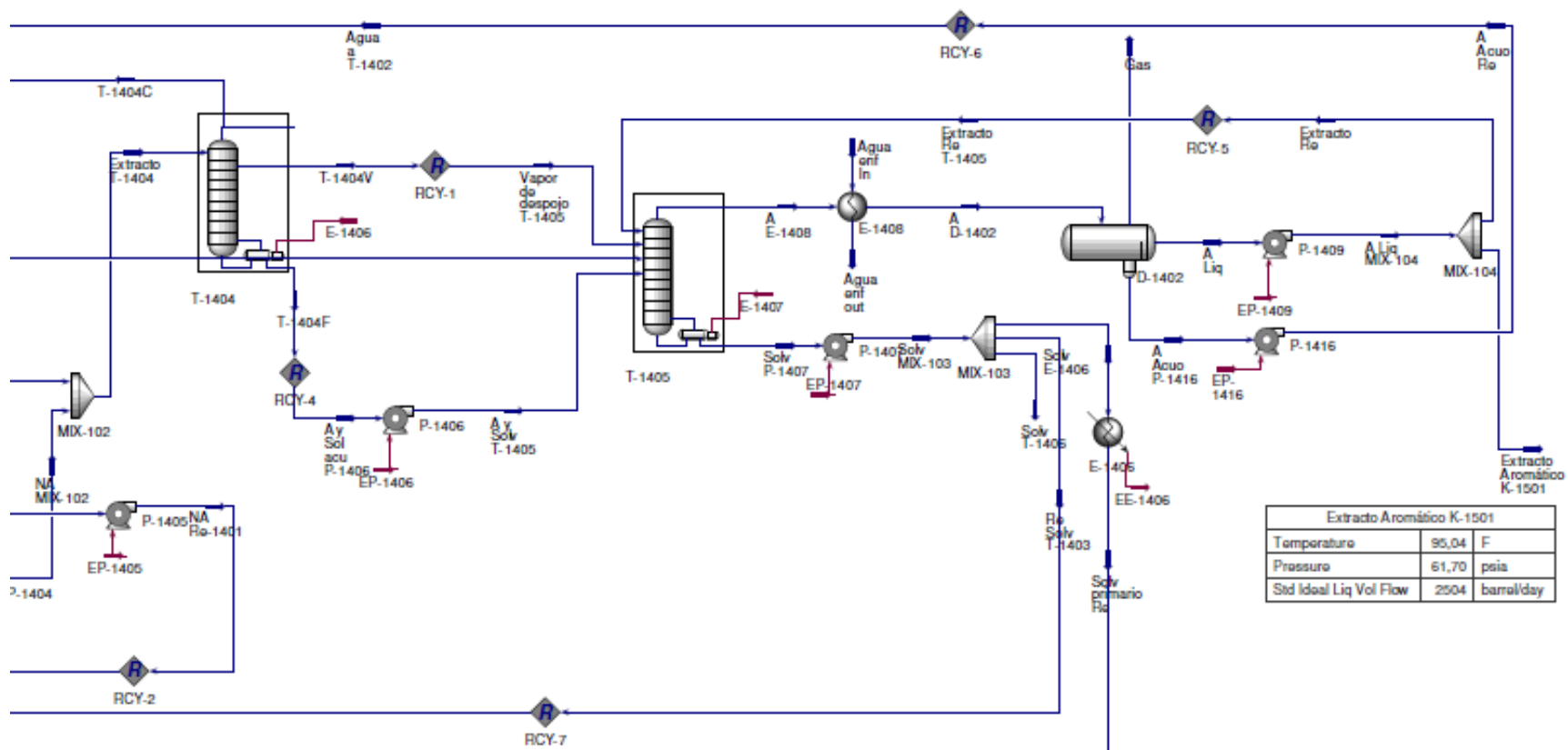
b) Parte 1: T-1401 y T-1403.

Figura 7. (Continuación)



c) Parte 2: T-1402 y D-1401

Figura 7. (Continuación)



d) Parte 3: T-1404, T-1405 y D-1402

4.3.2. Control de parámetros en las corrientes de entrada de la torre T-1401.

Para realizar una simulación de la torre extractora adecuada, se analizaron los parámetros que aseguran la conformidad del proceso, ya sea por cantidad y calidad del producto extraído. A continuación, se indican en la Tabla 8 los parámetros a considerar en la simulación.

Tabla 8. Parámetros de mayor relevancia a controlar en las corrientes de salida de la torre T-1401.

		Parámetros de mayor relevancia a controlar			
	Corriente	Temperatura	Presión	Concentración de aromáticos	Flujo
Salida	Rafinado	X	-	X	X
	Extracto	X	-	X	X

4.3.3. Criterios para la selección de los modelos termodinámicos y especificaciones para la convergencia en la simulación. Para la torre de extracción T-1401, se encontró que puede ser modelada ya sea por NRTL o por UNIQUAC [39]. Igualmente, se argumenta que ambos modelos se ajustan a este tipo de procesos de extracción petroquímicos como se muestra en la Tabla 9 [16].

Según estimaciones de los coeficientes de actividad de ambos modelos termodinámicos, se ha llegado a la conclusión que con el modelo NRTL se encontraban porcentajes de desviación más bajos en comparación con el modelo UNIQUAC para un proceso de extracción con Sulfolane® [40] [41].

Por lo anterior, se simuló la torre T-1401 con el modelo termodinámico UNIQUAC logrando datos más ajustados a los obtenidos en el proceso real [42] [43].

Tabla 9. Modelos termodinámicos y su aplicación.

	APLICACIÓN	ECUACIÓN DE ESTADO
Producción de gas	Plataforma de separación	PR-BM, RKS-BM
	Transporte de gas y aceite por tuberías	PR-BM, RKS-BM
	Sistema de depósitos	PR-BM, RKS-BM
	Sistemas de muy baja presión	BK10, CHAO-SEA
Refinería	Torres al vacío y atmosféricas de crudo	GRAYSON
	Aplicaciones de media presión	GRAYSON, PENG-ROB, RK-SOAVE
	Fraccionador de coque	GRAYSON, PENG-ROB, RK-SOAVE
	Sistemas ricos en hidrógeno, reformación	GRAYSON, PENG-ROB, RK-SOAVE
	Unidades de desasfaltización	PENG-ROB, RK-SOAVE
Procesamiento de gas	Desmetanización	PR-BM, RKS-BM, PENG-ROB
	Separación de hidrocarburos	RK-SOAVE
	Procesamiento criogénico del gas	PR-BM, RKS-BM, PENG-ROB
	Separación con aire	RK-SOAVE
	Deshidratación de gas con glicoles	PR-WS, RKS-WS, RKS-MHV2
	Absorción de gas ácido con metanol	RKS-MHV2, PS-RK
Petroquímica	Planta de etileno	CHAO-SEA, GRAYSON
	Fracciones ligeras	PENG-ROB, RK-SOAVE
	Aromáticos	WILSON, NRTL, UNIQUAC
	Extracción de BTX	WILSON, NRTL, UNIQUAC
	Producción de éter MTBE, ETBE, TAME	WILSON, NRTL, UNIQUAC
	Planta de etil-benceno	PENG-ROB, RK-SOAVE
	Ácido tereftálico	WILSON, NRTL, UNIQUAC
Agua y vapor	Sistemas de vapor	STEAMNBS, STEAM-TA
	Enfriamiento	STEAMNBS, STEAM-TA

Fuente: CHOI, Y, et al. Optimization of the sulfolane extraction plant based on modeling and simulation. Hanyang, 2000.

Adicionalmente, para este modelo se utilizaron los coeficientes de interacción binaria del modelo desarrollado de la planta U1400 Sulfolane por parte del Instituto Colombiano del Petróleo (ver Anexo D), con los cuales se obtuvieron resultados aceptables frente a los obtenidos con los valores de los coeficientes de interacción binaria entregados por el simulador ASPEN HYSYS 8.8 ® [42] [43].

La torre de lavado de refinato T-1402 y la torre de despojo de agua T-1404, igualmente fueron modeladas por el modelo termodinámico UNIQUAC, teniendo como restricción adicional en ésta última los flujos de cima y en el vapor de despojo. Como existe equilibrio líquido-líquido [43], la torre de despojo de no aromáticos T-1403 y la torre de recuperación de solvente T-1405, fueron simuladas con PRSV teniendo como restricción en la T-1403 el mínimo flujo de no aromáticos en el fondo de la torre para obtener el mayor despojo de no aromáticos y en la T-1405 el mínimo flujo de aromáticos en el fondo asegurando así la mayor recuperación de aromáticos.

4.3.4. Validación del modelo para la torre extractora T1401. Con el objetivo de determinar el grado de confianza de los resultados obtenidos en la simulación del caso base y caso actual se utilizará el % error como parámetro de estimación de las desviaciones alcanzadas en las fracciones másicas de las corrientes Refinato y Extracto de la torre extractora T-1401 según la siguiente ecuación:

$$\%error = abs \left| \left(\frac{Valor\ operacional - valor\ simulado}{Valor\ operacional} \right) \right| * 100 \quad (18)$$

Así mismo, a partir de los flujos y composiciones en peso obtenidos de los casos base y actual para la torre extractora T-1401 con el modelo de la U1400 Sulfolane se calcularon los parámetros de desempeño de la extractora T-1401 definidos inicialmente en la corrida de aceptación de la planta en 1971, así:

% Recuperación Aromáticos:

$$= \frac{\sum Arom. Extracto}{\sum Arom. Platformado + \sum Arom. Reciclo D1401 + \sum Arom. Svte} \times 100 \quad (19)$$

$$\% \text{ Arrastre de Sulfolane en el Rafinato} = \frac{\text{Sulfolane en Rafinato}}{\text{Sulfolane en Solvente}} \times 100 \quad (20)$$

$$\text{Relación Solvente/Carga} = \frac{\text{Flujo Solvente en Barriles por día}}{\text{Flujo Platformado en Barriles por día}} \quad (21)$$

$$\text{Relación Reciclo/Carga} = \frac{\text{Flujo Reciclo D1401 en Barriles por día}}{\text{Flujo Platformado en Barriles por día}} \quad (22)$$

4.4. SELECCIÓN DE LA MEJOR TECNOLOGÍA DISPONIBLE EN EL MERCADO QUE PERMITA INCREMENTAR LA RECUPERACIÓN DE AROMÁTICOS Y DISMINUIR LAS PÉRDIDAS DE SOLVENTE EN LA TORRE EXTRACTORA T-1401

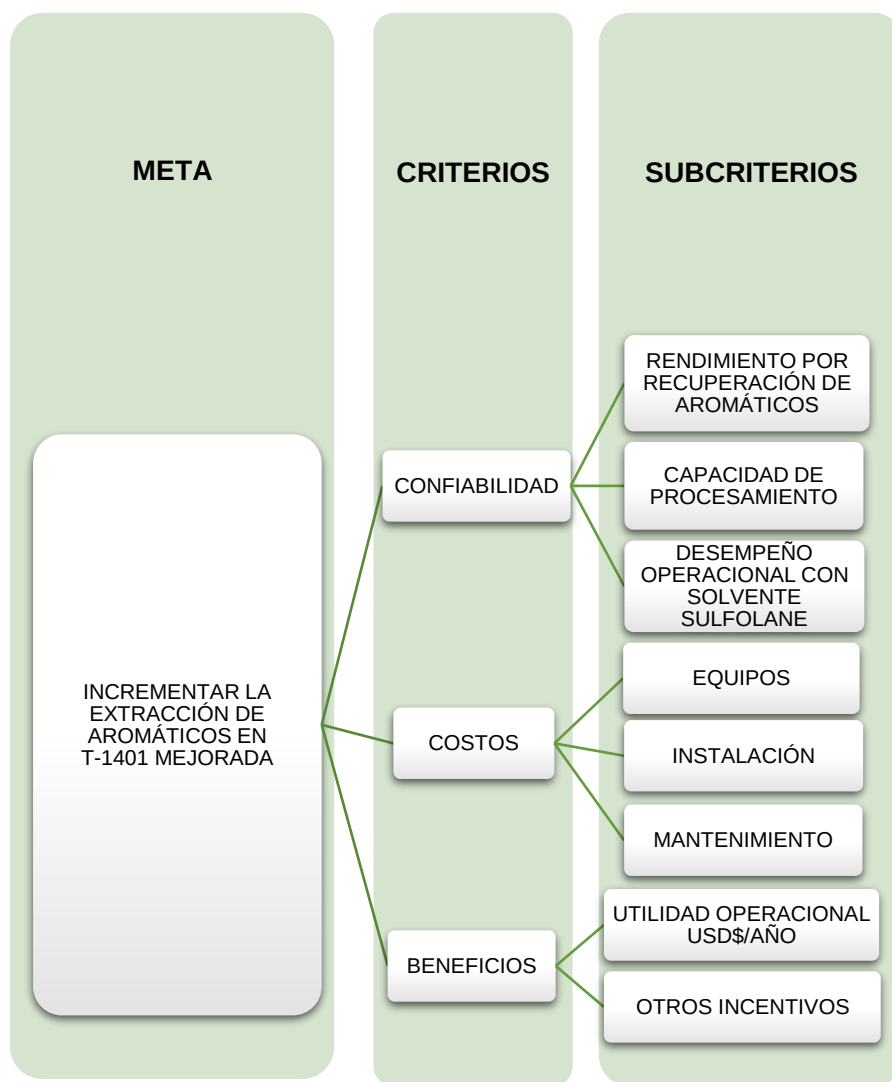
A partir de la revisión de tecnologías comercialmente disponibles para extracción de productos aromáticos a partir de nafta de reformado como carga, se presenta a continuación la descripción de las alternativas a implementar en el extractor T-1401 frente al caso de operación actual el cual consta de un sistema de discos rotatorios fuera de servicio con desmantelamiento del motor agitador desde hace 30 años. Las premisas definidas para la definición de las alternativas:

- ✓ Las alternativas deben permitir el mayor aprovechamiento del activo instalado.
- ✓ Las alternativas deben tener buen desempeño en las condiciones operacionales actuales con solvente Sulfolane®.

- ✓ Las alternativas no deben modificar la vasija T-1401.

En el PAJ se definió como meta el incrementar la extracción de aromáticos en la torre extractora T-1401 mejorada. Los criterios y sub-criterios se describen a continuación:

Figura 8. Meta, criterios y sub-criterios para la selección de la mejor alternativa que permita incrementar el rendimiento de recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401.



- **Confiabilidad:** En este caso se evaluó el desempeño de una operación exitosa de la torre extractora T-1401 al aplicar la tecnología comercialmente disponible. Los sub-criterios definidos en esta categoría están asociados al desempeño operacional esperado con el solvente Sulfolane®, capacidad de procesamiento y extracción de aromáticos.
- **Costos:** Se tuvieron en cuenta los costos que puede llevar la implementación de las alternativas de tecnología seleccionadas para el caso de la extractora T-1401. Los sub-criterios definidos en esta categoría son los costos de equipos, los costos de instalación y los costos de mantenimiento aproximados según consultas e información comercial disponible de los fabricantes de las tecnologías con posibilidad de implementar.
- **Beneficios:** Se tuvieron en cuenta los ingresos adicionales estimados por la implementación de cada una de las tecnologías. Los sub-criterios definidos en esta categoría son la utilidad operacional en dólares por año, y otros incentivos por ahorros en disminución de costos por consumos de servicios industriales, aprovechamiento de infraestructura instalada, etc.

4.5. ESQUEMA DE OPERACIÓN DE LA TORRE EXTRACTORA T-1401 ADAPTADA A UN PROCESO DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA PARA EL CASO ACTUAL

A partir de la revisión de la literatura encontrada sobre la aplicación de procesos de destilación extractiva para extracción de aromáticos a partir de una carga como platformado (nafta de reformado catalítico) se presentó un esquema de destilación en extractiva en la Unidad U1400 Sulfolane. Se determinaron los flujos y composiciones de las corrientes de salida del proceso, refinato y extracto para la

torre extractora T1401 si fuese adaptada a un proceso de destilación extractiva con los rendimientos de extracción obtenidos a partir de dos casos de estudio, uno de la Universidad de Seúl y otro de la empresa consultora China Kunlun Contracting and Engineering Corporation [44] [45]. Se utilizó información de una licencia del proceso de destilación extractiva con Sulfolane® aplicando un factor de costo para la estimación de los costos de inversión de equipos e instalación y consumo de servicios industriales por tonelada de carga comparándolos con el proceso tradicional de extracción líquido-líquido de Sulfolane a una carga similar al caso actual de 5492 BPD de platformado.

4.6. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Se realizó una evaluación económica de la mejor alternativa para su implementación a partir del análisis de los costos operacionales por barril de carga suministrados por la Coordinación de Economía y Gestión de la Refinería de Barrancabermeja, costos de inversión, ingresos operacionales y evaluación del valor presente neto (VPN). El VPN es la diferencia entre el valor de mercado de una inversión y su costo. Esencialmente, el VPN mide cuánto valor es creado o adicionado por llevar a cabo cierta inversión. Sólo los proyectos de inversión con un VPN positivo deben de ser considerados para invertir.

También se realizó un análisis de sensibilidad de parámetros de la alternativa con mayor VPN con un gráfico tipo tornado [46], con el fin de analizar cuales parámetros tienen más influencia en la ejecución de la alternativa. Finalmente, se evaluó económicamente el caso actual para la alternativa con destilación extractiva con el fin de compararla con la mejor alternativa, realizando también el cálculo del VPN y el análisis de sensibilidad.

5. RESULTADOS Y ANÁLISIS

5.1. ESTADO ACTUAL DE OPERACIÓN Y BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE LA SECCIÓN DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

A continuación, se presentan los resultados obtenidos a partir de la aplicación del modelo de simulación de proceso de U1400 Sulfolane de la Planta Aromáticos donde se analizaron las variables de operación de la torre extractora T-1401 para el caso de casos diseño, caso actual y caso proyectado. También se presenta el análisis de validación del modelo y el desempeño actual de la torre extractora T-1401.

5.1.1. Modelo para el Caso Base en la torre T-1401. Los datos para el modelo según la corrida de aceptación, referente a variables operacionales como presiones, temperaturas y flujos de las corrientes en las torres, fueron tomados del diagrama de banderas correspondiente al año 1971, cuando todos los equipos estaban en pleno funcionamiento, es decir, recién instalados en la planta. Típicamente, las corridas de aceptación son realizadas en cortos intervalos de tiempo y son llevadas a cabo directamente por el licenciatario del proceso con la toma de los datos y análisis de muestras cada 8 horas, con verificación de los instrumentos de medición de las variables operacionales con lo cual existe mayor confianza de la información registrada. Los datos referentes al diseño de los intercambiadores, es decir, tipo de arreglo, número de tubos, fluido de trabajo, etc., fueron tomados de las hojas de especificaciones de diseño que se encuentran en el Centro de Información Técnica de la Refinería de Barrancabermeja. Para el tipo de material se optó por escoger acero al carbón con un 0,5% C siendo un escenario pesimista, pero con fines sólo de simulación ya

que en la realidad este material puede tener ciertas variaciones. Los datos de las bombas, es decir, lo referente a potencia, eficiencia, presión de entrada y salida y los flujos de energía de las torres, fueron tomados de una base de datos de los equipos de la planta, donde se encuentran los datos de las condiciones máximas en que estos equipos pueden trabajar.

Todos estos datos anteriores fueron ingresados en el modelo y se realizó un trabajo de sintonización para alcanzar los datos reales en la planta teniendo como prioridad los flujos de energía de las torres, los flujos volumétricos y másicos en los productos refinado y extracto, y las condiciones de operación de presión y temperatura en las torres. Todos estos criterios en dicho orden de jerarquía procurando mantener en primera instancia un equilibrio entre ellos y segundo tratando en lo posible de llegar a los valores reales reportados. Adicionalmente fue necesario anexar mezcladores o *mixer's* para cerrar los balances de masa debido a las pérdidas por las eficiencias de algunos equipos.

Las condiciones operacionales para la torre T-1401, T-1402, T-1403, T-1404 y T-1405 fueron tomadas de los valores promedios de los diagramas de banderas (ver Anexo E) de la corrida de aceptación tal como se muestra en la Tabla 10.

Tabla 10. Datos promedios de las condiciones operacionales de la T-1401, T-1402, T-1403, T-1404 y T1-1405 durante la corrida de aceptación entre los días 20 al 26 de Octubre de 1971 para el caso base.

EQUIPO	SERVICIO	T cima (°F)	T fondo (°F)	P cima (psia)	P fondo (psia)
T-1401	Torre Extractora	195,7	153,9	75,3	90
T-1402	Torre Lavado Refinado	110	100	101	114,7
T-1403	Torre Despojo No Aromáticos	239	337	20,7	20,90
T-1404	Torre Agua Despojo	228	240	21,7	22,38
T1405	Torre Recuperación Solvente	223	353	6,7	12,04

Los valores promedios de las corrientes de proceso durante la corrida de aceptación de 1971 de la torre extractora T-1401 tipo contactor de disco rotatorio o RDC a 17 rpm de operación se presentan en la Tabla 11.

Tabla 11. Datos promedios de las corrientes de proceso de la T-1401 durante la corrida de aceptación entre los días 20 al 26 de Octubre de 1971 para el caso base.

CASO BASE T-1401					
PROPIEDADES	CORRIENTES DE ENTRADA			CORRIENTES DE SALIDA	
	PLATFORMADO	SOLVENTE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Gravedad Especifica	0,79	1,27	0,78	0,71	1,18
Densidad (lb/ft ³)	49,40	79,22	48,55	44,07	73,31
Flujo Vol. (BPD)	4.965,86	9.960,00	1.801,71	2.385,71	14.341,86
Flujo Másico (LBH)	57.389,42	184.581,23	20.465,05	24.787,57	237.648,13
T (°F)	86	200	94	196	154
P (psia)	164,7	169,7	130,7	75,3	90
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SOLVENTE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
No Aromáticos	37,21	-	41,80	84,72	3,75
Benceno	7,78	-	29,09	0,01	4,38
Tolueno	19,11	-	17,75	0,19	6,12
EB+m,p Xilenos	17,45	-	7,28	1,56	4,68
O-xileno	7,04	-	2,06	0,36	1,84
C9+ CUMENO	11,43	-	2,02	8,17	2,08
Hidrocarburo	100,00	-	100,00	95,00	22,85
Sulfolane	-	98,88	-	4,95	76,15
Agua	-	1,12	-	0,05	1,00

Para la composición del platformado de carga y del reciclo, que proviene del tambor acumulador D-1401 como carga para la torre T-1401, para el caso de diseño se tomaron como referencia los PIONA⁵ realizados a dichas corrientes en agosto del 2011 (ver Anexo F). Adicionalmente, se optó por modelar las sustancias más influyentes en la corriente, tal como se reportan en las

⁵ PIONA: Aplicación que describe el análisis cuantitativo de n- e iso-ácidos grasos saturados, n- e iso-olefinas y aromáticos en combustibles, determinándose cuantitativamente la presencia de parafinas, iso-parafinas e iso-olefinas, olefinas, naftenos y aromáticos en una mezcla [10].

cromatografías del sistema de datos de laboratorio CDLab® de la Refinería Barrancabermeja.

Los valores obtenidos en el modelo de la torre extractora T-1401 a partir del caso base son mostrados en la Tabla 12.

Tabla 12. Datos de las corrientes de proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso base.

CASO BASE SIMULADO T-1401					
PROPIEDADES	CORRIENTES DE ENTRADA			CORRIENTES DE SALIDA	
	PLATFORMADO	SOLVENTE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Gravedad Especifica	0,79	1,26	0,83	0,72	1,13
Densidad (lb/ft ³)	49,88	78,49	52,24	45,22	71,09
Flujo Vol. (BPD)	4.967,94	9.935,87	2.146,77	2.385,36	14.481,64
Flujo Másico (LBH)	57.472,01	183.037,61	25.959,05	25.042,76	239.116,39
T (°F)	86,00	196,00	96,01	196,00	157,42
P (psia)	164,70	155,05	131,70	78,00	94,70
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SULFOLANE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
No Aromáticos	37,64	0,00	20,99	85,96	2,31
Benceno	7,45	0,00	28,74	0,00	4,91
Tolueno	18,89	0,00	30,20	0,00	7,81
EB+m,p Xilenos	16,59	0,00	9,19	2,03	3,84
O-xileno	6,81	0,00	3,34	1,00	1,89
C9+ CUMENO	12,62	0,00	7,40	5,83	3,22
Hidrocarburo	100,00	0,00	99,85	94,82	23,98
Sulfolane	-	98,36	0,12	5,14	74,77
Agua	-	1,64	0,02	0,04	1,25

Fuente: Modelo de diseño base final.hsc. HYSYS.

5.1.2. Balance de masa y energía del modelo para el caso base en la T-1401.

A partir del diagrama de flujo para la extracción líquido-líquido en la T-1401 del modelo simulado para el caso base se presenta el balance de masa y energía general en estado estacionario en la Tabla 13.

Tabla 13. Resultados del balance de masa y energía obtenidos en el modelo para el caso base en la T-1401.

CASO BASE T-1401	Entrada			Salida	
Balance de masa y energía					
PROPIEDADES	Platformado	Solvente	Reciclo	Rafinado	Extracto
Vapour / Phase Fraction	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperature [F]	86,00	196,00	96,01	196,00	157,42
Pressure [psia]	164,70	155,05	131,70	78,00	94,70
Molar Flow [lbmole/hr]	579,41	1664,72	282,55	249,38	2255,50
Mass Flow [lb/hr]	57472,01	183037,61	25959,05	25042,76	239116,39
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	4967,94	9935,87	2146,77	2385,36	14481,64
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-35451,62	-182625,74	-11028,21	-84048,77	-135880,79
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-6,47	-17,17	-19,80	25,00	-17,67
Heat Flow [Btu/hr]	-20541408,70	-304023996,56	-3116027,44	-20960185,67	-306481803,27
Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	4924,85	9968,42	2124,27	2367,26	14378,63

Fuente: Modelo de diseño final.hsc. HYSYS.

Tabla 14. Errores de las variables modeladas en el proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso base.

% ERROR VARIABLES MODELADAS						
CASO BASE						
PROPIEDADES	RAFINATO			EXTRACTO		
	DISEÑO	SIMULADO	% ERROR	DISEÑO	SIMULADO	% ERROR
Gravedad Especifica	0,71	0,72	1,8%	1,18	1,13	3,7%
Densidad (lb/ft³)	44,07	45,22	2,6%	73,31	71,09	3,0%
Flujo Vol. (BPD)	2.385,71	2.385,36	0,0%	14.341,86	14.481,64	1,0%
Flujo Másico (LBH)	24.787,57	25.042,76	1,0%	237.648,13	239.116,39	0,6%
T (°F)	196,00	196,00	0,0%	154,00	157,42	2,2%
P (psia)	75,30	78,00	3,6%	90,00	94,70	5,2%
% Peso (g/100g)	DISEÑO	SIMULADO	% ERROR	DISEÑO	SIMULADO	% ERROR
Agua	0,05	0,04	19,29%	1,00	1,25	25,27%
Sulfolane	4,95	5,14	3,87%	76,15	74,77	1,81%
HC AROM	10,29	8,86	13,89%	19,10	21,67	13,44%
HC NO AROM	84,72	85,96	1,47%	3,75	2,31	38,42%
TOTAL	100,00	100,00		100,00	100,00	

Los porcentajes de error alcanzados en los porcentajes en peso para los contenidos de Sulfolane®, hidrocarburos aromáticos, no aromáticos e hidrocarburos totales en las corrientes de salida refinado y extracto de la T-1401 para los valores obtenidos en la corrida de aceptación entre los días 20 al 26 de Octubre de 1971 y el modelo del caso base se muestran en la Tabla 14.

Para el caso del refinado, el error con mayor valor se dio en el contenido de agua con un 19,29 % en valores muy pequeños, el cual hace referencia al arrastre del agua presente en el solvente por la cima de la torre extractora T-1401. El valor de contenido de agua para la corrida de aceptación de 1971 fue tomado del balance de diseño de la torre extractora del diagrama de flujo de proceso debido a que no se realizaron análisis de laboratorio para la determinación del contenido de solvente, por tal razón se presentan diferencias con el valor obtenido en el modelo para el caso de diseño, que está dentro del mismo orden de magnitud que el de referencia.

Para el porcentaje de aromáticos obtenido en el modelo se presenta una desviación de 1,4 unidades respecto al valor de la corrida de aceptación, por una mayor extracción de aromáticos alcanzada en el modelo, conservando el orden magnitud. En los demás componentes los valores no superan el 4% de error.

Para el caso del extracto, el error con mayor valor se dio en el contenido de hidrocarburo no aromático con un 38,42%, el cual hace referencia al arrastre de compuestos no aromáticos con el solvente por el fondo de la torre extractora T-1401. El valor del contenido de no aromáticos en el extracto para la corrida de aceptación de 1971 fue estimado por balance de masa de componentes de la torre extractora T-1401 debido a que no se encontraron análisis de laboratorio para esta

corriente, por tal razón se presentan diferencias con el valor obtenido en el modelo para el caso de diseño, que está dentro del mismo orden magnitud que el valor de referencia.

Para los porcentajes de aromáticos, Sulfolane y agua obtenidos en el modelo se presenta una desviación de 2,5 unidades como máximo teniendo en cuenta una mayor extracción de aromáticos, con un mayor arrastre de Sulfolane y agua en el rafinado, conservando los mismos órdenes de magnitud siendo aceptable para predecir la composición de las corrientes de proceso.

5.1.3. Modelo para el caso actual en la torre T-1401. Para la simulación de la unidad U1400 Sulfolane en el caso actual, se conservó el mismo diagrama y los modelos termodinámicos empleados en todas las torres según el caso base. Las únicas modificaciones realizadas fueron el aumento de aproximadamente 500 BPD en el flujo de Platformado carga, el aumento en el flujo de solvente manteniendo la relación 2:1 y un contenido de aromáticos similares.

Debido a que hay más presencia de aromáticos en el sistema, fue necesario modificar las restricciones de flujos de aromáticos en el fondo de la T-1405. En el porcentaje en peso de no aromáticos máximo en el fondo de la torre T-1403 se mantuvo en 0,115% y la fracción en volumen de aromáticos máximo en el fondo de la torre T-1405 paso de 2,159% a 2,086%, esto con el fin de lograr la convergencia y para obtener resultados mucho más ajustados a la realidad. Los demás equipos como bombas, intercambiadores, así como los mixer's, reciclos, etc. no fueron modificados, con el fin de comprobar si el modelo según el caso base podría modelar de una forma aceptable las condiciones actuales de la planta.

Los valores promedios de las corrientes de proceso durante la corrida del 15 de julio al 12 de agosto de 2015 de la torre extractora T-1401 sin agitación se presentan en la Tabla 15.

Tabla 15. Datos promedios de las corrientes de proceso de la T-1401 desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 para el caso actual.

CASO ACTUAL T-1401					
PROPIEDADES	CORRIENTES DE ENTRADA			CORRIENTES DE SALIDA	
	PLATFORMADO	SOLVENTE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Gravedad Especifica	0,81	1,27	0,75	0,71	1,18
Densidad (lb/ft ³)	50,29	79,22	47,01	44,07	73,31
Flujo Vol. (BPD)	5.492,00	10.559,00	2.581,00	1.773,00	16.859,00
Flujo Másico (LBH)	64.609,00	195.682,05	28.382,30	18.421,47	270.251,89
T (°F)	90	242,55	100	235,7	187,63
P (psia)	164,7	164,7	124,7	77,7	100
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SULFOLANE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
No Aromáticos	30,81	-	54,41	84,81	7,30
Benceno	8,52	-	19,21	0,05	4,05
Tolueno	25,40	-	15,57	0,04	7,70
EB+m,p Xilenos	20,16	-	7,25	0,75	5,53
O-xileno	5,40	-	1,54	0,49	1,42
C9+ CUMENO	9,71	-	2,02	9,87	1,86
Hidrocarburo	100,00	-	100,00	96,00	27,86
Sulfolane	-	98,00	-	4,00	71,28
Agua	-	2,00	-	-	0,86
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SULFOLANE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Agua	-	2,00	-	-	0,80
Sulfolane	-	98,00	-	4,00	71,30
HC AROM	69,20	-	45,60	11,20	20,60
HC NO AROM	30,80	-	54,40	84,80	7,30
HC Total	100,00	-	100,00	96,00	27,90

Las condiciones operacionales para las torres T-1401, T-1402, T-1403, T-1404 y T-1405 en el caso actual corresponden a los datos promedios desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 tomadas del sistema data PI (ver Anexo G), tal como se muestra en la Tabla 16.

Tabla 16. Datos promedios de las condiciones operacionales de la T-1401, T-1402, T-1403, T-1404 y T-1405 desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 para el caso actual.

EQUIPO	SERVICIO	T cima (°F)	T fondo (°F)	P cima (psia)	P fondo (psia)
T-1401	Torre Extractora	236	188	77,7	100
T-1402	Torre Lavado Rafinado	110	100	104,7	114,7
T-1403	Torre Despojo No Aromáticos	224	325	20,7	20,9
T-1404	Torre Agua Despojo	236	286	21,7	21,6
T-1405	Torre Recuperación Solvente	198	338	6,9	12,04

Tabla 17. Datos de las corrientes de proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso actual.

CASO ACTUAL SIMULADO T-1401					
PROPIEDADES	CORRIENTES DE ENTRADA			CORRIENTES DE SALIDA	
	PLATFORMADO	SOLVENTE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Gravedad Especifica	0,81	1,26	0,83	0,71	1,11
Densidad (lb/ft³)	51,05	78,49	52,29	44,70	69,96
Flujo Vol. (BPD)	5.459,00	10.918,00	2.434,46	1.728,42	17.083,04
Flujo Másico (LBH)	64.635,32	201.130,28	29.456,62	17.948,68	277.273,55
T (°F)	86,00	196,00	96,01	197,37	161,39
P (psia)	164,70	155,05	131,70	78,00	94,70
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SULFOLANE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
No Aromáticos	29,19	0,00	22,04	93,91	3,07
Benceno	8,58	0,00	31,01	0,00	5,29
Tolueno	26,24	0,00	30,92	0,00	9,40
EB+m,p Xilenos	22,25	0,00	9,57	1,10	6,13
O-xileno	5,45	0,00	2,08	0,35	1,47
C9+ CUMENO	8,29	0,00	4,25	0,03	2,38
Hidrocarburo	100,00	0,00	99,88	95,39	27,75
Sulfolane	-	98,36	0,10	4,58	71,06
Agua	-	1,64	0,01	0,03	1,19
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SULFOLANE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Agua	-	1,60	0,00	0,00	1,20
Sulfolane	-	98,40	0,10	4,58	71,10
HC AROM	70,80	0,00	77,08	1,50	24,70
HC NO AROM	29,20	0,00	22,00	93,90	3,10
HC Total	100,00	0,00	99,90	95,40	27,70

Fuente: Modelo actual final.hsc. HYSYS.

Para la composición del platformado carga y reciclo D1401 para el caso actual, se tomaron las cromatografías promedio entre el 15 de julio al 12 de agosto de 2015

disponibles para U1400 Sulfolane del sistema de datos de laboratorio CDLab® de la Refinería Barrancabermeja (ver Anexo H). Los valores obtenidos en el modelo de la torre extractora T-1401 para el caso actual son mostrados en la Tabla 17.

5.1.4. Balance de masa y energía del modelo para el caso actual en la T-1401.

A partir del diagrama de flujo para la extracción líquido-líquido en la T-1401 del modelo simulado para el caso actual se presenta el balance de masa y energía general en estado estacionario en la Tabla 18.

Tabla 18. Resultados del balance de masa y energía obtenidos en el modelo para el caso actual.

CASO ACTUAL T-1401 Balance de masa y energía	Entrada			Salida	
PROPIEDADES	Platformado	Solvente	Reciclo	Rafinado	Extracto
Vapour / Phase Fraction	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperature [F]	86,00	196,00	96,01	197,37	161,39
Pressure [psia]	164,70	155,05	131,70	78,00	94,70
Molar Flow [lbmole/hr]	654,82	1829,27	321,52	176,88	2628,74
Mass Flow [lb/hr]	64635,32	201130,28	29456,62	17948,68	277273,55
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5459,00	10918,00	2434,46	1728,42	17083,04
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-26182,99	-182625,74	-10434,78	-89011,77	-128745,59
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-11,06	-17,17	-20,66	26,59	-16,55
Heat Flow [Btu/hr]	-17145407,07	-334075785,22	-3355000,59	-15744127,22	-338442024,93
Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5412,10	10953,77	2408,23	1716,23	16941,71

Fuente: Modelo actual final.hsc. HYSYS.

De la simulación del caso actual se estimaron los porcentajes de error respectivos mostrados en la Tabla 19. Para el refinado, el error con mayor desviación se dio en el contenido de agua, el cual hace referencia al arrastre de agua del solvente en la corriente de cima de la torre extractora T-1401. El valor de contenido de agua para la corrida de 2015 no se realizaron análisis de laboratorio para la determinación del contenido de solvente por tal razón se encuentran diferencias con el valor obtenido en el modelo para el caso actual. Para el porcentaje de agua obtenido en el modelo presenta una desviación de 0,33 unidades respecto al valor de la corrida

de 2015, debido a la razón expuesta anteriormente. Para el resto de los componentes modelados el error no supera el 20%, sin embargo, se presentan los mismos órdenes de magnitud.

Tabla 19. Errores de las variables modeladas en el proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso actual.

% ERROR VARIABLES MODELADAS CASO ACTUAL						
PROPIEDADES	RAFINATO			EXTRACTO		
	ACTUAL	SIMULADO	% ERROR	ACTUAL	SIMULADO	% ERROR
Gravedad Especifica	0,71	0,71	0,7%	1,18	1,11	5,4%
Densidad (lb/ft ³)	44,07	45,22	2,6%	73,31	69,96	4,6%
Flujo Vol. (BPD)	1.773,00	1.728,42	0,0%	16.859,00	17.083,04	1,3%
Flujo Másico (LBH)	24.787,57	25.042,76	1,0%	270.251,89	277.273,55	2,6%
T (°F)	196,00	196,00	0,0%	187,63	161,39	14,0%
P (psia)	75,30	78,00	3,6%	100,00	94,70	5,3%
% Peso (g/100g)	ACTUAL	SIMULADO	% ERROR	ACTUAL	SIMULADO	% ERROR
Agua	-	0,03	100%	0,86	1,19	38%
Sulfolane	4,00	4,58	15%	71,28	71,06	0%
HC AROM	11,19	1,47	86,8%	20,57	24,68	20,0%
HC NO AROM	84,81	93,91	10,7%	7,30	3,07	58,0%
TOTAL	100,00	100,00		100,00	100,00	

Para el extracto, el error con mayor desviación se dio en el contenido de hidrocarburo no aromático, el cual hace referencia al arrastre de compuestos no aromáticos con el solvente en la corriente de fondo de la torre extractora T-1401. Como posible causa de esta desviación en el contenido de no aromáticos en el extracto, dicho valor fue estimado por balance de masa de componentes de la torre extractora T-1401 debido a que no se realizaron análisis de laboratorio para esta corriente, por tal razón se presentan diferencias con el valor obtenido en el modelo para el caso actual. Para el porcentaje de aromáticos obtenido en el modelo se presenta un 86,8% de error respecto al valor de la corrida de 2015,

debido a una mayor extracción de aromáticos alcanzada en el modelo. En los demás componentes los valores no superan el 15% de error conservando los mismos órdenes de magnitud siendo aceptable para predecir la composición de las corrientes de proceso.

5.1.5. Modelo para el caso proyectado en la torre T-1401. Por último, para la simulación de U1400 Sulfolane con los datos proyectados, igualmente se conservaron los modelos termodinámicos empleados en todas las torres para los casos anteriores (caso de diseño y caso actual), puesto que los criterios de selección siguen siendo los mismos al no haber cambios significativos en el proceso, ya que las únicas modificaciones realizadas fueron el aumento del flujo de carga de platformado (aproximadamente 500 BPD en comparación con el caso según la corrida de aceptación y 700 BPD en comparación con el caso actual), una relación solvente carga de 2:1 y un aumento del 10% en peso el contenido de aromáticos, ante la posibilidad de cambio en la nafta de carga que promueve mayor contenido de aromáticos en el platformado.

Los datos proyectados como el flujo del platformado y las composiciones de éste, que se presentan en la Tabla 20, fueron suministrados por la Refinería de Cartagena por el Ingeniero Químico Edward Moscoso de la Vicepresidencia de Ingeniería y Proyectos de ECOPETROL S.A., quien lidera una iniciativa de aprovechamiento de la nafta proveniente del proceso de *hidrocracking* de crudos pesados para mayor realización económica para la producción de aromáticos para la Refinería de Barrancabermeja. Esto con el objetivo de evaluar el desempeño de la unidad de U-1400 Sulfolane y en especial de la torre extractora T-1401 con un posible cambio a largo de plazo de la carga con un 81,5% en peso de aromáticos, en comparación con un 70% peso que es el actualmente cargado y un 63-64% peso con el que se realizó la corrida de aceptación.

Tabla 20. Datos proyectados de la corriente de platformado carga a T-1401.

PROPIEDADES	PLATFORMADO
Gravedad Especifica	0,84
Densidad (lb/ft ³)	52,80
Flujo Vol. (BPD)	5.670,37
Flujo Másico (LBH)	70.034,81
T (°F)	86,00
P (psia)	164,70
% Peso	
No Aromáticos	18,48
Benceno	0,48
Tolueno	40,06
Etil Benceno +m,p Xilenos	23,59
O-xileno	9,39
C9+ CUMENO	7,99
Hidrocarburo	100,00
Sulfolane	0,00
Agua	-

Al igual que para el modelo del caso actual, al tener más presencia de aromáticos en el sistema fue necesario modificar las restricciones de porcentaje en peso de no aromáticos en el fondo de la T-1403 y el porcentaje en peso de aromáticos en el fondo de la T-1405. Esto con el fin de lograr la convergencia en la simulación. Los demás equipos como bombas, intercambiadores, así como lo mixer's, reciclos, etc., no fueron tampoco modificados, con el fin igualmente de comprobar si el modelo de diseño podría modelar de una forma aceptable las condiciones proyectadas de la planta. Las demás condiciones como temperatura y presión se mantienen como las actualmente establecidas en la planta, tal como se puede ver en la Tabla 9. Igualmente, se mantuvieron los mismos datos referentes al diseño de los intercambiadores, es decir, tipo de arreglo, número de tubos, fluido de trabajo, material, etc., los cuales se tomaron de las hojas de especificaciones de diseño, ya que se requiere verificar si estos intercambiadores pueden o no trabajar eficientemente bajo las nuevas condiciones en la carga.

Así mismo, se conservaron los datos de las bombas, como la potencia, eficiencia, presión de entrada y salida, y los flujos de energía en las torres, que se habían tomado de la base de datos de los equipos de la planta. Al momento de realizar la sintonización del modelo con la carga proyectada, sólo se realizaron cambios en las restricciones del modelo de la unidad U1400 en el porcentaje en peso de no aromáticos máximo en el fondo de la torre T-1403 de 0,115% a 0,135% y el porcentaje en la fracción en volumen de aromáticos máximo en el fondo de la torre T-1405 de 0,209% a 0,189%, debido a que con la nueva carga el modelo no convergía con las mismas restricciones que con la carga de diseño y carga actual antes simuladas. Los valores obtenidos en el modelo de la torre extractora T-1401 para el caso proyectado fueron presentados en la Tabla 21.

5.1.6. Balance de masa y energía del modelo para el caso proyectado en la T-1401. A partir del diagrama de flujo para la extracción líquido-líquido en la T-1401 del modelo simulado para el caso proyectado se presenta el balance de masa y energía general en estado estacionario en la Tabla 22.

La capacidad hidráulica de carga a la torre T-1401 fue del 21% volumen por encima de la carga de diseño vs 140 % volumen alcanzado en corrida de máxima carga equivalente a 6585 BPD, la cual no fue superada en el caso proyectado [47]. Lo anterior indica que es posible desde el punto de vista hidráulico el caso proyectado en la torre extractora T-1401.

Tabla 21. Datos de las corrientes de proceso de la T-1401 obtenidos en el modelo para el caso proyectado.

CASO PROYECTADO SIMULADO T-1401					
PROPIEDADES	CORRIENTES DE ENTRADA			CORRIENTES DE SALIDA	
	PLATFORMADO	SOLVENTE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Gravedad Especifica	0,84	1,26	0,83	0,75	1,09
Densidad (lb/ft ³)	52,80	78,49	51,86	47,26	68,40
Flujo Vol. (BPD)	5.670,37	11.437,34	3.685,72	1.084,20	19.546,20
Flujo Másico (LBH)	70.034,81	210.009,64	44.715,80	11.986,18	312.774,06
T (°F)	86,00	196,00	96,01	195,71	155,35
P (psia)	164,70	155,05	131,70	78,00	94,70
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SULFOLANE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
No Aromáticos	18,48	0,00	33,82	93,63	5,38
Benceno	0,48	0,00	6,82	0,00	1,08
Tolueno	40,06	0,00	46,80	0,00	15,66
EB+m,p Xilenos	23,59	0,00	6,51	0,08	6,21
O-xileno	9,39	0,00	2,92	0,03	2,52
C9+ CUMENO	7,99	0,00	3,01	0,00	2,22
Hidrocarburo	100,00	0,00	99,88	93,74	33,08
Sulfolane	0,00	98,36	0,11	6,23	65,82
Agua	-	1,64	0,01	0,02	1,10
% Peso (g/100g)	PLATFORMADO	SULFOLANE	RECICLO D1401	RAFINATO	EXTRACTO
Agua	-	1,60	0,00	0,00	1,10
Sulfolane	-	98,40	0,10	6,20	65,80
HC AROM	81,50	0,00	66,10	0,10	27,70
HC NO AROM	18,50	0,00	33,80	93,60	5,40
HC Total	100,00	0,00	100,00	93,70	33,10

Tabla 22. Resultados del balance de masa y energía obtenidos en el modelo para el caso proyectado.

CASO PROYECTADO T-1401 Balance de masa y energía	Entrada			Salida	
PROPIEDADES	Platformado	Solvente	Reciclo	Rafinado	Extracto
Vapour / Phase Fraction	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperature [F]	86,00	196,00	96,01	195,71	155,35
Pressure [psia]	164,70	155,05	131,70	78,00	94,70
Molar Flow [lbmole/hr]	697,11	1910,03	466,74	113,82	2960,05
Mass Flow [lb/hr]	70034,81	210009,64	44715,80	11986,18	312774,06
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5700,00	11400,00	3710,33	1090,54	19719,79
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-17629,87	-182625,74	-24114,58	-90947,10	-122367,34
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-19,52	-17,17	-27,01	-5,37	-18,65
Heat Flow [Btu/hr]	-12290082,12	-348824322,36	-11255280,37	-10351972,86	-362217689,89
Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5670,37	11437,34	3685,72	1084,20	19546,20

Fuente: Modelo proyectado final.hsc. HYSYS.

Realizando la comparación de los flujos de energía de los intercambiadores de calor para el caso base, caso actual y caso proyectado comparado contra los valores de diseño presentados en la Tabla 23, se observa que para el caso proyectado los intercambiadores E-1406, E-1407 y el E-1408 este valor se incrementa por encima del 20% del valor del caso actual. Esta condición representa una limitación para cumplir con el caso proyectado en la unidad U-1400. Se recomienda realizar el cambio de estos equipos según los requerimientos del caso proyectado.

Tabla 23. Flujos de energía de intercambiadores de calor de la unidad U-1400.

INTERCAMBIADOR	SERVICIO	CASO BASE	CASO ACTUAL	CASO POYECTADO
E-1401	Enfriador carga solvente T-1401	7.350.000	7.390.000	8.050.000
E-1403	Enfriador de Rafinato	1.320.000	1.060.000	655.000
E-1404	Re-hervidor fondo T-1403	14.700.000	16.800.000	17.800.000
E-1405	Condensador cima T-1403	8.600.000	11.000.000	12.000.000
E-1406	Re-hervidor fondo T-1404	4.900.000	7.320.000	9.500.000
E-1407	Re-hervidor fondo T-1405	9.700.000	12.100.000	14.900.000
E-1408	Condensador cima T-1405	19.400.000	21.500.000	29.600.000

Según la comparación de los flujos en el equipo rotativo para el caso base, caso actual y caso proyectado comparado contra los valores de diseño presentados en la Tabla 24, se observa que para los equipos P-1402, P-1405, P-1406 y P-1409 este valor se encuentra fuera del rango de operación de flujo mínimo y máximo del valor de diseño en el caso proyectado. Esta condición representa una limitación para cumplir con el caso proyectado en la unidad U-1400. Se recomienda realizar el cambio de estos equipos según los requerimientos del caso proyectado.

Tabla 24. Flujo de equipo rotativo de la unidad U-1400.

EQUIPO ROTATIVO	SERVICIO	FLUJO MINIMO	FLUJO MAXIMO	CASO BASE	CASO ACTUAL	CASO POYECTADO
P-1401	Carga T-1401	3.840	6.583	4.967	5.459	5.670
P-1402	Rafinato	1.931	4.526	2.385	1.728	1.064
P-1403	Fondos T-1403	11.568	19.831	12.124	13.435	14.853
P-1404	Carga Agua-Svte T-1404	300	617	310	317	354
P-1405	Reflujo T-1403	1.128	2.184	2.153	2.174	4.059
P-1406	Fondos T-1404	360	617	590	607	827
P-1407	Solvente Pobre	7.656	13.125	10.033	11.025	11.507
P-1409	Reflujo T-1405	2.554	4.361	3.153	3.577	4.894

5.1.7. Parámetros de desempeño torre extractora T-1401. Los parámetros de desempeño de la torre T-1401 presentados en la Tabla 25 a partir de los resultados obtenidos en el modelo para el caso base, caso actual y caso proyectado.

El incremento del 7% peso en la extracción de aromáticos respecto al caso base tiene relación directa con el incremento de contenido de aromáticos en la carga a la T-1401 como consecuencia de la afinidad del solvente Sulfolane® a los compuestos aromáticos, mejorando su desempeño de extracción.

La relación solvente carga se mantuvo constante en los tres casos, ya que para la unidad U1400 Sulfolane la relación recomendada es de 2:1. Cabe mencionar que la menor relación de solvente carga en sistemas de extracción líquido-líquido de aromáticos es para el Sulfolane®. También se presenta un 50% menos de pérdida de solvente según el parámetro de arrastre de solvente en el rafinato, debido a un menor flujo de rafinato bajo las condiciones de operación del modelo.

La relación reciclo carga se mantiene muy parecida en el caso base y caso actual, sin embargo, para el caso proyectado se incrementa en un 50% respecto al caso base como consecuencia del menor contenido de no aromáticos en la carga de entrada a la torre extractora T-1401.

Tabla 25. Parámetros de desempeño en la extracción líquido-líquido para la T-1401 para el caso base, caso actual y caso proyectado en el simulador ASPEN HYSYS 8.8 ®.

PARAMETROS DESEMPEÑO T-1401	CASO BASE	CASO ACTUAL	CASO PROYECTADO
Carga Platformado (BPD)	4.967,94	5.459,00	5.670,37
Agua (% peso)	0,00	0,00	0,00
Sulfolane (% peso)	0,00	0,00	0,00
HC AROM (% peso)	62,36	70,81	81,52
HC NO AROM (% peso)	37,64	29,19	18,48
TOTAL	100,00	100,00	100,00
Producto Extracto (BPD)	14.481,64	17.083,04	19.546,20
Agua (% peso)	1,25	1,19	1,10
Sulfolane (% peso)	74,77	71,06	65,82
HC AROM (% peso)	21,67	24,68	27,69
HC NO AROM (% peso)	2,31	3,07	5,38
Producto Rafinado (BPD)	2.385,36	1.728,42	1.084,20
Agua (% peso)	0,04	0,03	0,02
Sulfolane (% peso)	5,14	4,58	6,23
HC AROM (% peso)	8,86	1,47	0,11
HC NO AROM (% peso)	85,96	93,91	93,63
Recuperación aromáticos (% peso)	92,02	99,61	99,99
Arrastre Solvente en Rafinado (% peso)	0,72	0,42	0,36
Relación solvente/carga (Barril/Barril)	2,00	2,00	2,00
Relación reciclo/carga (Barril/Barril)	0,43	0,45	0,65

5.1.8. Validación del modelo de la torre extractora T-1401. Como conclusión el modelo propuesto, en términos generales, permite evaluar los flujos de energía,

flujos volumétricos y obtener la información correspondiente a los porcentajes en peso de los componentes Sulfolane, aromáticos, no aromáticos y agua de las corrientes de salida de la torre extractora T-1401 reproducible tanto para el caso base, caso actual y caso proyectado.

5.2. SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA

Según la información disponible derivada de los modelos de simulación, las corridas de planta e información suministrada por los fabricantes de tecnología en documentos comerciales, publicaciones y consultas; se consolidaron datos que fueron utilizados para obtener las estimaciones necesarias para ser utilizados como referencia para la evaluación de criterios y sub-criterios definidos para la aplicación del PAJ. En primer lugar, se observan en la Tabla 26 las capacidades de procesamiento y rendimientos de las diferentes tecnologías disponibles.

Tabla 26. Parámetros de desempeño esperados para la torre T-1401 a partir de la revisión de tecnologías comercialmente disponibles para extracción de productos aromáticos.

PARAMETROS DE DESEMPEÑO	RDC	PLATOS SHELL HIFI	PLATOS MU	EMPAQUES SMR
Recuperación de Aromáticos (%Peso)	99,61%	96,27% ⁶	91,24%	93,61% ⁷
Extracción (% Volumen)	62%	61%	58%	62%
Pérdida de Sulfolane (%Peso)	0,42% ⁸	< 0,18%	< 0,18%	< 0,18%
Máxima Carga de Procesamiento (BPD)	5492	5864 ⁹	6802 ¹⁰	5160 ¹¹
Aromatización de Máx. Carga (%Peso)	70%	70%	70%	70%

⁶ [49]

⁷ [33]

⁸ [61]

⁹ [49]

¹⁰ [60]

¹¹ [33]

Los parámetros de la tecnología RDC se tomaron a partir de los resultados del modelo de la simulación para el caso actual de la torre extractora de la unidad U-1400. El porcentaje del contenido de aromatización de la carga de procesamiento actual (70%) se utilizó para las demás tecnologías, considerándolo como un valor mínimo esperado, teniendo en cuenta que puede cumplirse con los requerimientos de diseño de los intercambiadores y equipo rotativo actualmente en operación tal como se analizó en el capítulo 5 para el caso actual. Para la tecnología de platos, los platos tipo MU mantuvieron el dato de recuperación de aromáticos del diseño original de la torre T-1401, con un menor porcentaje de extracción frente a los platos tipo Shell HiFi.

Así mismo, en la Tabla 27 se presentan los costos de inversión asociados a la implementación de las tecnologías según los valores disponibles y las diversas consultas realizadas a los diferentes propietarios de las tecnologías.

También se calcula la utilidad operacional por día en base a los casos de negocio evaluados por la Coordinación de Economía y Gestión de la Refinería, donde se tiene en cuenta el comportamiento del mercado, indicadores internacionales de precios y costos operativos generados por las unidades de proceso:

- El precio de venta de extracto es de 91,22 USD\$/Barril.
- El precio de venta de rafinato es de 50 USD\$/Barril.
- El costo operativo de la U-1400 es de 5,40 USD\$/Barril.
- El costo de la materia prima es de 66,04 USD\$/Barril.

Tabla 27. Ingresos y costos estimados en la unidad U-1400 a partir de la revisión de tecnologías comercialmente disponibles para la extracción de productos aromáticos.

INDICADORES	ACTUAL	RDC	PLATOS SHELL HIFI	PLATOS MU	EMPAQUES SMR
Extracción (% Volumen)	56%	62%	61%	58%	62%
Carga Evaluada (BPD)	5.492,00	5.492,00	5.492,00	5.492,00	5.492,00
Aromatización carga (% Peso)	70%	70%	70%	70%	70%
Flujo Extracto Aromático (BPD)	3.068,00	3.393,70	3.348,30	3.173,57	3.378,95
Flujo Refinado (BPD)	2.424,00	2.098,30	2.143,70	2.318,43	2.113,05
COSTOS INVERSIÓN (USD\$)	0	333.081,00 ¹²	1.005.000,00	1.045.000,0	418.000,00
Costo Equipo (USD\$)	0	111.027,00	185.000,00	225.000,00 ¹³	8.000,00 ¹⁴
Instalación-Montaje (USD\$)	0	222.054,00	820.000,00	820.000,00	410.000,00
INGRESOS (USD\$/Barril)	401.062,96	414.488,13	412.628,76	405.414,58	408.811,43
Ingreso de venta Extracto (USD\$/Barril)	279.862,96	309.572,91	305.458,12	289.493,10	297.010,35
Ingreso de venta Refinado (USD\$/Barril)	121.200,00	104.915,22	107.170,64	115.921,47	111.801,08
COSTOS OPERATIVOS U1400 (USD\$/Barril)	29.656,80	29.656,80	29.656,80	29.656,80	29.656,80
COSTOS MATERIA PRIMA (USD\$/Barril)	362.691,68	362.691,68	362.691,68	362.691,68	362.691,68
UTILIDAD OPERACIONAL (USD\$/DIA)	8.714,48	22.139,65	20.280,28	13.066,10	16.462,95

Para efectos del análisis jerárquico, los platos de alta eficiencia Shell Hifi y los platos de alta eficiencia MU, se cuentan como una sola alternativa, teniendo en cuenta que la información suministrada para la estimación de los parámetros de desempeño como para estimar la inversión, presentan un cierto nivel de incertidumbre que no permiten una evaluación por separado, por lo que se decide tomar un promedio de los dos costos de inversión. De esta manera, la alternativa 1

¹² [64]

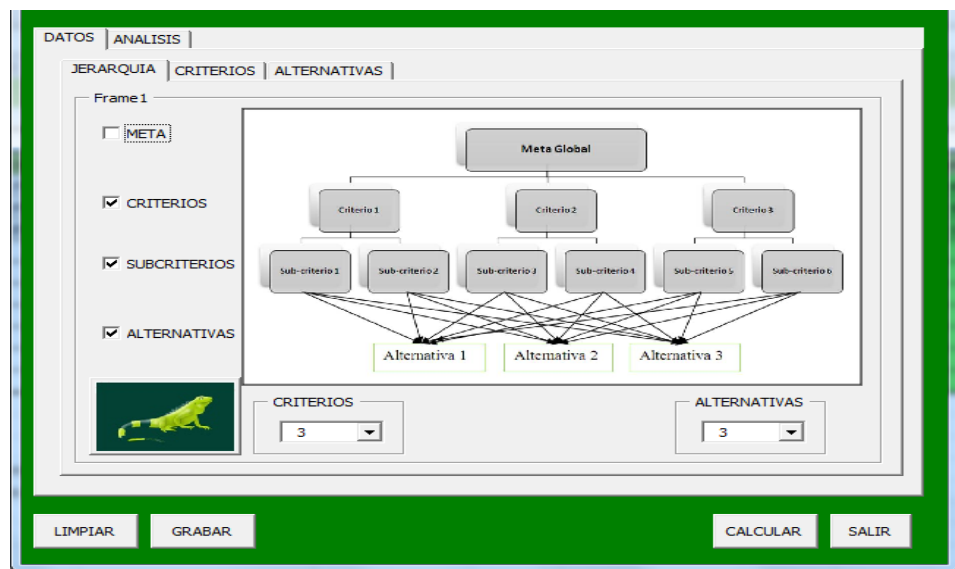
¹³ [60]

¹⁴ [57]

corresponde a la tecnología RDC, la alternativa 2 corresponde a la tecnología de platos de alta eficiencia (MU y Shell HiFI) y la alternativa 3 corresponde a la tecnología de empaques tipo SMR.

Con esta información fue posible realizar un análisis de selección de alternativas cuantitativo para los criterios y sub-criterios evaluados en el Proceso Analítico Jerárquico con la herramienta EcoMED® como se muestra en la Figura 9.

Figura 9. Análisis PAJ con herramienta EcoMED® para la selección de la mejor alternativa de tecnología para incrementar la recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401.



a) Formulario Jerarquía de EcoMED® para cargue de alternativas, criterios y sub-criterios.

Figura 9. (Continuación)

PROCESO ANALITICO JERARQUICO

DATOS | ANALISIS |

JERARQUIA | CRITERIOS | ALTERNATIVAS |

A1 RECUPERACIÓN DE RDC

A2 INSTALACIÓN DE PLATOS DE ALTA EFICIENCIA

A3 INSTALACIÓN DE LECHO EMPACADO TIPO SMR

LIMPIAR GRABAR CALCULAR SALIR

b) Formulario de cargue de alternativas.

PROCESO ANALITICO JERARQUICO

DATOS | ANALISIS |

JERARQUIA | CRITERIOS | ALTERNATIVAS |

C1 CONFIABILIDAD 3 Sub Crt

C2 COSTOS 2 Sub Crt

C3 BENEFICIOS 2 Sub Crt

LIMPIAR GRABAR CALCULAR SALIR

UserForm6

C1 CONFIABILIDAD SALIR

SC1 INCREMENTO DE AROMÁTICOS

SC2 CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO

SC3 DESEMPEÑO CON SULFOLANE

c) Formularios de cargue de criterios y sub-criterios.

Figura 9. (Continuación)

The image displays two side-by-side screenshots of a software interface titled "UserForm6".

The left window is titled "C3 BENEFICIOS" and contains two sub-criteria:

- SC1 INGRESO OPERACIONAL
- SC2 OTROS INCENTIVOS

The right window is titled "C2 COSTOS" and contains two sub-criteria:

- SC1 EQUIPOS
- SC2 INSTALACIÓN

Both windows have a "SALIR" button in the top right corner.

d) Formularios de cargue de criterios y sub-criterios.

Fuente: EcoMED®.

La valoración que se realizó a los criterios se presenta en la Figura 10, donde se determinan estos porcentajes a partir de la comparación de los parámetros de desempeño obtenidos para cada alternativa de tecnología evaluada utilizando la escala Saaty [37]. Para el caso del criterio de confiabilidad se definieron los subcriterios como el incremento de aromáticos, capacidad de procesamiento y desempeño con Sulfolane® otorgando mayores valores a los parámetros que se destacan entre cada tecnología, a partir de los datos de operación, experiencia en la operación de algunas de estas tecnologías y máximas capacidad de carga según experiencia comercial, corridas de aceptación y máxima carga presentados en la Tabla 26. Para el criterio de beneficios, se utilizaron los valores obtenidos del cálculo de la utilidad operacional según los de costos de compra de materia prima, costo de venta de extracto aromáticos y costos operativos aplicados a cada tecnología a evaluar presentados en la Tabla 27. Para el criterio de costos se tuvieron en cuenta para esta valoración la información comercialmente disponible

de fabricantes y licenciarios, y estado del arte referente a costos de equipos y costos de instalación presentados en la Tabla 27.

El EcoMED® también cuenta con la verificación de consistencia que tiene el método PAJ donde las columnas de la matriz de comparación deben ser linealmente dependientes. Si el grado de consistencia es inaceptable, se deben reconsiderar los juicios sobre las comparaciones pareadas para dar continuidad al análisis. Como parte de la verificación de consistencia, se calcula la razón de consistencia que es la relación del índice de consistencia y el índice aleatorio, este último depende del número de elementos que se comparan [36].

Figura 10. Valoración según escala Saaty de criterios, sub-criterios y comparación por pares para la selección de la alternativa de tecnología disponible para incrementar la recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401

UserForm5

INCREMENTAR LA RECUPERACIÓN AROMÁTICOS EN LA TORRE EXTRACTORA

Consistente

VALORAR SALIR

	C1	C2	C3
C1	1	9	7
C2	0	1	1/3
C3	0	0	1

UserForm4

CONFIABILIDAD

Consistente

VALORAR SALIR

	SC1	SC2	SC3
SC1	1	4	1/2
SC2	0	1	1/4
SC3	0	0	1

UserForm4

C2 COSTOS Consistente VALORAR SALIR

	SC1	SC2
SC1	1	8
SC2	0	1

UserForm4

C3 BENEFICIOS Consistente VALORAR SALIR

	SC1	SC2
SC1	1	8
SC2	0	1

COMPARACION POR PARES

SC2 INCREMENTO DE AROMÁTICOS Consistente VALORAR SALIR

	A1	A2	A3
A1	1	7	9
A2	0	1	3
A3	0	0	1

COMPARACION POR PARES

SC3 CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO Consistente VALORAR SALIR

	A1	A2	A3
A1	1	1/6	4
A2	0	1	9
A3	0	0	1

COMPARACION POR PARES

SC2 EQUIPOS Consistente VALORAR SALIR

	A1	A2	A3
A1	1	7	1/3
A2	0	1	1/9
A3	0	0	1

COMPARACION POR PARES

SC3 INSTALACIÓN Consistente VALORAR SALIR

	A1	A2	A3
A1	1	7	4
A2	0	1	1/4
A3	0	0	1

Figura 10. (Continuación)

The figure displays three screenshots of the 'COMPARACION POR PARES' (Pairwise Comparison) interface, each for a different criterion (SC4, SC2, and SC3). Each window shows a 3x3 matrix for alternatives A1, A2, and A3, with a 'Consistente' status and 'VALORAR'/'SALIR' buttons.

SC4: DESEMPEÑO CON SULFOLANE

	A1	A2	A3
A1	1	2	3
A2	0	1	4
A3	0	0	1

SC2: INGRESO OPERACIONAL

	A1	A2	A3
A1	1	1/4	4
A2	0	1	6
A3	0	0	1

SC3: OTROS INCENTIVOS

	A1	A2	A3
A1	1	1/8	1/8
A2	0	1	1
A3	0	0	1

Fuente: EcoMED.

Según los resultados obtenidos de la aplicación del método PAJ presentados en la Tabla 28, la mejor opción es llevar a cabo la alternativa 1, que consiste en la recuperación del sistema RDC, obteniendo un 49,8 % como solución de acuerdo a los criterios y parámetros evaluados. Se debe tener en cuenta que esta alternativa representa el 99,61% peso de porcentaje de recuperación de aromáticos en la torre extractora T-1401 frente a las demás alternativas, tiene una menor inversión equivalente a 333.081,00 USD\$ (ya que se cuenta con parte de la infraestructura instalada), y una confiabilidad mayor respecto a las demás alternativas evaluadas con capacidad de aumentar el rendimiento de extracción en la torre.

Tabla 28. Resultados de aplicación del Proceso Analítico Jerárquico (PAJ) para la selección de la mejor alternativa.

ALTERNATIVAS	CONFIABILIDAD	COSTOS	BENEFICIOS	SOLUCIÓN
<i>A1 RECUPERACION RDC</i>	56,7%	33,8%	22,3%	49,8%
<i>A2 PLATOS ALTA EFICIENCIA MU/HIFI</i>	33,2%	5,9%	64,9%	36,3%
<i>A3 LECHO EMPACADO TIPO SMR</i>	10,0%	60,3%	12,8%	13,9%

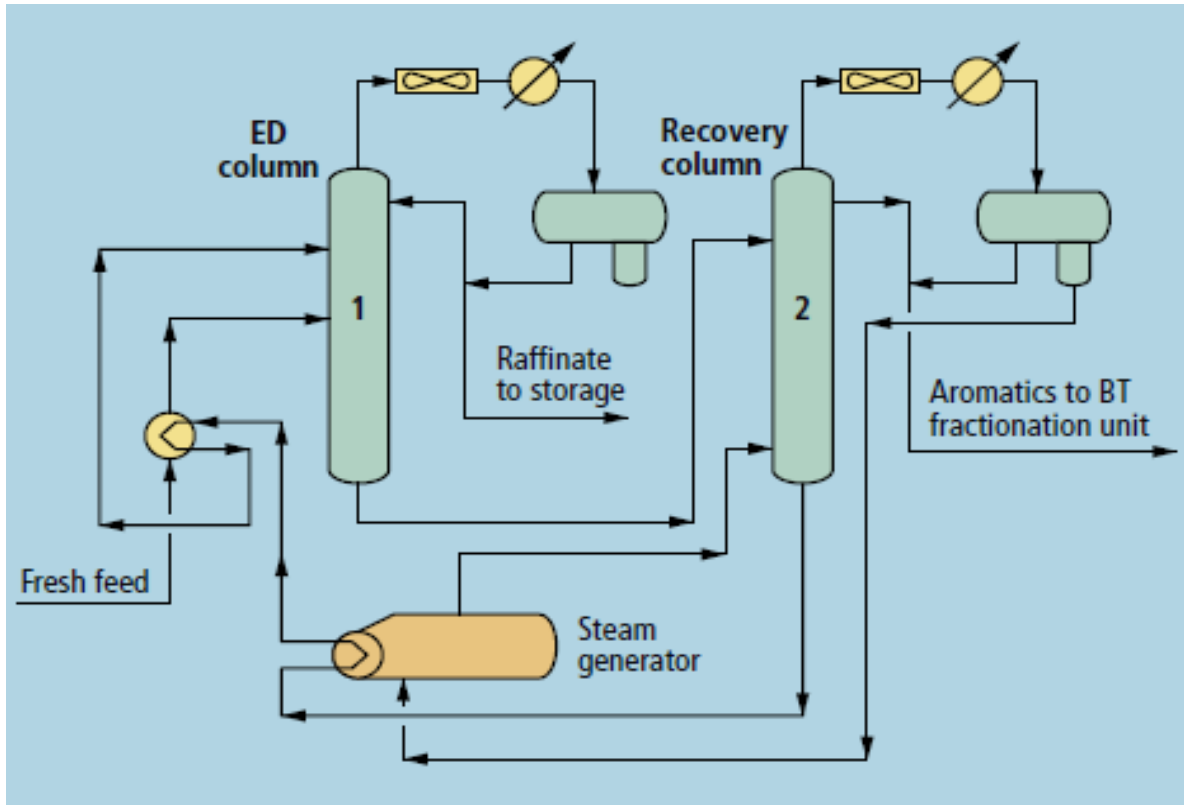
Fuente: EcoMED®.

5.3. ESQUEMA DE OPERACIÓN DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA

El esquema de operación de destilación extractiva permite integrar los procesos de extracción de aromáticos con un solvente y la rectificación de no aromáticos del extracto obtenido en una sola torre. Como se observa en la Figura 11, la torre 1 estaría compuesta por dos secciones, la sección superior empacada compuesta por la mitad de las etapas de extracción y la sección inferior con platos como zona de rectificación, en este caso se tendrá que calcular las dimensiones de la torre 1 con el fin de evaluar la reutilización del casco e internos de las torres T-1401 y T-1403. La torre 2 de recuperación de solvente en vacío seguiría siendo la torre T-1405 que se mantiene en el esquema de operación de manera independiente cumpliendo la función del proceso actual.

La torre 1 estaría compuesta por 77 etapas conformadas por 32 etapas de sección empacada y 45 etapas de platos, con un re-hervidor de fondo y un condensador de cima según los resultados obtenidos en una simulación de referencia realizada para extracción de aromáticos con este tipo de diseño como se muestra en la Figura 12 [44].

Figura 11. Esquema de destilación extractiva con solvente Sulfolane® de UOP LLC.



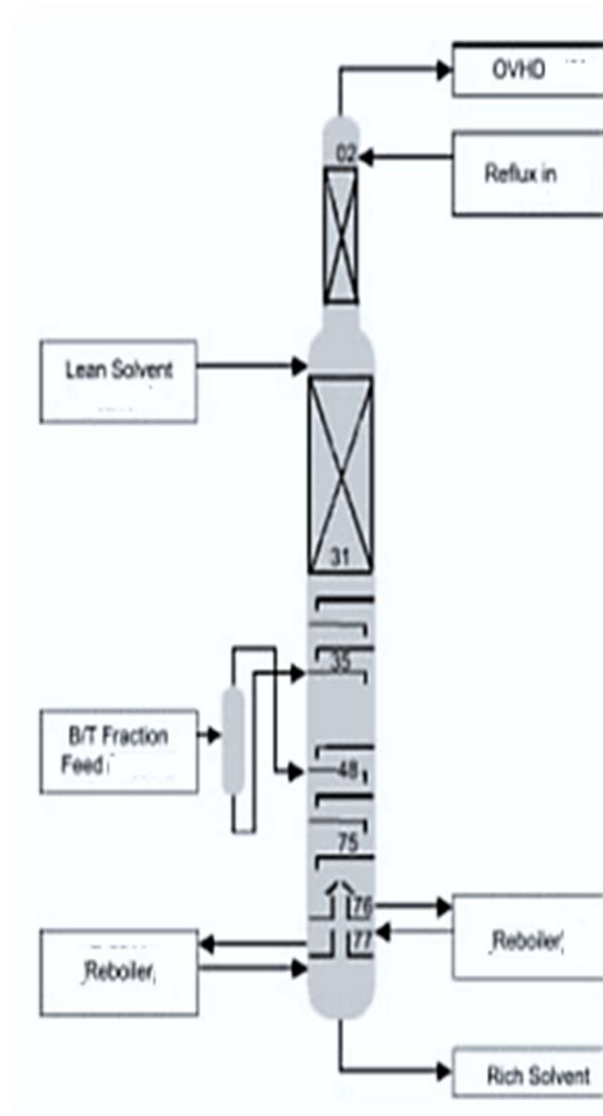
Fuente: AXENS.

Los flujos y composiciones estimados a partir de los rendimientos del caso estudio se muestran en la Tabla 29. Se observa que la recuperación de aromáticos (99,65%) es mayor a la recuperación actual (96,42%). Así mismo, la relación de reciclo/carga aumenta debido a que existe un mayor reflujo en este tipo de torre.

Al implementar el esquema de destilación extractiva, una de las mayores ventajas es la reducción en consumo de servicios industriales que según comparación de índices de consumos por tonelada cargada del proceso de destilación extractiva y

el proceso tradicional de extracción líquido-líquido donde se puede calcular una diferencia para el caso de consumo de vapor de - 27%, para energía eléctrica de - 56% y para agua de enfriamiento de - 81% como se muestra en la Tabla 30.

Figura 12. Esquema de torre de destilación extractiva de referencia



Fuente: MIN, S. K, et al. Simulation of the Aromatic Recovery Process by Extractive Distillation. *Korean Journal of Chemical Engineering*, vol. 19, nº 6, pp. 996-1000, 2002.

Tabla 29. Parámetros de desempeño, del esquema de destilación extractiva para extracción de productos aromáticos a partir de nafta de reformado para T-1401, caso actual, caso base y caso proyectado.

PARAMETROS DESEMPEÑO T-1401	CASO BASE	CASO ACTUAL	CASO PROYECTADO
Carga Platformado (BPD)	4.967,94	5.459,00	5.670,37
Agua (% peso)	0,00	0,00	0,00
Sulfolane (% peso)	0,00	0,00	0,00
HC AROM (% peso)	62,36	70,81	81,52
HC NO AROM (% peso)	37,64	29,19	18,48
Producto Extracto (BPD)	3.197,27	3.465,93	4.140,85
Agua (% peso)	1,33	1,29	1,26
Sulfolane (% peso)	79,96	77,72	75,45
HC AROM (% peso)	15,91	17,97	20,84
HC NO AROM (% peso)	2,80	3,01	2,45
Producto Rafinado (BPD)	2.431,93	2.026,07	1.529,15
Agua (% peso)	0,00	0,00	0,00
Sulfolane (% peso)	0,00	0,00	0,00
HC AROM (% peso)	0,12	0,21	0,47
HC NO AROM (% peso)	99,88	99,79	99,53
Recuperación aromáticos (% peso)	99,65	99,65	99,65
Arrastre solvente en rafinado (% peso)	>0,18	>0,18	>0,18
Relación solvente/carga (Barril/Barril)	2,00	2,00	2,00
Relación reciclo/carga (Barril/Barril)	1,46	0,99	0,49

Así mismo, el costo de la inversión se reduce en 1.700.000 USD\$, al compararlo con el costo de inversión en un proceso de extracción líquido-líquido. Estos costos ISBL (In-Side Limits Battery) se calculan basados en los límites de batería de carga, en un proceso de extracción líquido-líquido y un proceso de destilación extractiva con Sulfolane® para una carga de reformado catalítico al 68% volumen de contenido de aromáticos por US Gulf Coast Site Inc en el año 2003 [48].

Tabla 30. Costos ISBL del esquema de operación con extracción líquido-líquido y esquema de operación con destilación extractiva usando Sulfolane® para extracción de aromáticos a partir de una nafta del 68% volumen de aromáticos con una carga de 158000 Ton/año. [48]

COSTOS ISBL	PROCESO EXTRACCIÓN LÍQUIDO- LÍQUIDO CON SULFOLANE	PROCESO DESTILACIÓN EXTRACTIVA CON SULFOLANE	% DIFERENCIAL
CARGA (TON/AÑO)	158.000,00	158.000,00	-
INVERSIÓN (USD\$)	8.500.000,00	6.800.000,00	-20%
FACTOR DE COSTO (USD\$/TON)	53,80	43,04	-20%
SERVICIOS INDUSTRIALES POR TON CARGA			
ELECTRICIDAD (KWH)	6,20	2,70	-56%
VAPOR (TON)	0,48	0,35	-27%
AGUA ENFRIAMIENTO (m ³)	13,50	2,50	-81%

A continuación, se presentan en la Tabla 31 los resultados de la evaluación económica para las mismas condiciones de carga de 5492 BPD (257.366 Ton/año) y aromatización del caso actual de operación de la unidad U-1400 a partir de los rendimientos estimados para un esquema de destilación extractiva, y teniendo en cuenta una inversión total que incluye equipos e instalación estimada a partir del factor de costos por tonelada cargada ISBL de 43,04 USD\$ por Tonelada de carga/ año, obteniéndose 11.076.514 USD\$. Una opción de disminuir los costos de inversión en equipos seria aprovechar los intercambiadores E-1401 A/B, E-1407 y E-1408A/B, la torre T-1405 y el equipo rotativo P-1401 A/B, P-1407 A/B, P-1409 A/B como parte de un análisis de condición mecánica según una inspección técnica debido a que estos equipos han operado por más de 40 años. También como parte de la reducción de costos operativos por menor consumo de servicios industriales se aplica un porcentaje conservador del 25% menor en los costos operacionales por barril cargado respecto a un valor máximo del promedio de 55% de reducción de consumo de servicios industriales a partir de las cantidades descritas en la Tabla 30.

Tabla 31. Ingresos y costos estimados del esquema de destilación extractiva para extracción de productos aromáticos a partir de nafta de reformado para T-1401.

INDICADORES	OPERACION ACTUAL	ALTERNATIVA RDC	DESTILACIÓN EXTRACTIVA
Recuperación de Aromáticos (%Peso)	96,42	99,61	99,65
Extracción (% Volumen)	56%	62%	63%
Carga Evaluada (BPD)	5.492,00	5.492,00	5.492,00
Aromatización carga (% Peso)	70%	70%	70%
Flujo Extracto Aromático (BPD)	3.068,00	3.393,70	3.465,93
Flujo Rafinado (BPD)	2.424,00	2.098,30	2.026,07
COSTOS INVERSIÓN (USD\$)	0	333.081,00	11.076.514,72 ¹⁵
Costo Equipo (USD\$)	0	111.027,00	5.538.257,36
Instalación-Montaje (USD\$)	0	222.054,00	5.538.257,36
INGRESOS (USD\$/Barril)	401.062,96	414.488,13	417.465,54
Ingreso de venta Extracto (USD\$/Barril)	279.862,96	309.572,91	316.161,93
Ingreso de venta Rafinado (USD\$/Barril)	121.200,00	104.915,22	101.303,61
COSTOS OPERATIVOS U1400 (USD\$/Barril)	29.656,80	29.656,80	22.242,60
COSTOS MATERIA PRIMA (USD\$/Barril)	362.691,68	362.691,68	362.691,68
UTILIDAD OPERACIONAL (USD\$/DIA)	8.714,48	22.139,65	32.531,26

La utilidad operacional por día para el caso de destilación extractiva es de 32.531,26 USD\$, siendo mucho mayor que la operación actual, lo que sería una alternativa atractiva económicamente.

5.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para la evaluación económica se tuvieron en cuenta como alternativa 1, la torre T1401 en su configuración actual considerando la recuperación de los platos RDC, y como alternativa 2 la nueva configuración como torre de destilación extractiva.

¹⁵ [48]

Los datos que se usaron como base para la evaluación económica en ambos casos se observan en la Tabla 32.

Las tecnologías se evaluaron por medio del indicador de rentabilidad Valor Presente Neto (VPN), el cual para la alternativa 1 (recuperación de RDC en la torre T-140) dio un total de 31.489.063,58 USD\$, en un periodo de 10 años. Para el caso de la destilación extractiva el VPN dio un valor de 35.463.202,30 USD\$. También se muestran los resultados para el primer año de la ejecución de cada alternativa, el VPN y el tiempo de recuperación de la inversión en cada una, el cual resulta de un año para la alternativa 1 (recuperación sistema RDC) y de dos años para la destilación extractiva. Ambos casos presentan un flujo de caja muy similar.

Como se puede observar el VPN de la alternativa 1 (recuperación de sistema RDC) es ligeramente menor que el VPN para el caso de implementación de un proceso de destilación extractiva, debido a la menor inversión que se realizaría al adecuar y habilitar el sistema RDC el cual cuenta con una infraestructura ya instalada en la U1400 Sulfolane de la planta de aromáticos. Sin embargo, si el escenario fuese escoger una de las dos opciones de recuperación de aromáticos con Sulfolane® en un nuevo proyecto resultaría más atractivo seleccionar la destilación extractiva para implementar, dadas sus ventajas relacionadas con una disminución en la inversión debido a una menor cantidad de equipos a instalar, logrando así una disminución de costos operativos, costos de mantenimiento y también una reducción importante en el consumo de servicios industriales.

Tabla 32. Evaluación económica de la alternativa 1 recuperación de RDC y la alternativa de destilación extractiva para el primer año.

	ALTERNATIVA 1 RECUPERACIÓN RDC		ALTERNATIVA DESTILACIÓN EXTRACTIVA	
Años	10		10	
IMPUESTOS	32%		32%	
DÍAS DE OPERACIÓN	344		344	
CARGA PLATFORMADO BPD	5492		5492	
FLUJO EXTRACTO AROMÁTICO BPD	3393,69		3460	
FLUJO RAFINADO BPD	2098,3		2032	
	Año 0	Año 1	Año 0	Año 1
INVERSIÓN FIJA Estimada USD\$	333.081,00		11.076.514,72	
INGRESOS OPERACIONALES USD\$		42.583.917,54		143.940.745,16
Ingresos Extracto USD\$		106.493.081,76		108.888.055,16
Ingresos Rafinado USD\$		36.090.835,78		35.052.690,00
COSTOS OPERACIONALES USD\$		134.967.877,12		132.802.326,60
Costos Operativos USD\$		10.201.939,20		7.673.697,00
Costo Materia prima USD\$		124.765.937,92		125.128.629,60
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS USD\$		7.616.040,42		11.138.418,56
IMPUESTOS USD\$		2.437.132,93		3.564.293,94
UTILIDAD OPERACIONAL USD\$		5.178.907,49		7.574.124,62
Valor Presente Neto VPN USD\$		31.489.063,58		35.463.202,30
Tiempo de recuperación (años)		1		2

Debido a esto, se recomienda recuperar la confiabilidad mecánica y eléctrica del sistema RDC de la torre extractora T-1401 aprovechando la infraestructura actualmente instalada, obteniendo un incremento en la utilidad operacional que actualmente es de 8.714,48 USD/día pasando a 22.139,65 USD/día debido a un incremento en la recuperación de aromáticos de 96,42% peso a 99,62% peso.

5.4.1. Análisis de sensibilidad económica tipo “Tornado”. Se realizó un análisis de sensibilidad que evalúa el grado en que la incertidumbre de cada elemento del análisis económico afecta al objetivo (en este caso el VPN) que se está estudiando cuando todos los demás elementos inciertos son mantenidos en sus valores de línea base. Los parámetros o variables independientes definidos para este análisis de sensibilidad del VPN fueron: el precio de la materia prima, el precio del extracto, la capacidad de carga, porcentaje (%) de extracción y los costos de inversión.

En la Figura 13, se observa el diagrama tipo “Tornado” para la alternativa 1 (recuperación de sistema RDC) en donde se puede observar que en un rango de 10% por encima y por debajo del valor actual, el parámetro de precio de materia prima y el precio del extracto son las que más afectan el valor del VPN hasta el punto de volver la alternativa no viable económicamente, evidenciando una susceptibilidad de la viabilidad debida a la fijación de precios del mercado.

En la Figura 14 se presenta el diagrama tipo “Tornado” para la opción destilación extractiva en donde también se puede observar que en un rango de 10% por encima y por debajo del valor actual, el parámetro de precio de materia prima y el precio del extracto son las que más afectan el valor del VPN hasta el punto de volver la alternativa no viable económicamente, evidenciando una susceptibilidad de la viabilidad debida a la fijación de precios del mercado. En el caso de variaciones de los parámetros como carga de platformado e inversión en el cálculo del VPN para las dos opciones de mejora en la recuperación de aromáticos en la torre extractora los valores son similares entre 23 y 32 MUSD\$.

Figura 13. Diagrama de tornado de alternativa 1 Recuperación de sistema RDC en la torre T-1401.

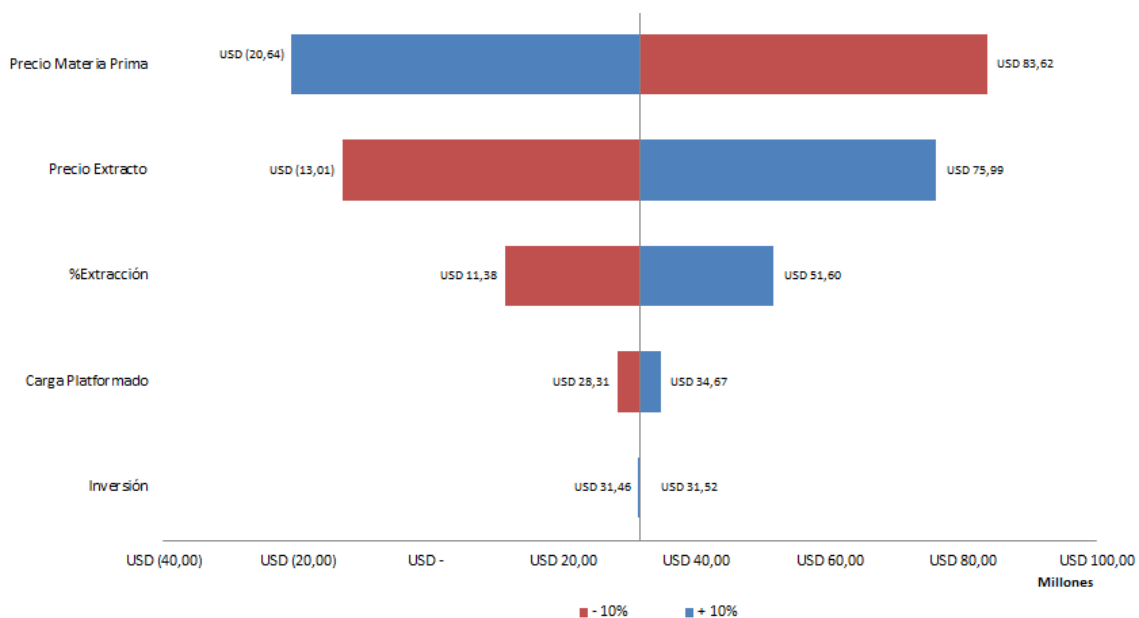
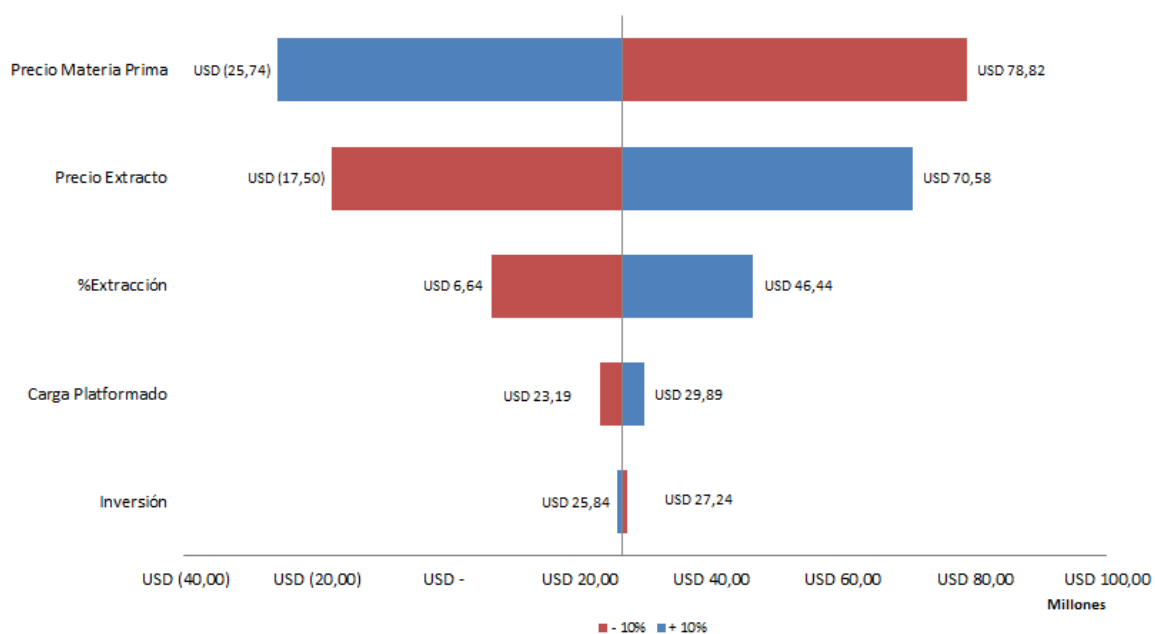


Figura 14. Diagrama de tornado de alternativa con destilación extractiva.



Como se puede observar la susceptibilidad de cambio en el VPN para la alternativa seleccionada de Recuperación de sistema RDC lo determinan el precio de la materia prima y precio de extracto principalmente, lo cual permite concluir que para la implementación de este tipo de tecnología estas variables deben ser analizadas previamente. Se puede ver observar que los parámetros de precio de extracto y % extracción tienen un efecto contrario en el VPN según el resultado obtenido de -13 y 11 MUSD\$ respectivamente.

Para el caso de destilación extractiva se presentó un comportamiento similar al registrado para precio de la materia prima y precio de extracto para la alternativa 1 recuperación de sistema RDC. Sin embargo, para los parámetros precio de extracto y % extracción los valores de VPN tuvieron una diferencia mayor de -17,5 MUSD y 6,64 MUSD. Se puede concluir que además de los precios de la materia prima y el extracto para destilación extractiva hay un efecto mayor sobre el VPN por cambios en el % de extracción frente a la alternativa de recuperación de RDC.

Teniendo en cuenta los resultados anteriores se pueden presentar mayores riesgos en la opción de destilación extractiva frente a la mayor inversión a realizar la cual debe ser cubierta con la utilidad operativa que resulta de la diferencia de ingresos por venta de productos menos los costos operativos. Para el caso de la alternativa de Recuperación de sistema RDC el riesgo se podría mitigar con un estricto control de los costos de inversión, y un adecuado desempeño operacional de la extractora RDC por el impacto en % de extracción.

6. CONCLUSIONES

- ✓ La torre extractora T1401 actualmente tiene una recuperación de compuestos aromáticos del 96,42% en peso, con una carga de platformado de 5492 BPD, lo que permite generar en la unidad U1300 utilidades diarias de 8.714,48 USD\$.

- ✓ La mejor alternativa disponible en el mercado que permita incrementar la capacidad de recuperación de compuestos aromáticos para la torre extractora T-1401 es la recuperación del sistema RDC, la cual aumentará la utilidad operacional de la planta a 22.139,65 USD\$/día debido a que permite incrementar la recuperación de aromáticos a 99,61% peso.

- ✓ A partir de la evaluación económica realizada se obtuvo como resultado que para la implementación de la alternativa de recuperación del sistema RDC en la torre extractora para incrementar el rendimiento de extracción de aromáticos el VPN fue de 31.489.063,58 USD\$ y para la implementación del esquema propuesto de destilación extractiva para recuperación de aromáticos con Sulfolane® el VPN fue de 35.463.202,30 USD\$. Este es mayor debido a la disminución de los costos operativos por año de 134.967.877,12 USD\$ a 132.802.326,60 USD\$ debido al menor número de equipos instalados y menor consumo de servicios industriales por la integración de las torres T-1401 y la T-1403, permitiendo una carga de 5492 BPD e incrementando la recuperación de aromáticos a 99,65% peso.

7. RECOMENDACIONES

1. Recuperar la confiabilidad mecánica y eléctrica del sistema RDC de la torre extractora T-1401 con las siguientes actividades:
 - Limpiar e inspeccionar en la próxima reparación general la torre extractora T-1401 con sus 74 discos y estatores del sistema de rotatorio de agitación con el fin de establecer su condición mecánica para su completa recuperación y posterior puesta en servicio.
 - Instalación y cableado del motor agitador modelo PTEM-20 RATIO 58.3-1 de 17 HP RATING de potencia con un factor de servicio de 1,5.
2. Realizar el análisis de riesgos específico para llevar a cabo una corrida de máxima eficiencia a la torre extractora T-1401 con su sistema RDC habilitado y confiable con una carga al 70%, 75% y 80% en peso de contenido de compuestos aromáticos con un valor inicial de 5492 BPD, incrementando este valor hasta alcanzar el máximo contenido de no aromáticos en el extracto producto que corresponde a 1500 ppm.
3. Realizar la evaluación de los resultados derivados de la corrida a máxima eficiencia de la torre extractora T-1401 para definir la máxima carga confiable en la unidad de extracción líquido-líquido U1400 Sulfolane.

4. Realizar la ingeniería conceptual para el cambio de operación de extracción líquido-líquido a operación con destilación extractiva en la unidad U-1400, que permita la evaluación y selección de los equipos bajo este nuevo esquema operativo por un menor costo por concepto de servicios industriales.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] ECOPETROL, Manual de Operaciones Planta Aromáticos, vol. 2, Barrancabermeja, 2012.
- [2] Ministerios de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial, de Minas y Energía, *Resolución 1180*, Colombia, 2006.
- [3] ECOPETROL S.A. Base de Datos Laboratorio Refinería Barrancabermeja Junio 2014. [En línea]. Disponible en: <http://bjaessilbl/integracion/InicioCDLab.aspx>. [Último acceso: 14 Agosto 2014].
- [4] Sigma Aldrich. Sulfolane. [En línea]. Disponible en: <http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/t22209?lang=en®ion=CO>. [Último acceso: 11 Septiembre 2017].
- [5] Chevron Phillips Chemical Company LP, «Specialty Chemicals,» Chevron Phillips Chemical Company LP, 2002.
- [6] M. O'Neil, The Merck Index An Encyclopedia of Chemicals, Drugs, and Biologicals, 13 ed., Whitehouse Station. N.J.: Merck and Co., Inc., 2001, p. 1597.
- [7] National Fire Protection Association, Fire Protection Guide to Hazardous Materials. 13 ed. : , 2002., p. 325104, 13 ed., Quincy, MA: National Fire Protection Association, 2002, pp. 325-104.
- [8] K. Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, vol. 1, New York: John Wiley and Sons, 1991, p. 135.
- [9] U.S. Coast Guard Department of Transportation, CHRIS Hazardous

Chemical Data, vol. II, Washington, D.C.: U.S.Government Printing Office, 1984-5.

- [10] L. Tian, W. Tang, M. Zhao y S. Gao, «Progress aromatics extraction technology.,» China, 2011.
- [11] R. Treybal, Operaciones de Transferencia de Masa, México: McGraw Hill, 1981, pp. 529-530.
- [12] J. F. Richardson, Chemical Engineering, Fifth ed., vol. II, Oxford: Butterworth, 2002, pp. 721-722.
- [13] F. M. Lee. Extractive Distillation. vol. II, p. 1022, 2000.
- [14] J. Costa y C. S, Curso de Ingeniería Química, Barcelona: Reverté, 1991, p. 49.
- [15] D. L. J. Z. X. Hao Huiqiu. Discussion aromatics extraction technology. Refining and Chemicals, 2009. [En línea]. Disponible en: <http://wenku.baidu.com/view/8770f269561252d380eb6e99.html>. [Último acceso: 15 Agosto 2014].
- [16] A. Borht, «Evaluación técnica-económica de esquemas de procesamiento para recuperación de benceno a partir de gasolinas o hidrocarburos mezclados,» Maracaibo, 2013..
- [17] W. d. Villiers, F. Seibert, G. Shiveler y J. Bravo. Tray technology enhances extraction. PTQ, 2007. [En línea]. Disponible en: www.digitalrefining.com/article/1000440. [Último acceso: 16 Agosto 2014].
- [18] K. B. Dutta, «Liquid-Liquid Extraction,» de *Principles Of Mass Transfer and Separation Processes*, vol. 8, New Delhi, PHI Learning Private Limited, 2007, pp. 450-459.

- [19] P. Wankat, *Equilibrium Staged Separations*, New York: Elsevier, 1988.
- [20] J. Seader, *Separation Process Principles*, John Wiley and Sons., 1999.
- [21] A. Uyazán, I. Gil, J. Aguilar, G. Rodríguez y L. Caicedo. Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol. *Ingeniería e Investigación*, vol. 26, nº 1, pp. 45-50, 2006.
- [22] GTC Technology. GT-BTX Plus. 2014. [En línea]. Disponible en: <http://www.gtctech.com/wp-content/uploads/GT-BTX-PluS2.pdf>. [Último acceso: 3 Diciembre 2015].
- [23] Z. YU, X.-J. JIN, Y.-F. WANG, Y.-F. LI y J. LI. Development and Application of SED Aromatics Extraction Technology. *Contemporary Chemical Industry*, vol. 42, nº 11, p. 1574, 2013.
- [24] V. Martínez, P. Alonso, J. López, M. Salado and J. Rocha Uribe. Simulación de procesos en Ingeniería Química. México DF, Plaza y Valdés S.A. de C.V., 2000, p. 193.
- [25] S. Godoy, N. Rodríguez y N. Scenna, 2008. [En línea]. Disponible en: http://www.modeladoeningenieria.edu.ar/mei/repositorio/catedras/intIV/apunt es/apunte_prop_termodinamicas.pdf. [Último acceso: 27 Noviembre 2016].
- [26] HYSYS. A Property Methods and Calculations. [En línea]. Available: <http://people.clarkson.edu/~wwilcox/Design/HYSYSpropSelect.pdf>. [Último acceso: 18 Septiembre 2017].
- [27] J. M. Smith, H. C. Van Ness y M. M. Abbott, *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química*, Séptima ed., México: McGraw Hill, 2007, pp. 447-449.
- [28] S. Walas, *Phase Equilibria in Chemical Engineering*, Boston: Butterworth,

1985.

- [29] J. Praunitz, R. Lichtenthaler y E. Gomes, *Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria*, Third ed., New Jersey, 1999, pp. 261-268.
- [30] Kirk-Othmer, "Encyclopedia of Chemical Technology," 5 ed., vol. 10, John Wiley & Sons, Inc, 2007, p. 778.
- [31] M. Resetarits and K. Yoneyama, "Multiple upcomer aromatics extraction trays," in *Solvent Extraction proceedings of international solvent extraction conference (Isec 90) Part B*, Japan, 1992.
- [32] G. Shivelor, "Modern Sieve Trays for Liquid-Liquid Extraction," in *Autumn AIChE National Meeting*, San Francisco, CA, 2013.
- [33] F. Weiyang, X. Wen, F. Li and L. Liu, "Application of High Efficiency Packing for Aromatic Extraction by Sulfolane," no. 04, pp. 28-30, 1998.
- [34] J. Rauber, «Design practice for packed liquid liquid extraction columns,» 2015.
- [35] P. García, «Una propuesta metodológica para la aplicación del Proceso Analítico Jerárquico en la selección de aerogeneradores,» Valencia, 2010.
- [36] G. Toskano. El proceso de análisis jerarquico (AHP) como herramienta para la toma de decisiones en la selección de proveedores. Lima, 2005.
- [37] T. L. Saaty. How to Make a Decision. *European Journal of Operational Research*, nº 48, pp. 9-26, 1990.
- [38] J. Buitrago, O. Muñoz, A. Prieto y A. Saldarriaga, *Instructivo Uso Herramienta Informática EcoMED*, Barrancabermeja: ECOPETROL S.A, 2016.

- [39] J. Cernoch y S. Dojcansky, Calculation of ternary liquid-liquid equilibria, 1977, pp. 1-6.
- [40] X. Nokukhanya Mavis. Liquid-liquid equilibria related to the separation of organic acids. Durban, 2012.
- [41] Y. Choi, T. Kwon, Y. Yeo y J. Korean. Optimization of the sulfolane extraction plant based on modeling and simulation. Hanyang, 2000.
- [42] L. Durango. Valorización del proceso de extracción de aromáticos en la planta de Petroquímica en Ecopetrol S.A. Medellín, 2016.
- [43] J. Torres, Rodríguez, Leandro, J. Pérez y L. Hoyos. Modelado de la extracción líquido-líquido de aromáticos con el solvente sulfolane en la refinería de Barrancabermeja. *Revista de Investigación*, vol. 1, nº 2, pp. 28-39, 2008.
- [44] S. K. Min, N. Sangyoup, C. Jungho y K. Hwayong. Simulation of the Aromatic Recovery Process by Extractive Distillation. *Korean Journal of Chemical Engineering*, vol. 19, nº 6, pp. 996-1000, 2002.
- [45] D. Liu. Simulation of sulfolane extraction distillation process. *Advanced Materials Research*, Vols. %1 de %2881-883, nº 2014, pp. 324-328, 2014.
- [46] A. Cifuentes y H. Mendez, Identificación de las técnicas que permitan realizar un análisis cuantitativo de los riesgos de un proyecto en la etapa de planeación, Cali, 2016.
- [47] ECOPETROL, *Proyecto de ampliación de Aromáticos Corrida máxima carga*, Barrancabermeja, 1993.
- [48] Axens. Petrochemical Processes 2005. [En línea]. Disponible en: <http://61.188.205.38:8081/hxgcx/hcjs/UploadFiles/pdf/%E6%96%87%E7%8C%AE%E5%BA%93/%E6%A8%A1%E5%9D%975%E7%9F%B3%E6%B2%B>

9%E5%8C%96%E5%AD%A6%E5%93%81/Petrochemical%20Process%20HandBook.pdf. [Último acceso: 26 Septiembre 2017].

- [49] Sulzer Chemtech. Leading Tray Technology. 2007. [En línea]. Disponible en: <http://www.sulzer.com/en/Products-and-Services/Separation-Technology/High-Performance-Trays/Sulzer-Shell-High-Performance-Trays-HiFi-Plus-CS-Plus-CS-Grid-Trays-HiFi-Extraction..> [Último acceso: 9 Septiembre 2015].
- [50] UOP LLC, *Platos de alta capacidad para destilación, absorción y extracción*, 1998, pp. 2-9.
- [51] T. C. Frank, L. Dahuron, B. S. Holden, W. D. Prince, A. F. Seibert and L. C. Wilson, Perry's Chemical Engineers' Handbook. Section 15 Liquid-Liquid Extraction and Other Liquid-Liquid Operations and Equipment, Octava ed., vol. 15, The United States of America: The McGraw-Hill Companies, Inc., 2008, pp. 84-85.
- [52] H. Perry, Perry's Chemical Engineers Handbook., 1999.
- [53] M. Duo. Recent Progress of Extraction Technologies for Aromatics. *Chemical Industry*, vol. 27, nº 8, pp. 34-37, 2009.
- [54] K. Swirbutowicz. Hydrodynamics and mass transfer performance of rotating disc contactor. Reino Unido, 2012.
- [55] M. Jaradata. Effect of phase dispersion and mass transfer direction on steady state RDC performance using population balance modelling. *Chemical Engineering Journal* , nº 165, pp. 379-387, 2010.
- [56] J. Thornton. Phase equilibria; Mass Transfer and Interfacial Phenomena; Extractor hydrodynamics, Selection and Design. *Science and practice of liquid-liquid extraction*, vol. I, Oxford, Clarendon Press, 1992.

- [57] China Made in. Super Mini Ring Packing Random Packing. [En línea]. Disponible en: <http://jsrshx.en.made-in-china.com/product/xvsmtbwOLrhj/China-Super-Mini-Ring-Packing-Random-Packing.html>. [Último acceso: 03 Junio 2017].
- [58] C. Gutierrez. Equipos para transferencia de fluidos y calor. Maracaibo, Venezuela, 2011.
- [59] N. Oliveira. A Study of the drop size distribution and hold-up in short KÜHN columns. pp. 729-741, 2008.
- [60] UOP LLC, *Ecopetrol - Barrancabermeja - Sulfolane Unit - Extractor Tower - New High Capacity Trays*, Barrancabermeja, 2013.
- [61] ECOPETROL, *Process Flow Diagram of Shell Sulfolane Process Unit*, Barrancabermeja, 2001.
- [62] ECOPETROL. Corrida de aceptación para la confrontación de las garantías totales de la planta de aromáticos. Barrancabermeja, 1971.
- [63] TTC LABS. InC. BTX Extraction Technology. Lakepard, 2015.
- [64] INELEC. Request information Drive Mixer. Bogotá, 2017.
- [65] GTC Technology. GT-BTX. [En línea]. Disponible en: <http://www.gtctech.com/wp-content/uploads/GT-BTX1.pdf>. [Último acceso: 24 Septiembre 2017].

BIBLIOGRAFÍA

BUITRAGO, Jairo, *et al.* Instructivo Uso Herramienta Informática EcoMED, Barrancabermeja: ECOPETROL S.A, 2016.

DUO, Mi. Recent Progress of Extraction Technologies for Aromatics. *Chemical Industry*, vol. 27, nro 8, p. 34-37, 2009.

DUTTA, K Binay. Liquid-Liquid Extraction. En: Principles Of Mass Transfer and Separation Processes. New Delhi, PHI Learning Private Limited, 2007, pp. 450-459.

ECOPETROL, Manual de Operaciones Planta Aromáticos, vol. 2, Barrancabermeja, 2012.

ECOPETROL, Process Flow Diagram of Shell Sulfolane Process Unit, Barrancabermeja, 2001.

GTC Technology. GT-BTX Plus. [En línea]. (Recuperado en: 24 Septiembre 2017). Disponible en: <http://www.gtctech.com/wp-content/uploads/GT-BTX1.pdf>.

GTC Technology. GT-BTX Plus 2014. [En línea]. (Recuperado en: 3 Diciembre 2015). Disponible en: <http://www.gtctech.com/wp-content/uploads/GT-BTX-PluS2.pdf>.

LEE, F, *et al.* Extractive Distillation. vol. II, p. 1022, 2000.

LIU, Dexin. Simulation of sulfolane extraction distillation process. *Advanced Materials Research*, Vols.881-883, nº 2014, pp. 324-328, 2014.

MARTÍNEZ, Víctor, *et al.* Simulación de procesos en Ingeniería Química. México: 2000, p. 193.

OTHMER, Kirk, Encyclopedia of Chemical Technology, vol. 1, New York: John Wiley and Sons, 1991, p. 135.

TIAN, Longsheng. Progress aromatics extraction technology. China, 2011.

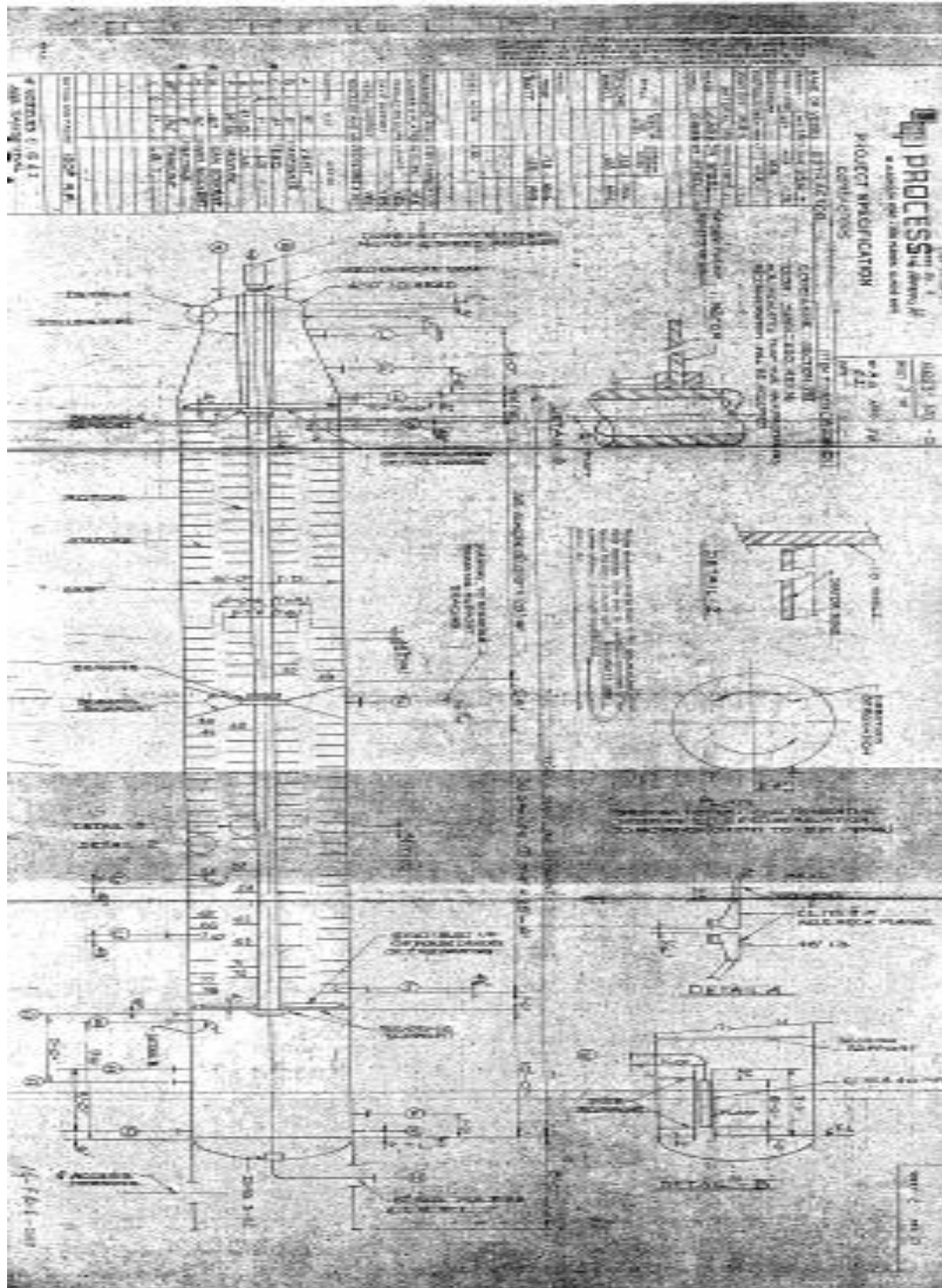
TREYBAL, Robert. Operaciones de Transferencia de Masa. México: McGraw Hill, 1981, pp. 529-530.

UOP LLC, Ecopetrol - Barrancabermeja - Sulfolane Unit - Extractor Tower - New High Capacity Trays, Barrancabermeja, 2013.

YU, Ze, *et al.* Development and Application of SED Aromatics Extraction Technology. *Contemporary Chemical Industry*, vol. 42, nro 11, p. 1574, 2013.

ANEXOS

Anexo A. Planos Diseño Internos torre extractora T-1401.



Anexo B. Históricos de mantenimiento torre extractora T-1401 de la planta de aromáticos de febrero de 1973 hasta agosto de 2004.

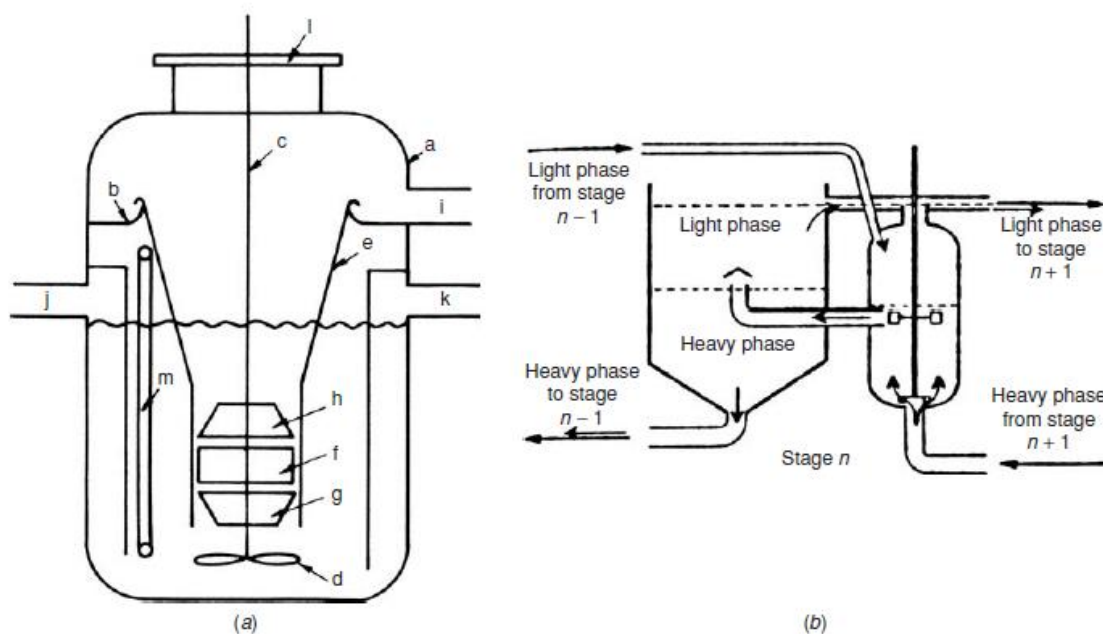
ITEM	Fecha	REPORTE DE INSPECCION
1	feb-73	De acuerdo al memorando No. 2-4120-42516 emanado del Grupo II de Petroquímica, el Grupo de Instrumentos está recomendando la instalación de un nuevo dispositivo para medición de nivel en la T-1401. Con el montaje del nuevo instrumento no requiere la perforación de la torre, para instalación de boquillas, solicitamos su estudio y recomendación técnica al respecto a la sección II de instrumentos.
2	jun-73	Inspeccionada y calibrada la sección inferior, sección intermedia y cima. Se encontró en buenas condiciones.
3	oct-73	Inspeccionada la sección inferior, intermedia y cima. Buenas condiciones.
4	ago-75	Inspeccionada la sección inferior, intermedia y cima. Buenas condiciones.
5	feb-78	Revisión del reductor del agitador, actualmente funciona a baja carga.
6	oct-88	Se canceló en forma definitiva el sistema de agitación.
7	ago-92	Inspeccionada la línea de 3/4" Ø (línea de solvente) que sale de la línea de 6" Ø se encuentra grieta por la parte del coupling. Por lo tanto se recomienda cambiar dicho tramo hasta el pegue de la válvula. Utilizar tubería de 3/4" Ø acero al carbón A-106 Gr. B Cédula 80. Soldar con E6010/71018.
8	jun-94	Inspeccionada y calibrada. Presenta corrosión general leve no picadura, solo se inspeccionó la zona superior, media y fondo debido a que la torre entre estas secciones tiene un set distribuidor que impide pasar. Las parrillas superior y de fondo con ensuciamiento leve pero en buen estado. solo se requiere sacar para próxima inspección por limpieza. Calibradas y martilladas boquillas. Soldaduras y demás en buenas condiciones.
9	dic-97	Inspeccionada y calibrada. A ésta torre sólo se le abrirá manhole de fondo. Sin embargo, a Dic. 16/97 le abrieron el MH intermedio y el superior. Se solicitó limpieza, pero no se había planeado y los MH's se abrieron accidentalmente. Conclusión: Esta torre no tiene trabajos mayores. Observaciones: Faltan 14 pernos del anillo exterior de 21 existentes. Faltan 3 pernos que sujetan la parrilla entre sí y falta un perno sujetador al eje. Estructura con corrosión moderada. Malla desplazada hacia el norte. De ser posible cambiar todos los pernos por mala condición. soldaduras en B.C. Picadura incipiente de 0.02".
10	jul-04	Inspeccionada la sección inferior. Buenas condiciones. El fondo de la torre fue abierto para mantenimiento siendo inspeccionado interiormente hasta el soporte del rotor interno. Esta zona presenta una buena condición mecánica sin signos de corrosión. Las boquillas presentan una buena condición. El sistema de soporte del rotor en B.C. Exteriormente con aislamiento y protector de aluminio en B.C. Escaleras y demás soportería en B.C. Históricamente la torre se ha encontrado en B.C sin reporte de requerimientos de trabajos de reparación. Área de sello de manholes en buen estado
11	ago-04	Recomendaciones para la próxima parada programada. 1. El fondo de la torre mecánicamente no requiere ser abierto. Se debe considerar el concepto operativo para programar su mantenimiento. 2. Llevar a posición horizontal la tercera plataforma que se encuentra inclinada, corrigiendo el anclaje a la cartela de la torre.

Anexo C. Revisión bibliográfica sobre el tipo de extractores comercialmente disponibles.

Mezcladores y Sedimentadores

Consta de un tanque agitado para la transferencia de masa, seguido de un tanque de sedimentación para separar las dos fases, debido a una diferencia de densidad entre los dos líquidos. Por lo general, requiere una serie de mezcladores-sedimentadores para la separación deseada. Este tipo de equipo es utilizado cuando hay sólo habrá una etapa de equilibrio en el proceso.

Figura C1. Tipos de arreglos para extractoras Mezclador-sedimentador (a) IMI bomba combinada con mezcladores e impeler de bombeo. (b) Kemira mezclador-sedimentador.



Fuente: Tomada de Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th edition. 2008. Section 15 Liquid-Liquid Extraction and Other Liquid-Liquid Operations and Equipment .15-89 p.

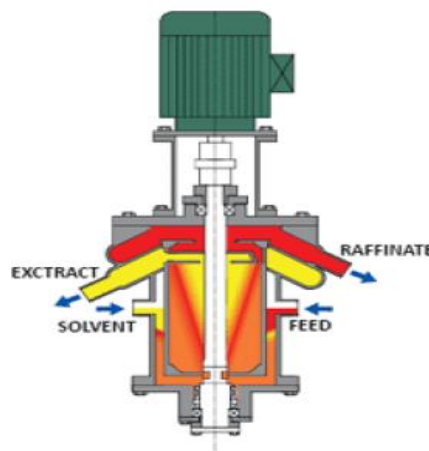
Centrífugos

Son máquinas rotativas de alta velocidad que ofrecen ventajas de tiempo de residencia muy bajo. El número de etapas en un dispositivo de centrífuga se limita generalmente a uno, pero en la actualidad los dispositivos con varios números de etapas son comunes. Estos extractores se utilizan principalmente en la industria farmacéutica.

Columnas no agitadas

Este tipo de diseño se compone de una columna vertical en donde la fase más densa entra en la parte superior y fluye hacia abajo, mientras que la fase menos densa entra en la parte inferior y fluye hacia arriba.

Figura C2. Extractor Centrífugo.



Fuente: Swirbutowicz, Karolina. Hydrodynamics and mass transfer performance of rotating disc contactor. Tesis de Maestría. Reino Unido. Universidad de Manchester. 2012. 54 p.

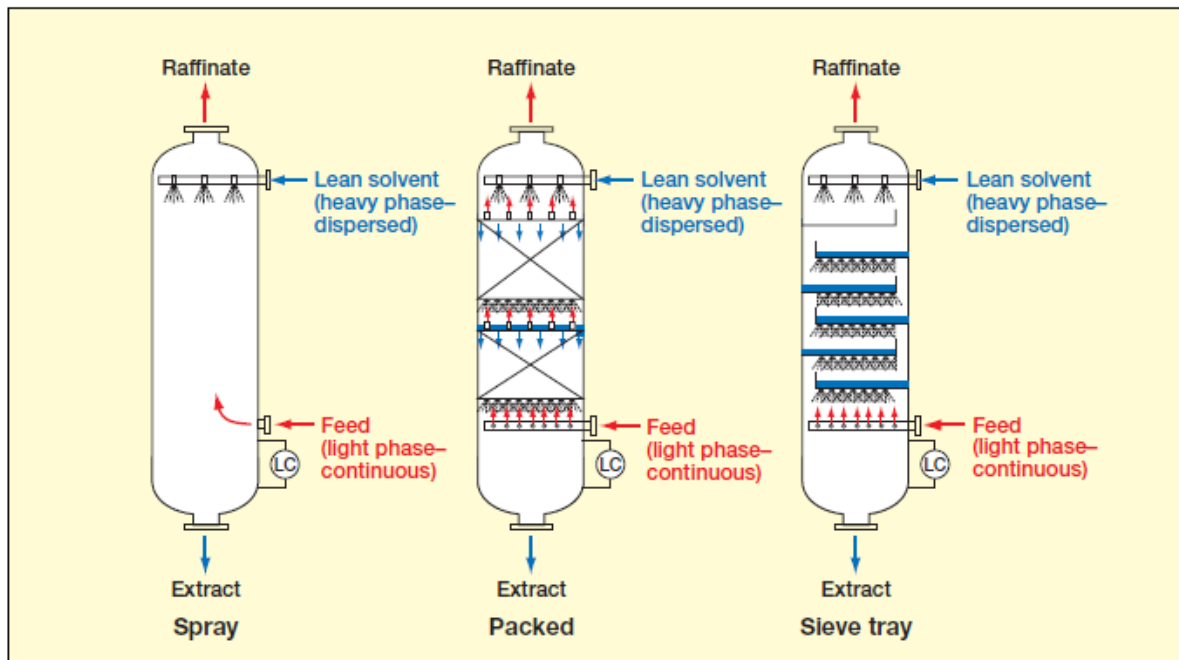
Una de las fases puede ser inyectada a través de la columna a cualquier velocidad de flujo deseada, mientras que el flujo máximo de la otra fase estará limitado por la velocidad de la primera fase y también las propiedades físicas de las dos fases. Hay una relación máxima a la que las fases pueden fluir a través de la columna y a

esta rata será rechazada la fase dispersa en su punto de entrada por lo cual se dice que la columna está inundada. La eficiencia de separación de este tipo de extractores es muy alta en comparación con un mezclador o un sedimentador.

Las columnas tipo *spray* son unas de las más sencillas y antiguos dispositivos de transferencia líquido-líquido disponibles. Disponen de alta capacidad y bajo costo, buena resistencia al ensuciamiento y fácil manejo. Sin embargo, se puede presentar retro-mezclado *backmixing* en la fase continua y dispersa, lo que reduce la eficiencia siendo necesarias más etapas teóricas en el diseño.

Las columnas empacadas ofrecen alta capacidad y son a menudo utilizadas cuando sólo unas pocas etapas de equilibrio son obligatorias. La eficiencia de carga se limita por consecuencia de mezclas de tipo axial en la fase continua y dispersa.

Figura C3. Esquemas de columnas spray, columna empacada y platos perforados.



Fuente: www.digitalrefining.com/article/1000440

Estas columnas son más eficientes porque los elementos de empaque proporcionan un mejor contacto, reduciendo el retro-mezclado en comparación con la columna spray. Otros factores que favorecen el uso de columna empacada son [17]:

- Un control más fácil del nivel de interfaz del solvente en la operación.
- Los extractores empacados tienden a tener una mayor flexibilidad en cuanto a mayores volúmenes de flujo operativo en comparación con los equipados con discos.
- Las torres de menos de 30 pulgadas de diámetro son generalmente diseñadas con empaque.

La columna de platos es una de las más comunes, ya que su geometría simple, de alta capacidad y fiabilidad en servicios no limpios lo hacen atractivo comercialmente. El retro-mezclado de la fase continua se limita en el espaciamiento entre platos, ya que un gran número de etapas teóricas se pueden alcanzar sólo por el aumento el número de platos. Una desventaja es que su capacidad se reduce cuando se escala a grandes diámetros. Esto se debe a trayectorias de flujo largas, las cuales en fase continua conducen a un aumento de la velocidad de flujo transversal produciendo inundación prematura. El control de la operación del nivel principal de solvente puede ser difícil debido a la variación de altura entre platos. Otros factores que favorecen el uso del extractor de platos son [17]:

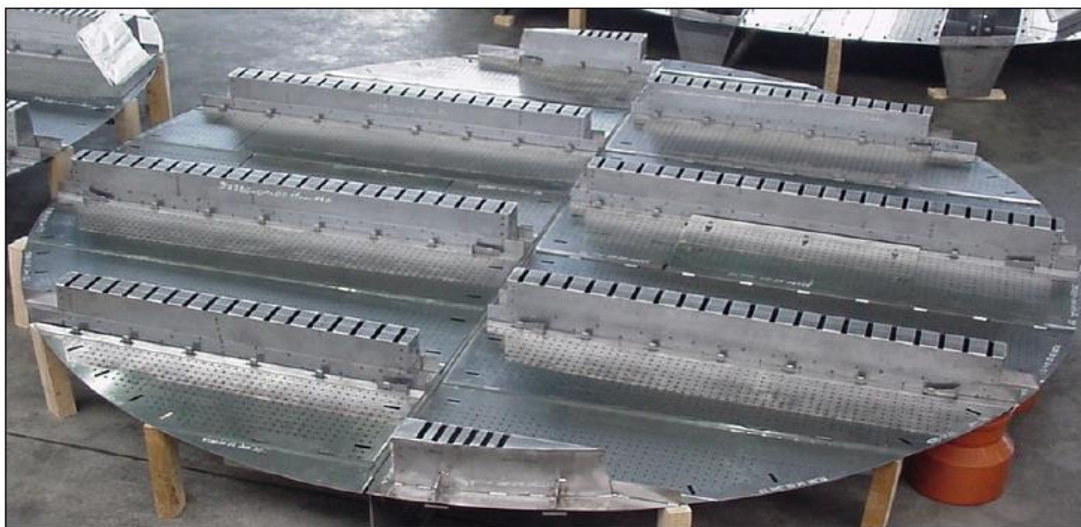
- Aplicaciones que requieren un gran número de platos teóricos.
- Aplicaciones con ensuciamiento, ya que es más fácil la limpieza y el mantenimiento de las bandejas en comparación con los empaques.
- Los extractores de platos logran una buena eficiencia de transferencia de masa, especialmente para los sistemas de baja tensión interfacial
- El costo de los platos es generalmente más bajo por unidad de volumen del recipiente comparado con el empaque.
- Permite la actualización diseños de discos de contacto rotativos con bajas tensiones interfaciales.

Tipo de Internos para Extractores tipo columna

Dentro de la oferta comercial de diseños de internos para torres extractoras los más comunes son los siguientes:

- Plato “Shell HiFi™” Sulzer.
- Plato “Multiple Downcomer” MD™ UOP.
- Plato “Mallas Ranuradas” MR™ UOP.
- Plato “Multiple Upcomer” MU™ UOP¹⁶.
- Empaque “Extractor Packing” Sulzer.

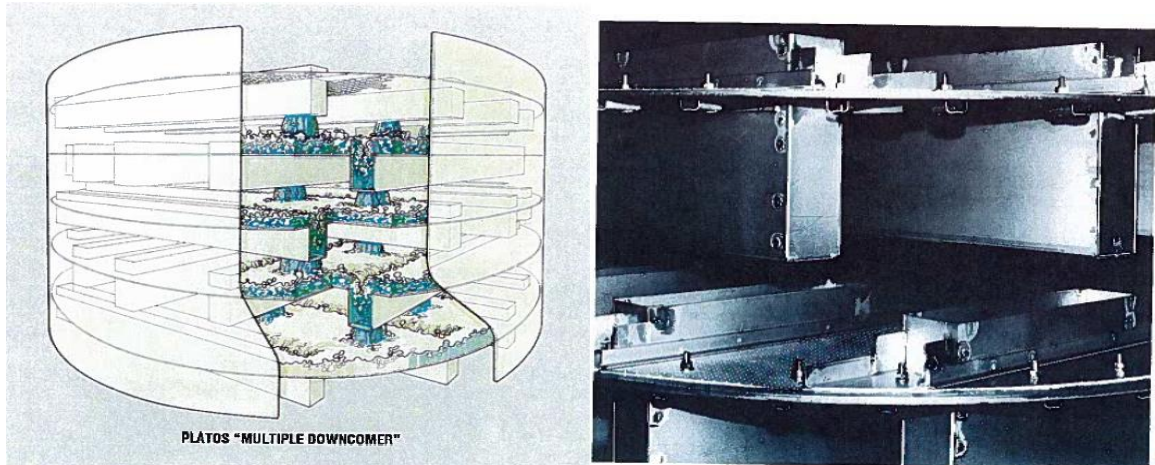
Figura C4. Platos *Shell HiFi™ Extraction*



Fuente: www.digitalrefining.com/article/1000440

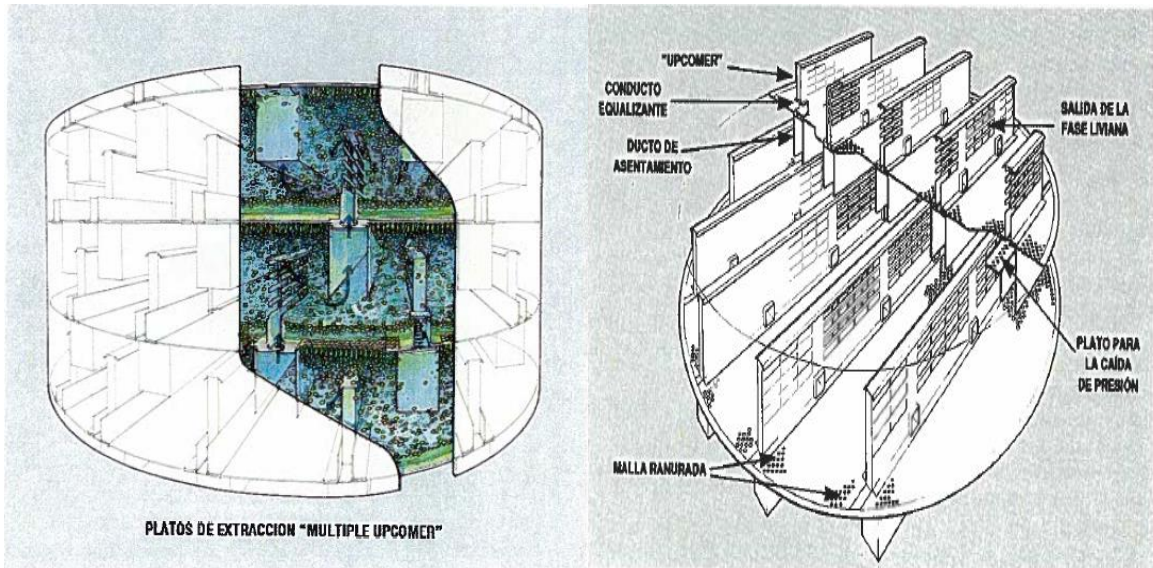
¹⁶ Utilizados en *Tetra* y *CAROM Process* by Union Carbide

Figura C5. Platos *Multiple Downcomer*



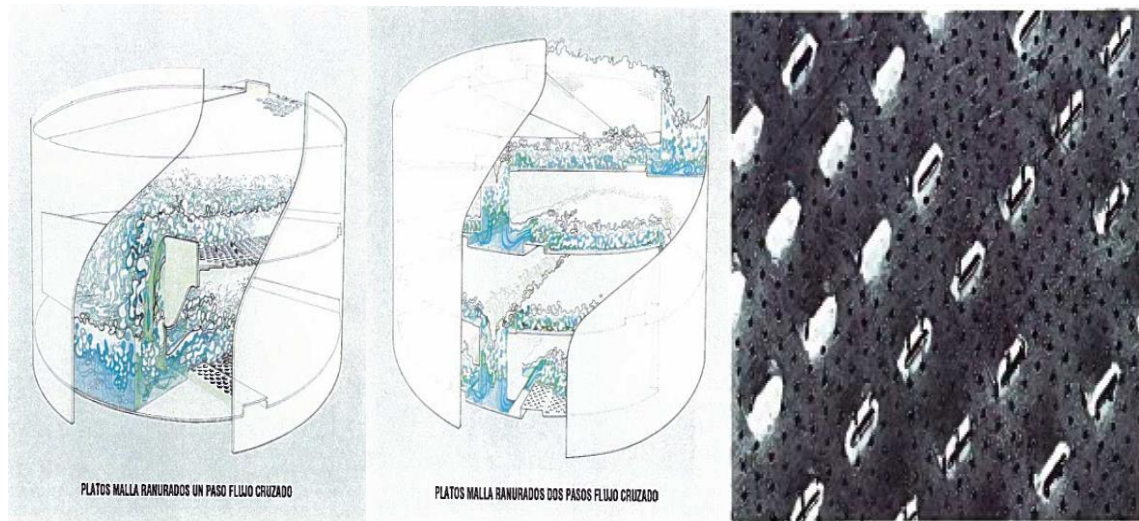
Fuente: UOP LLC, UOP Platos de alta capacidad para destilación, absorción y extracción, EP4020R, 1998, 2 p.

Figura C6. Platos de extracción *Multiple Upcomer*



Fuente: UOP LLC, UOP Platos de alta capacidad para destilación, absorción y extracción, EP4020R, 1998, 2 p.

Figura C7. Platos *Mallas Ranuradas*



Fuente: UOP LLC, UOP Platos de alta capacidad para destilación, absorción y extracción, EP4020R, 1998, 3 p.

Figura C8. Empaque Extractor *Packing Sulzer*



Fuente: Sulzer Chemtech, Liquid-Liquid Extraction Technology, 2012, 5 p.

A partir de la revisión de la información disponible se presenta en la Tabla A1. Las principales características, ventajas, desventajas y aplicaciones actuales de las alternativas revisadas de internos para un extractor tipo columna no agitada.

Tabla C1. Principales características, ventajas, desventajas y aplicaciones de las alternativas de internos para torres extractoras.

TIPO DE INTERNO	CARACTERISTICAS	VENTAJAS	DESVENTAJAS	APLICACIONES
Shell HiFi Extraction Sulzer [49]	1. Trayectorias de flujo cortas como resultado del uso de múltiples Up y Downcomer. 2. Facilidad de escalamiento a diámetro mayor.	1. Adecuado para sistemas con tensiones interfaciales por debajo de 25 dina / cm y relaciones de fase grandes. 2. Puede aumentar la capacidad hasta un 25% en comparación con los contactores de disco giratorio. 3. Puede aumentar la capacidad hasta un 15% en comparación con los platos o bandejas de extracción convencionales	1. Distancia mínima entre platos hasta de 300 mm. 2. Posibilidad de ensuciamiento.	Extracción de aromáticos, tratamientos con soda cáustica, y aplicaciones de aceites lubricantes.
Extractor Packing Sulzer [49]	1. Propiedades físicas: - Densidad diferencia > 30 kg/m ³ - Viscosidad por encima de 100 mPas - Tensión Interfacial > 1 mN/m 2. Fabricación en Materiales como: - Metales - PTFE, PVDF, PFA	1. Capaz de hacer frente a propiedades físicas límite: - Diferencia de baja densidad <50 kg / m ³ - Tensión interfacial baja <2 mN / m - Tendencia a formar emulsiones	1. Usadas en Columnas de pequeño diámetro (< 30 pulg)	Utilizados en procesos de extracción líquido-líquido y absorción en general

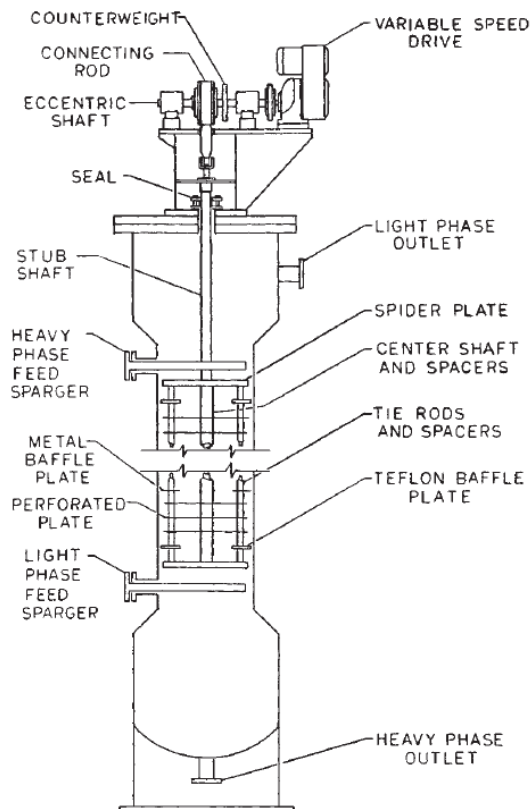
TIPO DE INTERNO	CARACTERISTICAS	VENTAJAS	DESVENTAJAS	APLICACIONES
Mallas Ranuradas MR UOP [50]	1. Menor rugosidad y facilidad de acceso 2. El empuje del líquido sobre la parte plana del plato elimina el gradiente hidráulico y minimiza la caída de presión por plato. 3. Las ranuras en el plato controlan el tiempo de residencia del líquido dando mejor eficiencia. 4. Los promotores de burbuja aseguran la actividad del plato. 5. Usan 1 o 2 pasos dependen de la carga de líquido. 6. El rango de eficiencia es de 90-130% por flujo paralelo y 75-110% para flujos cruzados. 7. La caída de presiones entre 0,05-0,07 psi/plato.	1. Mejor desempeño que las torres empacadas en diámetros mayores (39 pies) 2. Mínima caída de presión por plato teórico 3. Fácil escalamiento a diámetro mayor 4. Mínimo Ensuciamiento por diseño de ranuras en plato 5. Mínima formación de espuma 6. Alta capacidad 7. La opción de flujos paralelos permite una alta eficiencia	1. Los platos son diseñados para una carga a la torre reducida	Utilizado en purificación, separación de hidrocarburos aromáticos y derivados, ácidos carboxílicos. Recuperación de cloruro de vinilo, absorbedores de gas ácido y refinación de ácido peracético.
Múltiple Upcomer MU UOP [50]	1. Permite un fácil escalamiento a diámetro mayor con un mismo espacio entre platos 2. Los platos son soportados fácilmente, no necesitan barra soporte 3. Tienen un área mayor para lograr una mejor transferencia de masa con un reducido diámetro 4. Con un anillo 360° es suficiente como soporte de plato 5. Fácil instalación	1. Para plantas nuevas permiten minimizar el diámetro de plato y tamaño de la torre 2. Minimizan la inundación comparados con los platos convencionales	1. Posibilidad de ensuciamiento 2. Formación de espuma por presencia de sólidos	Utilizados en procesos de extracción Tetra y Sulfolane® con alta eficiencia.

TIPO DE INTERNO	CARACTERISTICAS	VENTAJAS	DESVENTAJAS	APLICACIONES
Múltiple Downcomer MD UOP [50]	1. Tienen una compuerta o rebosadero más largo y tiene un sostenedor de líquido en su caída que permite manejar más líquido que cualquier otro plato. 2. Los platos son rotados 90° con respecto al siguiente plato que permite mejor contacto líquido-vapor 3. Los "Downcomer" o rebosaderos son soportados con anillo de 360 ° sin requerir barras soldadas 4. En instalaciones nuevas se reduce tamaño de diámetro 5. Rango de eficiencia esta entre 70-90% por plato 6. La caída de presión está en el orden de 0,06-0,1 psi/plato	1. Aumenta la pureza del producto y una mayor recuperación 2. Se reduce el reflujo y por tanto el consumo de energía disminuye 3. Se aumenta la capacidad de torres existentes Mínima formación de espuma 4. Facilidad de escalamiento a diámetro mayor Rápida instalación con un tiempo corto de parada	1. No tiene una batea como otros platos la cual permite una buena área de burbujeo.	Utilizado en Separaciones difíciles: separación propano/propileno y los isómeros de xilenos

Columnas de plato recíprocante

Otra manera de encontrar la agitación es con un movimiento recíprocante. Esto resulta en una distribución de tamaño de gota más uniforme debido a que las fuerzas de cizallamiento se distribuyen más uniformemente sobre la totalidad de la sección transversal de la columna. Este tipo de extractores son comúnmente utilizados en fluidos con posibilidad de emulsionarse; lodos hasta con un 30% de sólidos en peso pueden ser manejados con tensiones interfaciales de rango moderado. Existen varios tipos de diseños que incluyen platos perforados y de área abierta, espaciamiento de platos, separados estáticos o baffles y bajantes o Downcomer.

Figura C9. Columna de plato recíprocante Karr [51].

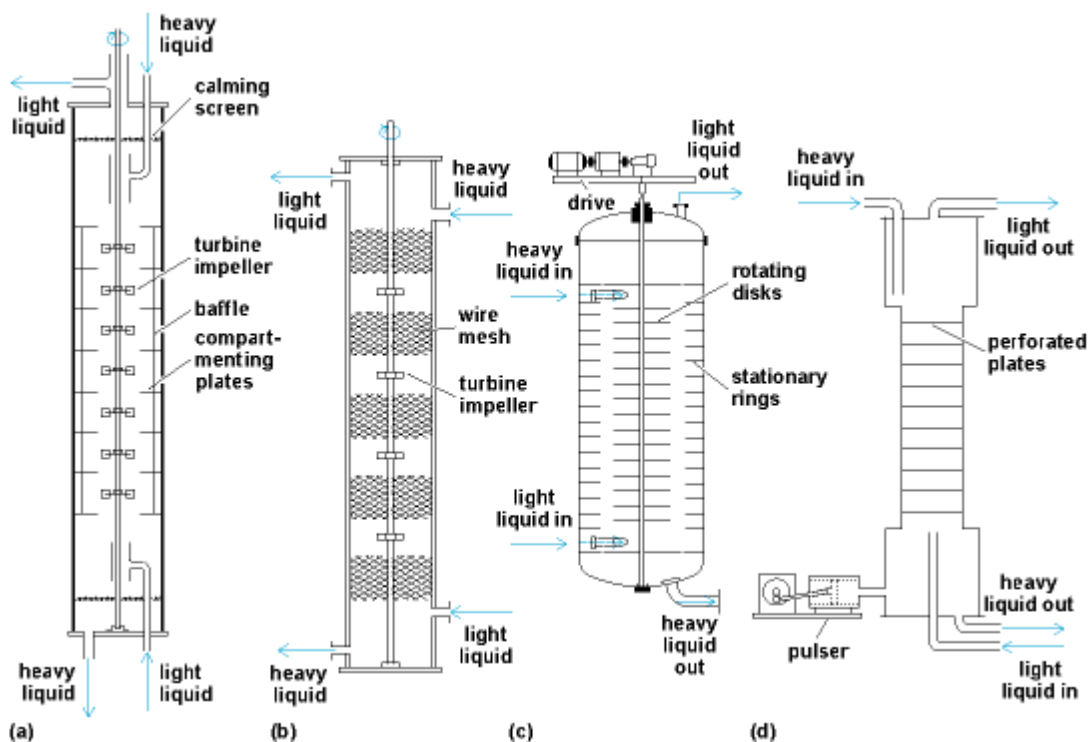


Fuente: Tomada de Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th edition. 2008. Section 15 Liquid-Liquid Extraction and Other Liquid-Liquid Operations and Equipment .15-84 p.

Columnas con agitación

Una columna con agitación (Figura A10.), la conforma una serie de discos montados en un eje de rotación central. Cada agitador está separado del siguiente agitador por una sección de reposo, ya sea una malla de alambre o un anillo del estator, o una placa perforada, para fomentar la coalescencia de las gotas [52]. De éstos, la columna Scheibel, la columna de disco contactor giratorio (RDC), la columna mezcladora múltiple de Oldshue-Rushton, y la columna Kuhni son los tipos de columnas con agitación o rotatoria que han sido probados en instalaciones industriales.

Figura C10. Tipos de extractores con agitación mecánica. (a) Extractora Oldshue-Rushton; (b) Extractora Scheibel York (c) La columna de disco rotatorio (RDC) (d) Extractora con pulsación [52].



Fuente: Swirbutowicz, Karolina. Hydrodynamics and mass transfer performance of rotating disc contactor. Tesis de Maestría. Reino Unido. Universidad de Manchester. 2012. 53 p.

Columna RDC

El extractor de disco rotatorio (RDC) es una columna vertical que contiene un conjunto de discos rotatorios o rotores con deflectores estacionarios o estatores. Un diseño típico se ilustra en la Figura A10(c). La columna se forma de compartimentos por anillos horizontales en forma de deflectores, y dentro de cada compartimiento se genera la agitación por una rotación disco céntrico horizontal. El disco giratorio es una superficie lisa y plana con un diámetro menor que el de la abertura de los deflectores estacionarios. Los extractores RDC se han utilizado ampliamente debido a su simplicidad de construcción, disponibilidad para grandes diámetros, altos niveles de producción, y bajo consumo de energía.

El RDC tiene un rendimiento moderado típicamente en el intervalo de 20 a 35 m³ / (h·m²) [500 a 850 gal / (h·ft²)], y se pueden tener velocidades de giro de los discos hasta 20 a 35 por ciento de la tasa de diseño. Sin embargo, el efecto de mezcla en la zona axial disminuye la transferencia de masa. Como consecuencia de ello, algunas columnas RDC están siendo sustituido por diseños de extractor más eficientes. El RDC se puede utilizar para sistemas con viscosidades moderadas hasta aproximadamente 100 cP y puede ser utilizado para sistemas que se tienden a ensuciar fácilmente. El RDC también es adecuado para sistemas con velocidades de transferencia de masa lentas que requieren sólo unas pocas etapas teóricas. Un RDC puede tener dificultad para el manejo de cargas con tendencias de formación de emulsiones, por lo que puede no ser adecuado para algunos sistemas con una baja tensión interfacial y una baja diferencia de densidad [51].

**Anexo D. Coeficientes de interacción binaria del modelo de la planta U1400
Sulfolane® desarrollado por el Instituto Colombiano del Petróleo.**

	SULFOLANE	H2O	Benzene	Toluene	m-Xylene	Cumene	Cyclohexane	Mcyclohexan	1-tr3-MCC6
SULFOLANE	<empty>	-433,726	14,990	-0,410	1,400	319,563	198,845	262,256	427,625
H2O	1117,134	<empty>	1796,796	2026,023	2262,211	2099,483	2620,028	2620,028	2812,195
Benzene	-22,160	720,659	<empty>	-118,908	273,243	91,760	119,965	119,801	255,000
Toluene	-7,00E-02	739,795	131,371	<empty>	142,394	85,488	250,044	249,498	345,849
m-Xylene	0,125	747,195	-204,628	-128,990	<empty>	-90,482	280,115	280,052	365,342
Cumene	132,701	655,829	-68,774	-77,901	86,031	<empty>	-60,381	67,165	91,847
Cyclohexane	350,227	596,728	-20,875	-153,470	-192,495	97,205	<empty>	30,761	27,090
Mcyclohexane	435,478	596,773	-20,412	-153,185	-192,471	-33,880	-22,075	<empty>	72,532
1-tr3-MCC6	280,590	446,731	-134,260	-224,659	-255,135	-66,993	-2,427	-64,330	<empty>
113-MCC6	355,542	452,670	-112,252	-208,857	16,489	-25,751	-91,399	-111,555	-45,483
n-Pentane	609,398	596,622	-17,114	-4,090	-179,565	4,507	-14,337	-53,140	-86,898
n-Hexane	562,470	596,637	-12,190	-150,268	-194,881	-58,749	5,498	-51,087	-69,976
n-Heptane	545,981	596,636	-20,080	-3,320	-194,368	-49,101	29,162	-23,044	-65,584
n-Octane	542,089	596,717	0,210	7,930	-0,540	-39,241	100,980	-49,239	-80,361
n-Nonane	1,00E-29	596,692	-23,092	-156,789	-194,660	-37,333	0,637	-115,932	-91,060
o-Xylene	132,457	1735,900	-	-	-1147,894	-	-1159,980	-1147,894	-1119,722
E-Benzene	259,093	776,700	1179,094	1161,765	91,426	1140,120	330,783	201,856	277,353
			731,716	316,863		-20,649			

	113-MCC6	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	n-Octane	n-Nonane	o-Xylene	E-Benzene
SULFOLANE	468,506	380,861	373,367	383,194	399,229	1,00E-29	182,463	318,028
H2O	2774,056	2619,976	2619,976	2619,957	2619,990	2619,992	-389,617	32865,000
Benzene	232,688	115,656	13,510	119,115	1,690	122,614	10275,587	-469,058
Toluene	329,050	1,520	245,356	1,630	9,370	254,735	10240,924	-243,613
m-Xylene	-23,277	261,546	283,516	283,205	8,940	283,480	10213,178	-92,017
Cumene	51,626	26,796	94,753	83,458	72,918	59,640	10197,629	22,762
Cyclohexane	149,878	51,058	26,469	7,064	-53,575	54,448	10237,353	-206,159
Mycyclohexane	140,803	67,507	58,529	31,935	64,871	150,696	10213,178	-130,206
1-tr3-MCC6	49,909	117,341	86,961	75,770	91,081	104,572	10156,827	-195,923
113-MCC6	<empty>	120,922	77,798	57,991	52,396	54,007	10139,349	-175,864
n-Pentane	-89,326	<empty>	48,268	6,770	109,592	99,566	10234,216	-97,958
n-Hexane	-62,324	-46,936	<empty>	46,477	-16,014	19,691	10210,348	-105,272
n-Heptane	-50,764	0,079	-45,983	<empty>	46,466	52,798	10189,112	34,327
n-Octane	-49,477	-88,811	20,603	-46,157	<empty>	47,709	10169,927	-257,470
n-Nonane	-51,467	-74,595	-11,096	-47,342	-45,190	<empty>	10152,446	-97,718
o-Xylene	-1110,984	-1158,412	-1146,479	-1135,862	-1126,271	-1117,531	<empty>	-92,017
E-Benzene	255,390	156,561	165,284	21,280	334,729	155,685	91,426	<empty>

Anexo E. Condiciones operacionales para la torre T-1401 de los diagramas de bandera para la corrida de aceptacion del 20 al 26 de octubre de 1971.

COMPLEJO DE AROMATICOS							
UNIDAD: SULFOLANE							
1400							
DATOS PROMEDIOS DE OPERACION							
MES: OCTUBRE							
DIA:	20	21	22	23	24	25	26
FLUJOS, RPSD (NMSCED) /L/H/							
T-1401-EXT-CARGA FRC-01	4968	4968	4968	4968	4968	4968	4968
SOLVENTE POBRE FRC-02	9960	9960	9960	9960	9960	9960	9960
RECICLO AL EXT. FRC-10	1826	1815	1810	1812	1784	1760	1725
T-1402 RAF-CARGA FRC-03	2327	2361	2370	2396	2400	2416	2420
AGUA-LIBRE-SOLV. FRC-05	370	370	370	370	370	370	370
PRODUCTO CIMA RAF, FR-06	2307	2335	2347	2355	2379	2388	2388
RECIRC.DE FONDOS FRC-04	0	0	0	0	0	0	0
T-1403 DESP-SOLV.FRC-07	3744	3744	3744	3744	3744	3744	3744
PRODUCTO-CIMA FRC-08	(2,872)	(2,866)	(2,855)	(2,855)	(2,811)	(2,801)	(2,852)
VAPOR AL REHERV. FRC-09	14625	14600	14577	14470	14395	14415	14600
T-1404 DESP-CARGA FR-14	496	500	503	497	498	498	498
PRODUCTO CIMA FRC-12	(0,3792)	(0,3792)	(0,3744)	(0,3744)	(0,3744)	(0,374)	(0,374)
T-1405 RECUP-VAP FR-13	(2,403)	(2,395)	(2,432)	(2,357)	(2,310)	(2,317)	(2,283)
REFLUJO FRC-15	1382	1382	1382	1382	1382	1382	1382
VAPOR AL REHERV. FRC-11	10783	10720	10625	10840	10920	11000	10730
EXTRACTO PRODUCTO FR-16	2638	2638	2664	2658	2646	2640	2626
T-1406 REG CARGA FRC-17	100	100	101	104	105	105	106
VAPOR AL REHERV. FRC-13	1450	1450	14467	14465	14470	14465	14470

SULFOLANE : 1400							
DATOS PROMEDIOS DE OPERACION							
MES: OCTUBRE							
DIA:	20	21	22	23	24	25	26
TEMPERATURAS °F							
T-1401 - EXT. CIMA TI-01	196	195	196	195	196	196	196
RECICLO AL EXT. TI-12	96	95	94	94	92	93	92
PRODUCTO FONDOS TI-02	153	154	154	154	154	154	154
SOLVENTE POBRE TI-03	200	201	200	200	200	200	200
T-1402 - RAF.-CARGA TI-05	91	91	91	91	90	91	90
T-1403 - DESP. CARGA TI-07	240	240	240	241	241	242	242
SOLVENTE FRESCO TI-06	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.
PRODUCTO CIMA TI-08	238	238	240	239	241	240	240
RETORNO REHERV. TI-09	333	334	334	336	335	335	335
SALIDA AL REHERV. TI-10	280	280	280	281	281	282	283
PRODUCTO FONDOS TI-11	333	333	334	334	333	335	334
T-1404 - DESP. CARGA TI-19	239	239	238	239	239	239	249
SALIDA - SOLV. REHER. TI-21	263	263	262	263	262	262	262
T-1405 - RECUP - VAP. TI-20	239	240	239	239	239	240	240
PRODUCTO CIMA TI-15	222	222	223	223	223	223	223
RETORNO - REHERV. TI-17	357	355	355	353	355	354	355
PRODUCTO FONDOS TI-18	353	353	354	353	354	354	354
SALIDA COND. CIMA TI-22	92	93	92	93	91	93	93

SULFOLANE: 1400							
DATOS PROMEDIOS DE OPERACION							
MES: OCTUBRE							
DIA:	20	21	22	23	24	25	26
TEMPERATURAS °F (Cont.)							
EXTRACTO PRODUCTO TI-23	-	-	-	-	-	-	-
SALIDA COND EYEC. THI-24	112	117	117	118	115	115	102
T-1406 REG-CARGA-TI-23/26	-	-	-	-	-	-	-
PRODUCTO CIMA TI-27	299	300	301	302	302	301	302
FONDOS TR-23	324	325	325	325	325	325	325
SALIDA DE D-1405 THI-29	134	133	133	134	133	133	133
SALIDA COND EYE THI-30/31	90/128	86/122	88/123	89/123	86/121	88/121	86/120
Z-1401 DE SUPC.SAL TI-13	448	451	451	451	450	450	450
PRESIONES PSIG (mm Hg abs.)							
T-1401 EXT-CIMA PRC-05	61	60	61	61	61	60	60
PRODUCTO FONDOS PI-06	76	76	76	76	76	76	76
T-1402 RAF-PROD. PI-09	84	85	86	87	87	86	86
T-1403-DESP-FONDO PI-11	6.3	6.3	6.3	6.3	6.2	6.3	6.2
GAS BLANQUEO ACUM. PI-16	8.9	12.5	14.3	10.5	17.2	16.7	16.7
T-1404-DESP-FONDO PI-27	8.0	8.0	7.5	7.4	7.6	7.6	7.7
AGUA A T-1405 PRCv-26	21.6	21.6	21.1	21.2	21.5	21.4	21.5
T-1405-RECUP-FONDO PIV-23	(6.3)	(6)	(6)	(6)	(6)	(6)	(6.3)
PRODUCTO CIMA PRCvAH-32	(15.5)	(15.5)	(15.6)	(15.6)	(15.7)	(15.2)	(15.6)
ACUMULADOR CIMA PIV-33	(253)	(252)	(253)	(252)	(252)	(15.5)	(15.6)
T-1406-REG-CARG PRCvAH-41	(26.6)	(26.5)	(26.6)	(27.0)	(27.0)	(27.0)	(27.3)

SULFOLANE: 1400							
DATOS PROMEDIOS DE OPERACION							
MES: OCTUBRE							
DIA:	20	21	22	23	24	25	26
PRESIONES (CONT.)							
D-1406-ACUM-FONDO PIV-44	(29.2)	(29.0)	(29.0)	(29.0)	(29.0)	(29.0)	(29.0)
D-1404-SOLVEN-SAL. PI-40	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.	F.S.
Z-1401-DESUP-SAL PRAH-45	280	280	281	275	272	276	274
COND A DESUPERC. PI-20	435	430	426	433	431	430	430
OTROS							
INYECCION DE MEA	0	0	0	0	0	0	0
RDC-1401 RPM	17	17	17	17	17	17	17
ENTRADA DE CARGA	ABAJO	ABAJO	ABAJO	ABAJO	ABAJO	ABAJO	ABAJO
INTERFACE % T-1401	80	77	77	77	77	77	77
INTERFACE LG T-1402	80	80	80	81	80	81	81
SOLVENTE/CARGA FRC(02/01)	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00
RECICLO/CARGA FRC(10/01)	0.36	0.36	0.36	0.36	0.35	0.36	0.36
RECICLO/EXTRC.	0.68	0.67	0.67	0.68	0.67	0.66	0.68
SOLVENTE FRESCO/CARGA	0	0	0	0	0	0	0
BENCENO RECOBRADO %WT	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9
TOLUENO RECOBRADO %WT	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9	99.9
PERDIDA SOLVENTE LB/BL.(10 ⁴)	33.71	28.01	130.43	19.80	19.90	13.92	19.92

Anexo F. Análisis tipo PIONA realizados en agosto del 2011 a corrientes de proceso U1400 Sulfolane.

DATABASE STE REFINACION GRB

INSTITUTO COLOMBIANO DEL PETROLEO ICP

JESUS CASTRO- DOLLY SUÁREZ



Componente		CARGA T-1401 M14-1	RAF T- 1402 M14-3	EXT D- 1402 M14-4	FONDO T-1401 M14-5	STE CARGA POBRE M14-6
	prm					
Paraffin	% Peso	8,427	23,493	0,009	14,246	0,003
I-Paraffins	% Peso	20,609	58,480	0,019	32,421	0,014
Aromatics	% Peso	67,790	10,104	99,955	42,901	99,976
Mono-Aromatics	% Peso	67,615	9,830	99,886	42,854	99,466
Naphthalenes	% Peso	0,018	0,046	0,000	0,002	0,210
Naphtheno/Olefino-Benzs	% Peso	0,047	0,055	0,000	0,027	0,024
Indenes	% Peso	0,109	0,172	0,069	0,018	0,276
Naphthenes	% Peso	1,646	4,518	0,009	6,031	0,001
Mono-Naphthenes	% Peso	1,646	4,518	0,009	6,031	0,001
Di/Bicyclo-Naphthenes	% Peso	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Olefins	% Peso	1,516	3,372	0,009	4,400	0,000
n-Olefins	% Peso	0,134	0,357	0,001	0,614	0,000
Iso-Olefins	% Peso	1,354	2,901	0,005	3,176	0,000
Naphtheno-Olefins	% Peso	0,019	0,081	0,003	0,463	0,000
Di-Olefins	% Peso	0,009	0,033	0,000	0,148	0,000
Oxygenates	% Peso	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Unidentified	% Peso	0,008	0,014	0,000	0,002	0,002
C12+	% Peso	0,005	0,018	0,000	0,000	0,004
Methane	% Peso					
Ethane	% Peso				0,016	
Propane	% Peso	0,001	0,001		0,004	
n-Butane	% Peso	0,177	0,501		0,832	
n-Pentane	% Peso	1,582	4,409		4,222	
n-Hexane	% Peso	3,611	10,009	0,000	6,026	
n-Heptane	% Peso	2,327	6,527	0,000	2,628	
n-Octane	% Peso	0,616	1,737	0,001	0,475	
n-Nonane	% Peso	0,109	0,295	0,007	0,042	
n-Decane	% Peso	0,002	0,006	0,000		
n-Undecane	% Peso	0,001	0,002			
n-Dodecane	% Peso	0,002	0,005			0,003
i-Butane	% Peso	0,020	0,059		0,089	
2,2-Dimethylpropane	% Peso	0,001	0,002		0,003	
i-Pentane	% Peso	2,105	5,913		5,917	

2,2-Dimethylbutane	% Peso	0,594	1,649		1,136	
2,3-Dimethylbutane	% Peso	0,714	1,972		1,490	
2-Methylpentane	% Peso	2,854	7,880	0,000	4,850	
3-Methylpentane	% Peso	2,807	7,762	0,000	5,381	
2,2-Dimethylpentane	% Peso	0,336	0,945		0,417	
2,4-Dimethylpentane	% Peso	0,456	1,277		0,599	
2,2,3-Trimethylbutane	% Peso	0,041	0,118		0,079	
3,3-Dimethylpentane	% Peso		0,875		0,500	
2-Methylhexane	% Peso	2,582	7,239	0,000	2,967	
2,3-Dimethylpentane	% Peso	0,968	2,689		1,403	
3-Methylhexane	% Peso	3,199	8,943	0,000	3,994	
3-Ethylpentane	% Peso	0,324	0,903		0,485	
2,2,4-Trimethylpentane	% Peso	0,011	0,032		0,032	
2,2-Dimethylhexane	% Peso	0,088	0,237		0,083	
2,5-Dimethylhexane	% Peso	0,168	0,475		0,137	
2,2,3-Trimethylpentane	% Peso		0,014		0,016	
2,4-Dimethylhexane	% Peso	0,290	0,808	0,001	0,255	
3,3-Dimethylhexane	% Peso	0,094	0,264	0,000	0,094	
2,3,4-Trimethylpentane	% Peso	0,016	0,056	0,001	0,066	
2,3-Dimethylhexane	% Peso	0,203	0,571		0,208	
2-Methyl-3-ethylpentane	% Peso	0,036	0,106		0,041	
2-Methylheptane	% Peso	0,646	1,819	0,000	0,515	
4-Methylheptane	% Peso	0,320	0,901	0,000	0,272	
3-Methyl-3-ethylpentane	% Peso	0,053	0,139		0,057	
3,4-Dimethylhexane	% Peso	0,061	0,182		0,065	
3-Methylheptane	% Peso	0,794	2,238	0,001	0,684	
3-Ethylhexane	% Peso	0,196	0,551	0,000	0,197	
2,2,5-Trimethylhexane	% Peso	0,011	0,032		0,013	
2,2,3,4-Tetramethylpentane	% Peso					
2,3,4-Trimethylhexane	% Peso	0,011	0,030		0,007	
2,2-Dimethylheptane	% Peso					
C9 - IsoParaffin - 1	% Peso	0,028	0,030		0,008	
2,2,3-Trimethylhexane	% Peso		0,078		0,016	
4,4-Dimethylheptane	% Peso	0,001		0,000	0,002	
2,5-Dimethylheptane	% Peso	0,082	0,231		0,052	
3,3-Dimethylheptane	% Peso	0,031	0,085		0,020	
2,6-Dimethylheptane	% Peso		0,003		0,001	
2-Methyl-4-ethylhexane	% Peso	0,004	0,008		0,002	
2,3-Dimethylheptane	% Peso		0,104		0,027	
3,5-Dimethylheptane	% Peso	0,015	0,039		0,009	
4-Ethylheptane	% Peso	0,024	0,066	0,000	0,014	
4-Methyloctane	% Peso	0,105	0,292	0,002	0,059	
2-Methyloctane	% Peso	0,111	0,311	0,001	0,059	
Heptane, 3-ethyl-	% Peso	0,034	0,086	0,005	0,018	0,002
3-Methyloctane	% Peso	0,137	0,373	0,002	0,073	
3,4-Dimethylheptane	% Peso		0,001			

C10 - IsoParaffin - 1	% Peso	0,001	0,001			
C10 - Isoparaffin - 2	% Peso		0,002			
2,2,4-trimethylheptane	% Peso	0,001	0,001			
3,3,5-Trimethylheptane	% Peso	0,001	0,004	0,000	0,001	
2,3,6-trimethylheptane	% Peso	0,002	0,002			
2,2-Dimethyloctane	% Peso	0,000	0,005		0,000	
2,4-Dimethyloctane	% Peso		0,001		0,001	
C10 - IsoParaffin - 1c	% Peso	0,001	0,001		0,000	
2,5-Dimethyloctane	% Peso	0,001	0,002		0,001	
C10 - IsonParaffin - 2c	% Peso	0,002	0,005			
2,6-Dimethyloctane	% Peso					
C10 - IsoParaffin - 3	% Peso	0,002	0,004		0,001	
C10 - IsoParaffin - 4	% Peso	0,001	0,002			
2,7-dimethyloctane	% Peso	0,002	0,004		0,000	
Heptane, 2,4,6-trimethyl-	% Peso					
3-Methyl-5-ethylheptane	% Peso	0,003	0,004			
3,6-Dimethyloctane	% Peso	0,001	0,001			
C10 Isoparaffin - 6	% Peso		0,000			
2,3-Dimethyloctane	% Peso					
5-Methylnonane	% Peso	0,001	0,003			
4-Methylnonane	% Peso		0,003			
2-Methylnonane	% Peso	0,003	0,006		0,001	
3-Ethyl-octane	% Peso	0,001	0,002			
3-Methylnonane	% Peso	0,003	0,008	0,000	0,000	0,001
Heptane, 2,2,3,5-tetramethyl-	% Peso	0,002	0,002	0,002	0,000	0,004
C10 - IsoParaffin - 7	% Peso	0,000	0,000			
C10 - IsoParaffin - 8	% Peso					
2,3,3-trimethyloctane	% Peso					
C11 Isoparaffin-1	% Peso					
C11 Isoparaffin-2	% Peso					
2,5-dimethylnonane	% Peso		0,000			
C11 Isoparaffin - 4	% Peso	0,004	0,009	0,001	0,001	0,001
3-Ethyl-nonane	% Peso					
C11 IsoParaffin - 5	% Peso		0,000			
Nonane, 3,7-dimethyl-	% Peso					
C11 - IsoParaffin - 6b	% Peso					
Octane, 5-ethyl-2-methyl-	% Peso					
C11 - IsoParaffin - 7	% Peso		0,000			
C11 - IsoParaffin - 9	% Peso		0,000			
C11 - IsoParaffin - 10	% Peso					
C12 IsoParaffin - 2	% Peso		0,000			
Decane, 3-methyl-	% Peso		0,000			
C11 - IsoParaffin - 12b	% Peso		0,000			
C11 - IsoParaffin - 13	% Peso					
C11 - IsoParaffin - 14	% Peso					
C11 - IsoParaffin - 16	% Peso					

C12-isoparaffin- 1b	% Peso					
C12 - Isoparaffin - 2 b	% Peso		0,000			
C12 - IsoParaffin - 3b	% Peso	0,000				
C12-Isoparaffin - 4	% Peso		0,001			
C12 - IsoParaffin - 5	% Peso					
C13isoparaffin-2	% Peso		0,001			
C12 - IsoParaffin - 6	% Peso					
C12 - IsoParaffin - 8	% Peso	0,004	0,010		0,001	0,005
C12 - IsoParaffin - 9	% Peso					
C12 - IsoParaffin - 10	% Peso	0,000	0,001			
Benzene	% Peso	7,601	0,005	12,034	16,945	
Toluene	% Peso	24,311	0,091	39,452	16,737	0,046
Ethylbenzene	% Peso	3,032	0,121	4,878	1,027	0,110
m-Xylene	% Peso	11,545	0,649	19,150	3,584	0,497
p-Xylene	% Peso	4,142	0,279	5,971	1,611	0,171
C8-MonoAromatic	% Peso	0,001	0,001			
o-Xylene	% Peso	5,191	0,646	8,118	1,352	0,908
i-Propylbenzene	% Peso	0,130	0,026	0,197	0,030	0,017
n-Propylbenzene	% Peso	0,437	0,164	0,612	0,085	0,120
1-Methyl-3-ethylbenzene	% Peso	1,886	0,903	2,527	0,356	0,686
1-Methyl-4-ethylbenzene	% Peso	0,844	0,421	1,122	0,160	0,302
1,3,5-Trimethylbenzene	% Peso	1,065	0,708	1,312	0,186	0,461
1-Methyl-2-ethylbenzene	% Peso	0,590	0,406	0,711	0,103	0,420
1,2,4-Trimethylbenzene	% Peso	3,160	2,998	3,359	0,524	2,674
i-Butylbenzene	% Peso	0,005	0,006	0,004	0,001	0,003
sec-Butylbenzene	% Peso	0,005	0,006	0,004	0,001	0,003
1,2,3-Trimethylbenzene	% Peso	0,563	0,900	0,392	0,096	1,035
1-Methyl-3-i-propylbenzene	% Peso	0,014	0,021	0,010	0,002	0,018
1-Methyl-4-i-propylbenzene	% Peso	0,003	0,006	0,002	0,001	0,003
1-Methyl-2-i-propylbenzene	% Peso	0,001				
1,3-Diethylbenzene	% Peso	0,014	0,033	0,004	0,002	0,020
1-Methyl-3-n-propylbenzene	% Peso	0,042	0,100	0,009	0,005	0,058
1-Methyl-4-n-propylbenzene	% Peso	0,032	0,062	0,004	0,003	0,036
1,4-Diethylbenzene	% Peso					
n-Butylbenzene	% Peso		0,016	0,001	0,001	0,011
1,3-Dimethyl-5-ethylbenzene	% Peso	0,069	0,178	0,007	0,007	0,103
1,2-Diethylbenzene	% Peso	0,002	0,006	0,000	0,000	0,005
1-Methyl-2-n-propylbenzene	% Peso	0,013	0,032	0,001	0,001	0,023
1,4-Dimethyl-2-ethylbenzene	% Peso	0,039	0,103	0,002	0,004	0,070
1,3-Dimethyl-4-ethylbenzene	% Peso	0,039	0,104	0,001	0,004	0,073
1,2-Dimethyl-4-ethylbenzene	% Peso	0,071	0,192	0,001	0,007	0,136
1,3-Dimethyl-2-ethylbenzene	% Peso	0,003	0,009		0,000	0,008
C11 - Aromatic - 1	% Peso					
1-Methyl-4-t-butylbenzene	% Peso	0,002	0,005			0,002
1,2-Dimethyl-3-ethylbenzene	% Peso	0,015	0,041		0,001	0,032
Benzene, (1,1-dimethylpropyl)-	% Peso					

1-Ethyl-2-i-propylbenzene	% Peso		0,002			
C11 - Aromatic - 2a	% Peso	0,001				
C11 - Aromatic - 3	% Peso	0,001	0,002			
1-Ethyl-4-i-propylbenzene	% Peso	0,069	0,191		0,006	0,136
1-Methyl-1-n-butylbenzene	% Peso	0,095			0,008	0,190
1,2,3,5-Tetramethylbenzene	% Peso		0,259			
Isopentyl benzene	% Peso	0,000	0,001			
1,2-Di-i-propylbenzene	% Peso	0,002				
Benzene, 1,3-diethyl-5-methyl-	% Peso	0,000	0,006			
C11 - Aromatic - 2b	% Peso		0,002			
1-methyl-4-(1-methylpropyl)be	% Peso		0,010			
sulfolane	% Peso	2,571				91,086
2,4-diethyl-1-methylbenzene	% Peso		0,002			
C11 - Aromatic - 4	% Peso	0,000	0,077		0,006	
1-Ethyl-2-n-propylbenzene	% Peso	0,001				
1,4-diethyl-2-methylbenzene	% Peso	0,001	0,002			
n-Pentylbenzene	% Peso	0,001	0,002			
(1,2-dimethylpropyl)benzene	% Peso	0,001	0,002			
tert-pentyl benzene	% Peso	0,002	0,004			
1,3-diethyl-5-methyl benzene	% Peso	0,002	0,005			
1-Methyl-2-n-butylbenzene	% Peso		0,005			
C11 - Aromatic - 7	% Peso		0,006			
1,4-Di-i-propylbenzene	% Peso		0,000			
C11 - Aromatic - 10	% Peso					
1t-Butyl-4-ethylbenzene	% Peso					0,000
C11 - Aromatic - 11	% Peso	0,000	0,001			0,001
1-ethyl-2,4,5-trimethylbenzen	% Peso		0,005			
C12-Aromatic-1	% Peso					
Ethyl-1,3,4-trimethyl benzene	% Peso					
Naphthalene	% Peso	0,018	0,046		0,002	0,210
Cyclooctene, 1,2-dimethyl-	% Peso					
5-Methylindan	% Peso	0,010	0,027		0,001	0,024
2-Methylindan	% Peso	0,037	0,028		0,026	
C1 - Indan - 1	% Peso		0,000			
2,3-Dihydroindene	% Peso	0,103	0,164	0,069	0,018	0,246
1-H-Indene	% Peso					0,024
4-Methylindan	% Peso					
1H-Indene, 2,3-dihydro-1,2-dim	% Peso	0,000	0,001			
Dimethyl Indene - 2	% Peso	0,001	0,003			0,001
Dimethyl Indene - 3	% Peso	0,000	0,001			0,001
Dimethyl Indene - 4	% Peso	0,001	0,003			
1,6-Dimethyl Indan	% Peso	0,003	0,001			0,005
C10-Naphthene-1	% Peso					
Cyclopentane	% Peso	0,065	0,171		0,833	
Methylcyclopentane	% Peso	0,639	1,741		2,974	
Cyclohexane	% Peso	0,070	0,189	0,000	0,389	

1,1-Dimethylcyclopentane	% Peso	0,049	0,134		0,131	
1t,3-Dimethylcyclopentane	% Peso	0,088	0,245		0,197	
1c,3-Dimethylcyclopentane	% Peso	0,084	0,239		0,203	
1t,2-Dimethylcyclopentane	% Peso	0,119	0,329		0,302	
1c,2-Dimethylcyclopentane	% Peso	0,035	0,103		0,116	
Methylcyclohexane	% Peso	0,098	0,272		0,285	
1,1,3-Trimethylcyclopentane	% Peso	0,019	0,076		0,024	
Ethylcyclopentane	% Peso	0,069	0,194		0,195	
1c,2t,4-Trimethylcyclopentane	% Peso	0,025	0,072		0,034	
1t,2c,3-Trimethylcyclopentane	% Peso	0,014	0,042		0,021	
1,1,2-Trimethylcyclopentane	% Peso	0,006	0,014		0,009	
1c,3-Dimethylcyclohexane	% Peso	0,013	0,037	0,000	0,022	
trans-1,3-dimethylcyclohexane	% Peso	0,011	0,027	0,000	0,017	
1t,4-Dimethylcyclohexane	% Peso	0,007	0,021		0,011	
C8 MonoNaph - 1	% Peso	0,001	0,003		0,002	
C8 MonoNaph - 2	% Peso	0,000	0,001		0,001	
1,1-Dimethylcyclohexane	% Peso	0,004	0,010		0,007	
3c-Ethylmethylcyclopentane	% Peso	0,022	0,060		0,033	
3t-Ethylmethylcyclopentane	% Peso	0,019	0,054		0,029	
2t-Ethylmethylcyclopentane	% Peso	0,019	0,051	0,000	0,033	
1,1-Methylethylcyclopentane	% Peso	0,010	0,028		0,017	
1t,2-Dimethylcyclohexane	% Peso	0,011	0,032	0,001	0,021	
C8 - MonoNaph - 3	% Peso	0,003	0,008	0,001	0,007	
i-Propylcyclopentane	% Peso	0,010	0,027	0,001	0,014	
Cyclopentane, 1,1,3,4-tetramet	% Peso	0,001	0,002		0,001	
Cyclopentane, 1-ethyl-2-methyl	% Peso	0,007	0,017	0,001	0,010	
C8 - MonoNaph - 4	% Peso	0,017	0,049	0,000	0,011	
Cycloheptane, methyl-	% Peso	0,041	0,115	0,001	0,028	
1c,3c,5-Trimethylcyclohexane	% Peso	0,022				
Ethylcyclohexane	% Peso	0,012	0,049		0,026	
n-Propylcyclopentane	% Peso					
1,1,3-Trimethylcyclohexane	% Peso	0,002	0,005		0,001	
1c,2t,4t-Trimethylcyclohexane	% Peso	0,011	0,038		0,013	
C9 - MonoNaph - 4a	% Peso	0,001	0,010	0,000	0,003	
C9-MonoNaph-6	% Peso		0,001			
Cyclohexane, 1,2,4-trimethyl-,	% Peso	0,002	0,003			
Cyclopentane, 1-methyl-2-propy	% Peso	0,004	0,009	0,001	0,002	
trans-1,3-Diethylcyclopentane	% Peso	0,004	0,010	0,001	0,002	
1-Ethyl-3-methylcyclohexane (c,t)	% Peso					
Cyclohexane, 1-ethyl-4-methyl-	% Peso	0,002	0,004	0,001	0,001	
1,1,2-Trimethylcyclohexane	% Peso	0,001	0,002			
C9-MonoNaph-1b	% Peso	0,001	0,003		0,001	
C9 - MonoNaph - 2b	% Peso	0,001	0,002			
C9-MonoNaph-3b	% Peso					
i-Butylcyclopentane	% Peso					
C9 MonoNaph - 5b	% Peso	0,001	0,003			

1,1-Methylethylcyclohexane	% Peso	0,001	0,003	0,000	0,000	
C9-MonoNaph - 6	% Peso	0,000	0,002		0,000	
i-Propylcyclohexane	% Peso	0,001	0,001			
C9 MonoNaph - 7	% Peso	0,001	0,001			
Propylcyclohexane	% Peso					
n-Butylcyclopentane	% Peso					
C9 - MonoNaph - 8	% Peso					
Diethylcylohexane	% Peso	0,000	0,001			
C10 MonoNaph - 1	% Peso	0,001	0,003			
Cyclohexane, 2-ethyl-1,3-dimethyl-	% Peso					
C10-MonoNaph-2a	% Peso					
C10 MonoNaph - 3a	% Peso					
C10 - MonoNaph - 2b	% Peso					
C10 MonoNaphth - 3b	% Peso					
1t-Methyl-2-n-propylcyclohexan	% Peso					
C10 MonoNaph - 4	% Peso					
sec-Butylcyclohexane	% Peso					
C11 - MonoNaph - 1	% Peso					
C11 - MonoNaph - 2	% Peso					
C11 - MonoNaph - 3	% Peso					0,001
C11-Olefin-1	% Peso					
C11 Olefin -2	% Peso					
Butene-1	% Peso	0,000	0,001		0,010	
Isobutene	% Peso	0,000	0,001		0,010	
t-Butene-2	% Peso	0,001	0,003		0,018	
c-Butene-2	% Peso	0,001	0,002		0,026	
Pentene-1	% Peso	0,003	0,008		0,029	
t-Pentene-2	% Peso	0,010	0,027		0,086	
c-Pentene-2	% Peso	0,005	0,014		0,060	
Hexene-1	% Peso	0,006	0,016		0,031	
t-Hexene-3	% Peso	0,025	0,069		0,062	
c-Hexene-3	% Peso	0,007	0,017		0,025	
t-Hexene-2	% Peso	0,020	0,053		0,090	
c-Hexene-2	% Peso	0,010	0,027		0,063	
t-Heptene-3	% Peso	0,012	0,029		0,025	
t-Heptene-2	% Peso	0,010	0,029		0,029	
c-Heptene-2	% Peso	0,006	0,018		0,022	
Octene-1	% Peso	0,003	0,007		0,005	
t-4-Octene	% Peso	0,007	0,017	0,000	0,012	
t-Octene-3	% Peso	0,002	0,005		0,004	
t-Octene-2	% Peso	0,002	0,006		0,003	
c-Octene-2	% Peso	0,002	0,005		0,002	
C9 - Olefin - 1	% Peso	0,001	0,001			
C10-MonoNaph-1	% Peso	0,002	0,004		0,001	
t-Nonene-2	% Peso	0,000	0,001			
4-Decene	% Peso					

2-Decene, (Z)-	% Peso	0,001	0,000	0,001		
3-Methylbutene-1	% Peso	0,001	0,004		0,013	
2-Methylbutene-1	% Peso	0,011	0,030		0,159	
2-Methylbutene-2	% Peso	0,026	0,071		0,363	
4-Methylpentene-1	% Peso	0,003	0,008		0,016	
3-Methylpentene-1	% Peso	0,005	0,012		0,023	
2,3-Dimethylbutene-1	% Peso	0,008				
4-Methyl-t-pentene-2	% Peso		0,021		0,020	
4-Methyl-c-pentene-2	% Peso	0,696	1,923	0,000	1,183	
2-Methylpentene-1	% Peso	0,020	0,053		0,118	
2-Ethylbutene-1	% Peso		0,008		0,026	
2-Methylpentene-2	% Peso	0,031	0,084		0,179	
3-Methyl-c-pentene-2	% Peso	0,030	0,082		0,135	
3-methyl-c-pentene-2	% Peso	0,030	0,082		0,135	
3-Methyl-t-pentene-2	% Peso					
2,3,3-Trimethylbutene-1	% Peso				0,016	
3,4-Dimethylpentene-1	% Peso	0,001	0,001		0,003	
2,4-Dimethylpentene-1	% Peso	0,005	0,013		0,021	
3-Ethylpentene-1	% Peso		0,008			
3-Methylhexene-1	% Peso		0,005		0,039	
2-Methyl-c-hexene-3	% Peso	0,314	0,008			
5-Methylhexene-1	% Peso	0,004	0,009		0,014	
1-Pentene, 2,3-dimethyl-	% Peso	0,004	0,012		0,018	
2-Methyl-t-hexene-3	% Peso	0,007	0,017		0,022	
2-Ethyl-3-methylbutene-1	% Peso				0,011	
4-Methylhexene-1	% Peso	0,003	0,011		0,016	
4-Methyl-t/c-hexene-2	% Peso					
5-Methyl-t-hexene-2	% Peso	0,014	0,036		0,042	
4,4-Dimethyl-c-pentene-2	% Peso	0,002	0,006		0,072	
3,4-Dimethyl-c-pentene-2	% Peso	0,008	0,022		0,024	
3-Methyl-c-hexene-3	% Peso	0,009	0,025		0,031	
2-Methyl-2-hexene	% Peso	0,037	0,099		0,120	
3-Methyl-t-hexene-3	% Peso	0,015	0,041		0,047	
3-Ethylpentene-2	% Peso	0,007	0,020		0,030	
3-Methyl-t-hexene-2	% Peso	0,022	0,059		0,091	
2,3-dimethyl-2-pentene	% Peso	0,011	0,029		0,045	
C7 - Iso-Olefin - 1	% Peso		0,003		0,001	
Hexane, 2-methyl-4-methylene-	% Peso	0,002	0,006		0,004	
3-Hexene, 2,3-dimethyl-	% Peso	0,001	0,007		0,003	
2,3-Dimethyl-1-hexene	% Peso		0,004			
2-Pentene, 3-ethyl-2-methyl-	% Peso		0,016		0,011	
4-Methyl-2-heptene	% Peso	0,001	0,009	0,003	0,001	
2-Ethylhexene-1	% Peso	0,001	0,004		0,003	
3-Heptene, 3-methyl-	% Peso	0,003	0,010		0,004	
5-Methyl-3-heptene	% Peso	0,004	0,012		0,007	
2,6-Dimethylheptene-1	% Peso	0,009	0,019	0,001	0,027	

C8 - Iso-Olefin - 3	% Peso				
3,5-Dimethyl-3-heptene	% Peso		0,001		0,000
C9 - IsoOlefin - 3	% Peso	0,003	0,008		0,002
2,4-Dimethylheptene-1	% Peso	0,015	0,034		0,009
C10 - IsoOlefin - 2	% Peso	0,001	0,002	0,000	0,000
C10 Iso Olefin - 3	% Peso	0,001	0,000		
C10-iso-olefin-5	% Peso				
2,3-Dimethyl-2-octene	% Peso				
C10 - Iso-olefin - 6	% Peso				
C10 - Iso-olefin - 7	% Peso		0,001		0,000
C10-iso-olefin-9	% Peso				
3-Nonene, 3-methyl-, (E)-	% Peso				
C10 -iso-olefin-10	% Peso				
C10-iso-Olefin-11	% Peso				
C11 - IsoOlefin - 1	% Peso				
C11 - IsoOlefin - 2	% Peso				
cyclopentadiene	% Peso				0,014
Cyclopentene	% Peso	0,001	0,003		0,078
4-methylcyclopentene	% Peso	0,002	0,005		0,033
5-methyl-1,3cyclopentadiene	% Peso	0,001	0,001	0,000	0,067
1-methyl-1,3cyclopentadiene	% Peso			0,000	0,055
3-methylcyclopentene-1	% Peso	0,001	0,001		0,019
1-Methylcyclopentene	% Peso		0,042		0,159
C7-Naphtho-olefin-1	% Peso	0,000	0,003		0,004
3-Ethylcyclopentene	% Peso				0,002
C8 - Naph-Olefin - 1	% Peso	0,000	0,001		0,001
1-Ethylcyclopentene	% Peso	0,003	0,010		0,009
C8 - Naph-Olefin - 2	% Peso	0,006	0,002		0,002
Cyclopentene, 1,2,3-trimethyl-	% Peso	0,000	0,002		0,003
Cyclohexene, 1-methyl-	% Peso	0,003	0,006	0,002	0,014
C8 - Naph-Olefin - 5	% Peso	0,001	0,001		0,001
Cyclohexene, 3-ethyl-	% Peso	0,000	0,001		0,000
Methyl ethyl cyclopentene	% Peso		0,001		0,000
1,4-Dimethyl-1-cyclohexene	% Peso	0,001	0,001	0,000	0,001
C9 - NaphOlefin -5	% Peso	0,000	0,001		0,000
C10 - Naoh - Olefin - 1	% Peso				
1,3 BUTADIENE	% Peso				0,000
t-1,3-pentadiene	% Peso				0,017
1c,3-Pentadiene	% Peso				0,012
1,2-pentadiene	% Peso				0,014
1c/t,4-Hexadiene	% Peso				0,000
2-methyl-1,4-pentadiene	% Peso	0,003	0,014		0,060
1c/t,3-Hexadiene	% Peso		0,000		0,003
3-methyl-1,3-pentadiene	% Peso	0,001	0,001		0,003
3,3-Dimethyl-1,4-pentadiene	% Peso	0,000	0,001		0,002
1,6-Heptadiene	% Peso				

1,5-Heptadiene	% Peso					
1,3-Pentadiene, 2,3-dimethyl-	% Peso	0,004	0,015		0,035	
1,4-Pentadiene, 2,3,4-trimethy	% Peso	0,000	0,001		0,002	
n-Olefins - Carbon # 5	% Peso		0,048		0,176	
n-Olefins - Carbon # 6	% Peso		0,181		0,270	
n-Olefins - Carbon # 7	% Peso		0,076		0,077	
n-Olefins - Carbon # 8	% Peso		0,040	0,000	0,027	
n-Olefins - Carbon # 9	% Peso		0,006		0,001	
Mono-Aromatics - Carbon # 7	% Peso		0,091	39,452	16,737	
Mono-Aromatics - Carbon # 8	% Peso		1,696	38,117	7,575	
Mono-Aromatics - Carbon # 9	% Peso		6,526	10,232	1,540	
Mono-Naphthenes - Carbon # 10	% Peso		0,003			
Mono-Naphthenes - Carbon # 11	% Peso					
Mono-Naphthenes - Carbon # 5	% Peso		0,171		0,833	
Mono-Naphthenes - Carbon # 6	% Peso		1,930	0,000	3,364	
Mono-Naphthenes - Carbon # 7	% Peso		1,517		1,430	
Mono-Naphthenes - Carbon # 8	% Peso		0,794	0,005	0,378	
Mono-Naphthenes - Carbon # 9	% Peso		0,104	0,003	0,026	
Naphthalenes - Carbon # 10	% Peso		0,046		0,002	
Naphthenes - Carbon # 10	% Peso					
Naphtheno-Olefins - Carbon # 5	% Peso		0,003		0,091	
Naphtheno-Olefins - Carbon # 6	% Peso		0,048	0,001	0,314	
Naphtheno-Olefins - Carbon # 7	% Peso		0,019	0,002	0,029	
Naphtheno-Olefins - Carbon # 8	% Peso		0,010	0,000	0,028	
Naphtheno-Olefins - Carbon # 9	% Peso		0,001		0,000	
Naphtheno/Olefino-Benzs - Carbon # 10	% Peso		0,055		0,027	
Paraffin - Carbon # 1	% Peso					
Paraffin - Carbon # 10	% Peso		0,006	0,000		
Paraffin - Carbon # 11	% Peso		0,002			
Paraffin - Carbon # 12	% Peso		0,005			
Paraffin - Carbon # 2	% Peso				0,016	
Paraffin - Carbon # 3	% Peso		0,001		0,004	
Paraffin - Carbon # 4	% Peso		0,501		0,832	
Paraffin - Carbon # 5	% Peso		4,409		4,222	
Paraffin - Carbon # 6	% Peso		10,009	0,000	6,026	
Paraffin - Carbon # 7	% Peso		6,527	0,000	2,628	
Paraffin - Carbon # 8	% Peso		1,737	0,001	0,475	
Paraffin - Carbon # 9	% Peso		0,295	0,007	0,042	
n-Olefins - Carbon # 10	% Peso		0,000	0,001		
n-Olefins - Carbon # 4	% Peso		0,006		0,063	
Benzene, 2,4-dimethyl-1-(1-methylethy	% Peso	0,002	0,008			0,003
C12+ - Carbon # 12	% Peso		0,018			
Cyclohexane, 1,2,3-trimethyl-, (1à,2à	% Peso		0,002			
Cyclopentane, 1,1,3,4-tetramethyl-, t	% Peso	0,002	0,004		0,001	
Cyclopentane, 1,2,3-trimethyl-, (1à,2	% Peso	0,000	0,002		0,002	
Di-Olefins - Carbon # 4	% Peso				0,000	

Di-Olefins - Carbon # 5	% Peso				0,043	
Di-Olefins - Carbon # 6	% Peso		0,016		0,066	
Di-Olefins - Carbon # 7	% Peso		0,016		0,037	
Di-Olefins - Carbon # 8	% Peso		0,001		0,002	
I-Paraffins - Carbon # 10	% Peso		0,063	0,001	0,005	
I-Paraffins - Carbon # 11	% Peso		0,014	0,003	0,001	
I-Paraffins - Carbon # 12	% Peso		0,012		0,001	
I-Paraffins - Carbon # 13	% Peso		0,001			
I-Paraffins - Carbon # 4	% Peso		0,059		0,089	
I-Paraffins - Carbon # 5	% Peso		5,915		5,919	
I-Paraffins - Carbon # 6	% Peso		19,263	0,000	12,857	
I-Paraffins - Carbon # 7	% Peso		22,989	0,001	10,444	
I-Paraffins - Carbon # 8	% Peso		8,393	0,003	2,722	
I-Paraffins - Carbon # 9	% Peso		1,772	0,012	0,383	
Indenes - Carbon # 10	% Peso		0,164	0,069	0,018	
Indenes - Carbon # 11	% Peso		0,008			
Iso-Olefins - Carbon # 10	% Peso		0,003	0,000	0,001	
Iso-Olefins - Carbon # 5	% Peso		0,104		0,535	
Iso-Olefins - Carbon # 6	% Peso		2,158	0,000	1,701	
Iso-Olefins - Carbon # 7	% Peso		0,506		0,868	
Iso-Olefins - Carbon # 8	% Peso		0,069	0,003	0,034	
Iso-Olefins - Carbon # 9	% Peso		0,062	0,001	0,039	
Mono-Aromatics - Carbon # 10	% Peso		1,175	0,052	0,039	
Mono-Aromatics - Carbon # 11	% Peso		0,336		0,019	
Mono-Aromatics - Carbon # 12	% Peso		0,000			
Mono-Aromatics - Carbon # 6	% Peso		0,005	12,034	16,945	

Anexo G. Condiciones operacionales para la torre T-1401 en el caso actual las cuales corresponden a los datos promedios desde el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 tomadas del sistema data PI.

DIARIA	T-1401							
Descripcion	CARGA TORRE 1401	SOLVENTE A T-1401	RECICLO A LA T-1404	INTERFACE T1401	PRESION A T-1401	CIMA T- 1401	FONDO T- 1401	SOLVENTE POBRE A T- 1401
Unidades	BPD	BPD	BPD	%	psig	°F	°F	°F
FECHA	U1400- FT_1401	U1400- FT_1402	U1400- FT_1410	U1400- LT_1405	U1400- PT_1405	U1400- TI_1401	U1400- TI_1402	U1400- TI_1403
15/07/2015 00:00	5.497,07	10.574,29	2.539,03	29,79	63,02	234,97	187,98	241,94
15/07/2015 00:15	5.497,31	10.577,26	2.514,38	30,17	63,02	234,86	187,93	241,87
15/07/2015 00:30	5.497,56	10.580,22	2.502,33	30,56	63,02	234,75	187,80	241,79
15/07/2015 00:45	5.497,80	10.583,19	2.515,01	30,95	63,03	234,64	187,67	241,72
16/07/2015 00:00	5.499,37	10.420,33	2.664,55	21,46	63,34	232,34	184,95	239,75
16/07/2015 00:15	5.499,35	10.420,25	2.706,53	20,96	63,32	232,30	184,93	239,71
16/07/2015 00:30	5.499,34	10.420,17	2.625,40	20,46	63,30	232,26	184,91	239,67
16/07/2015 00:45	5.499,32	10.420,08	2.607,85	19,97	63,28	232,23	184,90	239,63
17/07/2015 00:00	5.497,73	10.627,45	2.475,02	29,73	64,47	236,13	185,66	243,09
17/07/2015 00:15	5.497,89	10.654,90	2.493,68	30,27	64,42	236,13	185,73	243,10
17/07/2015 00:30	5.498,05	10.682,34	2.475,02	30,80	64,36	236,13	185,81	243,11
17/07/2015 00:45	5.498,21	10.709,79	2.460,83	31,34	64,30	236,13	185,88	243,12
18/07/2015 00:00	5.499,23	10.517,73	2.572,77	23,33	63,21	234,46	186,49	241,75
18/07/2015 00:15	5.499,22	10.511,96	2.567,69	23,39	63,20	234,41	186,45	241,70
18/07/2015 00:30	5.499,22	10.506,20	2.554,90	23,45	63,19	234,36	186,42	241,66
18/07/2015 00:45	5.499,21	10.500,44	2.510,22	23,51	63,19	234,30	186,38	241,62
19/07/2015 00:00	5.501,97	10.715,63	2.485,00	33,48	63,76	235,74	188,91	242,66
19/07/2015 00:15	5.502,28	10.711,21	2.482,12	34,48	63,71	235,87	188,92	242,77
19/07/2015 00:30	5.502,58	10.706,78	2.486,76	35,47	63,67	236,00	188,92	242,88
19/07/2015 00:45	5.502,88	10.702,35	2.494,43	36,47	63,63	236,12	188,92	243,00
20/07/2015 00:00	5.505,01	10.697,06	2.477,35	29,40	62,96	235,34	187,90	242,60
20/07/2015 00:15	5.505,12	10.701,88	2.541,70	30,33	62,97	235,29	187,86	242,58
20/07/2015 00:30	5.505,24	10.706,70	2.498,00	31,25	62,98	235,23	187,82	242,56
20/07/2015 00:45	5.505,36	10.711,52	2.433,68	32,17	62,98	235,18	187,77	242,54
21/07/2015 00:00	5.498,55	10.424,71	2.467,46	24,18	62,95	235,01	187,17	241,83
21/07/2015 00:15	5.498,53	10.422,22	2.488,45	24,19	62,95	235,00	187,15	241,81
21/07/2015 00:30	5.498,51	10.419,73	2.534,93	24,21	62,95	234,98	187,13	241,79
21/07/2015 00:45	5.498,49	10.417,24	2.520,79	24,22	62,95	234,97	187,11	241,77
22/07/2015 00:00	5.501,40	10.884,34	2.548,94	21,73	63,14	236,17	186,59	243,05

22/07/2015 00:15	5.501,50	10.867,65	2.566,24	21,92	63,13	236,30	186,60	243,16
22/07/2015 00:30	5.501,60	10.850,95	2.553,44	22,11	63,12	236,44	186,61	243,27
22/07/2015 00:45	5.501,69	10.834,26	2.546,75	22,31	63,11	236,57	186,62	243,39
23/07/2015 00:00	5.498,81	10.604,99	2.698,88	19,14	63,07	235,70	186,92	243,14
23/07/2015 00:15	5.498,83	10.611,88	2.654,78	19,27	63,06	235,73	186,97	243,19
23/07/2015 00:30	5.498,85	10.618,77	2.672,48	19,39	63,04	235,76	187,01	243,25
23/07/2015 00:45	5.498,87	10.625,66	2.690,63	19,51	63,03	235,78	187,06	243,29
24/07/2015 00:00	5.496,82	10.464,01	2.522,96	28,43	62,91	234,76	186,74	241,53
24/07/2015 00:15	5.496,68	10.462,80	2.539,75	28,54	62,91	234,72	186,71	241,51
24/07/2015 00:30	5.496,68	10.461,59	2.535,30	28,57	62,91	234,72	186,68	241,52
24/07/2015 00:45	5.496,81	10.460,38	2.528,32	28,61	62,91	234,72	186,65	241,53
25/07/2015 00:00	5.500,59	10.827,57	2.595,12	37,37	64,11	237,14	187,58	244,00
25/07/2015 00:15	5.500,72	10.823,62	2.573,06	38,28	64,07	237,12	187,64	243,96
25/07/2015 00:30	5.500,84	10.819,68	2.550,49	39,19	64,03	237,09	187,70	243,93
25/07/2015 00:45	5.500,97	10.815,73	2.540,49	39,42	63,99	237,06	187,76	243,90
26/07/2015 00:00	5.504,94	10.596,98	2.577,85	24,43	63,04	236,35	188,38	243,27
26/07/2015 00:15	5.504,89	10.595,47	2.583,59	24,24	63,04	236,31	188,37	243,23
26/07/2015 00:30	5.504,83	10.593,97	2.632,97	24,05	63,04	236,28	188,36	243,19
26/07/2015 00:45	5.504,77	10.592,46	2.644,89	23,86	63,04	236,24	188,35	243,16
27/07/2015 00:00	5.496,95	10.462,47	2.563,78	25,77	62,86	235,38	187,48	241,61
27/07/2015 00:15	5.497,14	10.468,35	2.566,21	25,83	62,87	235,36	187,53	241,60
27/07/2015 00:30	5.497,32	10.474,22	2.575,53	25,88	62,87	235,35	187,58	241,59
27/07/2015 00:45	5.497,51	10.480,10	2.582,39	25,94	62,88	235,33	187,63	241,58
28/07/2015 00:00	5.497,87	10.192,12	2.574,22	33,56	63,63	234,53	186,34	241,42
28/07/2015 00:15	5.497,95	10.180,62	2.581,67	34,28	63,70	234,60	186,28	241,49
28/07/2015 00:30	5.498,03	10.169,12	2.569,66	35,01	63,78	234,67	186,23	241,56
28/07/2015 00:45	5.498,11	10.157,62	2.562,31	34,77	63,85	234,74	186,17	241,63
29/07/2015 00:00	5.521,61	10.600,97	2.724,69	19,73	62,94	235,58	186,08	242,37
29/07/2015 00:15	5.521,51	10.602,39	2.686,96	19,92	62,94	235,57	186,02	242,36
29/07/2015 00:30	5.521,41	10.603,81	2.725,29	20,10	62,94	235,57	185,96	242,35
29/07/2015 00:45	5.521,31	10.605,22	2.690,29	20,29	62,93	235,56	185,90	242,35
30/07/2015 00:00	5.525,51	10.466,13	2.590,87	32,33	62,90	233,44	184,95	240,48
30/07/2015 00:15	5.525,40	10.462,85	2.581,54	30,93	62,90	233,38	184,91	240,46
30/07/2015 00:30	5.525,29	10.459,56	2.569,26	29,52	62,90	233,31	184,86	240,45
30/07/2015 00:45	5.525,19	10.456,27	2.608,27	28,11	62,89	233,24	184,81	240,44
31/07/2015 00:00	5.523,10	10.409,35	2.664,07	21,97	62,80	233,35	184,92	240,31
31/07/2015 00:15	5.523,35	10.408,59	2.667,85	22,36	62,81	233,34	184,93	240,32

31/07/2015 00:30	5.523,59	10.407,83	2.643,71	22,75	62,82	233,32	184,94	240,34
31/07/2015 00:45	5.523,84	10.407,07	2.644,70	23,14	62,83	233,30	184,94	240,36
01/08/2015 00:00	5.510,96	10.577,40	2.792,57	20,21	63,00	234,52	185,45	241,94
01/08/2015 00:15	5.510,20	10.573,64	2.783,89	19,79	63,00	234,54	185,48	241,96
01/08/2015 00:30	5.509,44	10.569,89	2.826,70	19,36	63,01	234,57	185,51	241,98
01/08/2015 00:45	5.508,68	10.566,13	2.832,28	18,94	63,01	234,59	185,54	242,00
02/08/2015 00:00	5.502,11	10.734,10	2.647,66	24,57	63,08	236,86	187,83	243,52
02/08/2015 00:15	5.502,06	10.736,38	2.634,81	24,70	63,09	236,86	187,80	243,52
02/08/2015 00:30	5.502,00	10.738,66	2.648,28	24,83	63,10	236,87	187,77	243,52
02/08/2015 00:45	5.501,95	10.740,94	2.648,73	24,96	63,11	236,87	187,80	243,52
03/08/2015 00:00	5.500,88	10.757,31	2.732,43	23,34	63,20	236,67	187,97	242,70
03/08/2015 00:15	5.501,10	10.759,45	2.680,13	23,14	63,20	236,68	187,98	242,70
03/08/2015 00:30	5.501,32	10.761,58	2.673,51	22,94	63,21	236,68	187,99	242,70
03/08/2015 00:45	5.501,55	10.763,71	2.637,15	22,75	63,21	236,69	188,00	242,71
04/08/2015 00:00	5.453,62	10.779,70	2.651,92	24,89	62,94	236,79	189,48	243,22
04/08/2015 00:15	5.450,97	10.776,66	2.677,89	24,76	62,93	236,78	189,46	243,21
04/08/2015 00:30	5.448,33	10.773,62	2.639,76	24,62	62,93	236,77	189,44	243,19
04/08/2015 00:45	5.445,68	10.770,58	2.625,12	24,49	62,93	236,77	189,43	243,17
05/08/2015 00:00	5.460,22	10.654,94	2.569,40	29,07	63,14	236,37	187,97	243,12
05/08/2015 00:15	5.460,84	10.650,23	2.569,19	29,00	63,15	236,33	187,96	243,07
05/08/2015 00:30	5.461,46	10.645,52	2.567,15	28,94	63,15	236,29	187,94	243,02
05/08/2015 00:45	5.462,08	10.640,81	2.549,85	28,88	63,16	236,24	187,92	242,97
06/08/2015 00:00	5.466,39	10.580,63	2.585,26	28,88	62,92	235,82	188,45	241,74
06/08/2015 00:15	5.466,31	10.583,14	2.582,10	29,14	62,92	235,79	188,42	241,68
06/08/2015 00:30	5.466,24	10.585,65	2.583,99	29,40	62,91	235,76	188,40	241,61
06/08/2015 00:45	5.466,16	10.588,16	2.583,61	29,66	62,91	235,73	188,37	241,55
07/08/2015 00:00	5.460,72	10.552,22	2.559,29	33,08	62,93	235,42	187,42	242,30
07/08/2015 00:15	5.460,78	10.550,55	2.561,74	33,68	62,93	235,41	187,39	242,30
07/08/2015 00:30	5.460,85	10.548,87	2.564,19	34,28	62,92	235,41	187,37	242,30
07/08/2015 00:45	5.460,92	10.547,19	2.566,64	34,88	62,92	235,41	187,35	242,30
08/08/2015 00:00	5.500,88	10.552,92	2.545,94	38,53	62,80	235,41	187,09	242,78
08/08/2015 00:15	5.500,81	10.555,10	2.546,93	37,96	62,80	235,37	187,07	242,76
08/08/2015 00:30	5.500,75	10.557,28	2.539,00	36,65	62,81	235,32	187,04	242,74
08/08/2015 00:45	5.500,68	10.559,46	2.520,59	35,35	62,81	235,28	187,01	242,72
09/08/2015 00:00	5.502,33	10.557,79	2.580,42	25,59	63,09	235,15	187,04	242,64
09/08/2015 00:15	5.502,61	10.556,91	2.533,00	25,71	63,09	235,12	186,99	242,65
09/08/2015 00:30	5.502,88	10.556,02	2.499,52	25,84	63,08	235,09	186,94	242,66

09/08/2015 00:45	5.502,87	10.555,14	2.492,27	25,97	63,07	235,06	186,88	242,67
10/08/2015 00:00	5.496,96	10.538,39	2.549,45	27,34	62,98	235,83	187,31	242,78
10/08/2015 00:15	5.496,93	10.541,20	2.523,54	27,31	62,98	235,80	187,33	242,74
10/08/2015 00:30	5.497,00	10.544,02	2.526,63	27,28	62,98	235,76	187,34	242,70
10/08/2015 00:45	5.497,07	10.546,86	2.540,28	27,25	62,98	235,73	187,35	242,66
11/08/2015 00:00	5.502,37	10.688,70	2.630,78	31,96	62,87	236,03	187,68	243,58
11/08/2015 00:15	5.502,24	10.689,03	2.623,02	32,21	62,88	236,00	187,65	243,57
11/08/2015 00:30	5.502,12	10.689,35	2.637,85	32,47	62,88	235,97	187,61	243,55
11/08/2015 00:45	5.501,99	10.689,67	2.628,58	32,73	62,89	235,97	187,58	243,52
12/08/2015 00:00	5.499,48	10.661,55	2.666,00	39,69	62,77	236,44	188,77	243,29

Anexo H. Cromatografías promedio entre el 15 de julio al 12 de agosto de 2015 para U1400 Sulfolane disponibles del sistema de datos de laboratorio CDLab© de la Refinería Barrancabermeja.

Estudio	Fecha	Muestra	Análisis	Valor	Uom
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,89	g/100g
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,41	g/100g
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,21	g/100g
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,01	g/100g
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	35,95	g/100g
U-1400 SULFOLANE	15/07/2015 06:26	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,39	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,98	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,28	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,21	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,99	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	36,05	g/100g
U-1400 SULFOLANE	16/07/2015 10:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,34	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,42	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,74	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,21	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,10	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	35,63	g/100g
U-1400 SULFOLANE	17/07/2015 08:05	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,77	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	10,99	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,64	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,21	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,23	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	35,61	g/100g
U-1400 SULFOLANE	18/07/2015 09:28	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	30,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,11	g/100g
U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,21	g/100g

U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,20	g/100g
U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	35,88	g/100g
U-1400 SULFOLANE	19/07/2015 07:18	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	30,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,27	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,28	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,21	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,20	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	35,85	g/100g
U-1400 SULFOLANE	20/07/2015 07:17	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	30,06	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,11	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,20	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,11	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,20	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	36,04	g/100g
U-1400 SULFOLANE	21/07/2015 06:58	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	30,05	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,38	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	13,61	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,19	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,15	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	36,58	g/100g
U-1400 SULFOLANE	23/07/2015 08:45	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,92	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,80	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	13,06	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,19	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,12	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,10	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	36,99	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,74	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	11,69	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	12,70	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,18	g/100g

U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,12	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	37,33	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,85	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	13,12	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,44	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,15	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,81	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,21	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,10	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	13,68	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,35	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,16	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,58	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,68	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	28,37	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	13,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,60	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,85	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	28/07/2015 06:20	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,11	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,77	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,49	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,16	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,94	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,07	g/100g
U-1400 SULFOLANE	29/07/2015 08:22	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,43	g/100g
U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	13,08	g/100g
U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,01	g/100g
U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,15	g/100g

U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,93	g/100g
U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,27	g/100g
U-1400 SULFOLANE	30/07/2015 08:12	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	,	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,74	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,50	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,15	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,02	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,45	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	13,60	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	10,69	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,15	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,82	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,61	g/100g
U-1400 SULFOLANE	01/08/2015 08:33	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	28,99	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,95	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,59	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,16	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,92	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	38,01	g/100g
U-1400 SULFOLANE	02/08/2015 08:43	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,24	g/100g
U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	13,09	g/100g
U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	11,65	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	BENCENO	0,02	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	C9+	3,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	CUMENO	0,01	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	N-HEPTANO	6,15	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	NO AROMATICOS	96,35	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	O-XILENO	0,06	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	TOLUENO	0,03	g/100g
U-1400 SULFOLANE	24/07/2015 01:42	14-3 RAFINATO PRODUCTO	XILENOS	0,25	g/100g
U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,16	g/100g

U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,13	g/100g
U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,86	g/100g
U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	37,94	g/100g
U-1400 SULFOLANE	03/08/2015 06:55	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,30	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	12,45	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	BENCENO	0,02	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	C9+	3,31	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	CUMENO	0,01	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	N-HEPTANO	6,11	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	NO AROMATICOS	96,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	O-XILENO	0,05	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	TOLUENO	0,04	g/100g
U-1400 SULFOLANE	25/07/2015 04:46	14-3 RAFINATO PRODUCTO	XILENOS	0,28	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,18	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	DENSIDAD A 60° F		kg/m3
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	GRAVEDAD API		Grados API
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,02	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	37,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	04/08/2015 07:53	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,63	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	BENCENO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	C9+	3,39	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	CUMENO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	NO AROMATICOS	96,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	O-XILENO	0,05	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	TOLUENO	0,05	g/100g
U-1400 SULFOLANE	26/07/2015 02:01	14-3 RAFINATO PRODUCTO	XILENOS	0,21	g/100g
U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	12,60	g/100g
U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,18	g/100g
U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,98	g/100g
U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	37,24	g/100g

U-1400 SULFOLANE	05/08/2015 08:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,57	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	BENCENO	0,02	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	C9+	4,03	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	CUMENO	0,01	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	N-HEPTANO	0,90	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	NO AROMATICOS	95,51	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	O-XILENO	0,09	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	TOLUENO	0,05	g/100g
U-1400 SULFOLANE	27/07/2015 04:19	14-3 RAFINATO PRODUCTO	XILENOS	0,29	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,16	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	12,38	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,18	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,16	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	8,07	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	37,15	g/100g
U-1400 SULFOLANE	06/08/2015 07:21	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,91	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,48	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	12,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,18	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,98	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	37,36	g/100g
U-1400 SULFOLANE	07/08/2015 08:06	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,72	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,67	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	12,62	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,17	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,12	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,85	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	37,31	g/100g
U-1400 SULFOLANE	08/08/2015 07:36	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,26	g/100g
U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	12,32	g/100g
U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	14,97	g/100g
U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,22	g/100g
U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,18	g/100g

U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,95	g/100g
U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	35,22	g/100g
U-1400 SULFOLANE	11/08/2015 10:23	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	29,14	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	BENCENO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	C9+	27,91	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	CUMENO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	N-HEPTANO	-	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	NO AROMATICOS	96,86	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	O-XILENO	0,05	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	TOLUENO	0,04	g/100g
U-1400 SULFOLANE	31/07/2015 10:47	14-3 RAFINATO PRODUCTO	XILENOS	0,25	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	BENCENO	13,57	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	C9+	15,10	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	CUMENO	0,22	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	N-HEPTANO	0,00	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	NO AROMATICOS	0,19	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	O-XILENO	7,77	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	TOLUENO	34,64	g/100g
U-1400 SULFOLANE	12/08/2015 09:16	14-4 EXTRACTO PRODUCTO T-1405	XILENOS	28,50	g/100g

Anexo I. Placa de motor mezclador torre extractora T-1401

