

**DISEÑO DE UN SISTEMA PARA LA RECUPERACIÓN DE LOS VAPORES
ORGÁNICOS VOLÁTILES GENERADOS DURANTE EL CARGUE DE
CARROTANQUES EN EL LLENADERO DE AROMÁTICOS DE UNA EMPRESA
OIL & GAS**

AARÓN HERNÁNDEZ VESGA

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

2017

**DISEÑO DE UN SISTEMA PARA LA RECUPERACIÓN DE LOS VAPORES
ORGÁNICOS VOLÁTILES GENERADOS DURANTE EL CARGUE DE
CARROTANQUES EN EL LLENADERO DE AROMÁTICOS DE UNA EMPRESA
OIL & GAS**

AARÓN HERNÁNDEZ VESGA

Trabajo de grado para optar el título de Magister en Ingeniería Química

Director

ARLEX CHAVES GUERRERO

Ph.D. en Ingeniería Química

Codirector

GERMÁN EMILIO CASTELLANOS ROMERO

Especialista en Ingeniería de Procesos industrial

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

2017

DEDICATORIA

A mi amada esposa Diana Paola por ser mi eterna compañera de viaje, por aceptar ser parte de mi vida para siempre, por tomarme de la mano para no volverla a soltar nunca, por amarme incondicionalmente y hacerme feliz cada momento, cada día, cada instante.

A mis hijos Aarón Esteban y Juan Felipe porque son la extensión de mi existencia, por demostrarme su amor cada día y hacerme muy feliz.

A mis padres Salvador y Graciela quienes me dieron la vida, me amaron cuando era un pequeño y me amarán toda su vida.

AGRADECIMIENTOS

A todos los profesores de la maestría en ingeniería química por brindarme su conocimiento y experiencia que me han permitido crecer profesionalmente.

Agradecimiento especial a mi director de tesis, el doctor Arlex Chaves, por su dedicación y apoyo permanente para llevar a cabo este proyecto.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. JUSTIFICACIÓN Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	21
2. MARCO TEÓRICO	24
2.1 TECNOLOGÍAS PARA LA ELIMINACIÓN DE CONTAMINANTES GASEOSOS	24
2.1.1 Condensación	29
2.1.2 Absorción	31
2.1.3 Adsorción	33
2.1.4 Oxidación térmica	36
2.1.5 Oxidación catalítica	38
2.2 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE COV'S INSTALADO ACTUALMENTE	40
2.2.1 Datos de diseño	43
2.2.1.1 Separador gas-líquido	43
2.2.1.2 Tambor acumulador y bomba de evacuación de líquido condensado	44
2.2.2 Condiciones del proceso	44
3. OBJETIVOS	46
3.1 OBJETIVO GENERAL	46
3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	46
4. METODOLOGÍA	47
4.1 SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS	48

4.2 CONDICIONES DE SIMULACIÓN	49
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS	52
5.1 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL	52
5.1.1 Validación de la simulación	55
5.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA A SIMULAR	57
5.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL TRATAMIENTO DE LOS COV'S POR CONDENSACIÓN	59
5.4 ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL TRATAMIENTO DE LOS COV'S MEDIANTE LA COMBINACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE CONDENSACIÓN Y ABSORCIÓN	61
5.4.1 Análisis de sensibilidad de la simulación	65
5.4.2 Determinación del modelo del proceso	68
5.4.2.1 Análisis de regresión número 1	69
5.4.2.2 Análisis de regresión número 2	71
5.4.3 Validación de la efectividad del sistema de condensación y absorción	72
5.4.4 Establecimiento de los puntos óptimos de operación	74
6. CONCLUSIONES	77
7. RECOMENDACIONES	79
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80
BIBLIOGRAFÍA	84
ANEXOS	87

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1 Criterios de selección de sistemas de control de contaminantes en el aire. [12]	26
Figura 2. Aplicación de un sistema de condensación para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.	30
Figura 3. Aplicación de un sistema de absorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.	32
Figura 4. Aplicación de un sistema de adsorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.	35
Figura 5. Aplicación de un sistema de oxidación térmica para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.	37
Figura 6. Aplicación de un sistema de oxidación catalítica para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.	39
Figura 7. Sistema de recuperación de vapores instalado actualmente.	41
Figura 8. Brazo articulado para el cargue de productos aromáticos en el llenadero.	42
Figura 9. Separador bifásico gas-líquido.	43
Figura 10. Diagrama esquemático de la metodología empleada.	47
Figura 11. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.	50
Figura 12. Esquema de la simulación del sistema actual de recuperación de vapores orgánicos volátiles.	53
Figura 13. Sistema integrado de condensación y absorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.	63
Figura 14. Esquema de la simulación del sistema de condensación y absorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.	64

Figura 15. Efecto de la presión en el flujo másico de benceno evacuado por la chimenea de la torre de absorción.	68
Figura 16. Comportamiento de la concentración de benceno en el efluente de chimenea frente a la temperatura de los COV's y el flujo de líquido absorbente.	71
Figura 17. Diagrama de dispersión en la atmósfera del benceno efluente por la chimenea del sistema de condensación y absorción propuesto.	74

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Límites de exposición ocupacional a sustancias químicas. [2]	21
Tabla 2. Criterios de selección de sistemas de control de contaminantes en el aire.	27
Tabla 3. Productos manejados en el sistema de entrega de productos aromáticos.	40
Tabla 4. Dimensiones del separador gas-líquido del sistema de recolección de vapores del llenadero de aromáticos.	44
Tabla 5. Dimensiones de las boquillas del separador.	44
Tabla 6. Dimensiones del tambor acumulador de líquido recuperado.	44
Tabla 7. Flujo másico de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico gas-líquido del sistema actual obtenido por simulación.	54
Tabla 8. Comparativo entre la concentración de los COV's producidos y la concentración en la chimenea del sistema actual.	55
Tabla 9. Comparación de la concentración de benceno en los condensados de los COV's recolectados en el tambor acumulador de líquido, concentración obtenida por análisis de cromatografía frente a la concentración simulada del sistema actual.	56
Tabla 10. Prueba t de Student para la comparación de dos muestras emparejadas.	56
Tabla 11. Capacidad de tratamiento de las diferentes tecnologías para la depuración de COV's del aire.	57
Tabla 12. Comparación de costos de construcción y montaje de cada tecnología de reducción de emisiones de COV's	59
Tabla 13. Flujo másico de los COV's en la corriente de inmisión del sistema de condensación.	60

Tabla 14. Concentración de benceno en la corriente de inmisión del sistema de condensación a diferentes temperaturas	61
Tabla 15. Análisis de sensibilidad del sistema de condensación y absorción.	66
Tabla 16. Influencia de la presión en el flujo másico de COV's evacuados por la chimenea de la torre de absorción.	67
Tabla 17. Análisis de varianza de la temperatura a la salida del intercambiador y el flujo de reposición de absorbente frente a la concentración de benceno en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.	70
Tabla 18. Análisis de varianza de la temperatura a la salida del intercambiador y el flujo de reposición de absorbente frente a la concentración de benceno en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.	72
Tabla 19. Datos de entrada requeridos para la elaboración del análisis de dispersión del benceno en la atmósfera.	73
Tabla 20. Puntos óptimos de operación de las variables de proceso del sistema de condensación y absorción.	75
Tabla 21. Flujo másico de las corrientes de COV's producidos, COV's evacuados por la chimenea y COV's retenidos por el sistema de condensación y absorción.	75
Tabla 22. Comparativo de la concentración de los compuestos aromáticos en el efluente de la chimenea del sistema actual frente al sistema de condensación y absorción.	76

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Parámetros de diseño de la torre de absorción.	87
Anexo B. Esquema de la torre de absorción.	88
Anexo C. Parámetros de diseño del intercambiador de calor.	89
Anexo D. Configuración de la carcasa del intercambiador de calor.	90
Anexo E. Configuración de los tubos del intercambiador de calor.	91
Anexo F. Temperatura de las corrientes en el intercambiador.	92
Anexo G. Características del compresor seleccionado.	93
Anexo H. Curva característica del compresor seleccionado	94
Anexo I. Efecto de combinado de la presión y la temperatura sobre el flujo másico de los compuestos aromáticos de interés en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.	95
Anexo J. Efecto de la presión en el flujo másico de los compuestos de interés en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.	102
Anexo K. Composición por cromatografía, de los aromáticos condensados y recolectados en el tambor acumulador del sistema de recuperación de COV's actual.	104
Anexo L. Resultados del análisis de sensibilidad de las variables operativas frente a la concentración de los compuestos aromáticos de interés en el efluente de chimenea del sistema de condensación y absorción.	105
Anexo M. Detalle de costos del sistema de incineración térmica.	118
Anexo N. Detalle de costos del sistema de incineración catalítica.	122
Anexo O. Detalle de costos del sistema de condensación.	126
Anexo P. Detalle de costos del sistema de absorción.	129

GLOSARIO

$\mu\text{g}/\text{m}^3$. Microgramos por metro cubico, unidad de concentración (unidad de masa o peso/volumen), se la puede aplicar a cualquier solución.

ACGIH. Siglas en inglés de “American Conference of Governmental Industrial Hygienists”

Agentes químicos contaminantes. Los contaminantes químicos están constituidos por materia inerte orgánica o inorgánica, natural o sintética (gases, vapores, polvos, humos, nieblas). Es decir, se les designa contaminantes químicos a todas las sustancias que alteran la conformación química de los componentes del medio

Condiciones estándar. El estado estándar de un material (sustancia pura, mezcla o solución) es un estado de referencia utilizado para calcular sus propiedades bajo diferentes condiciones.

COV's. Compuestos orgánicos volátiles.

Empresa Oil & Gas. Empresa dedicada a la producción de petróleo y gas.

Enfermedad laboral. Enfermedad que se produce por el ejercicio de una actividad laboral o por la exposición a agentes químicos o físicos en el puesto de trabajo.

Flujo bifásico. Presencia de más de dos fases en una misma línea de flujo.

GPM. Abreviación de galones por minuto.

Hidrocarburos aromáticos. Son compuestos orgánicos cíclicos conjugados que poseen una mayor estabilidad debido a la deslocalización electrónica en enlaces pi (π).

Licuefacción. Es el cambio de estado que acontece cuando una sustancia pasa del estado gaseoso al líquido. El proceso ocurre por la acción de la temperatura y el aumento de la presión, que permite llegar a una sobrepresión elevada.

Metabolito AMPA. Ácido aminometilfosfónico

MSA. Siglas en inglés de “Mine Safety Appliances”, es una empresa fabricante de elementos de protección personal y seguridad industrial localizada en el suburbio de Blawnox, próximo a Pittsburgh, Pensilvania.

NIOSH. Siglas en inglés de “National Institute of Occupational Safety and Health”, es una agencia federal de los Estados Unidos encargada de realizar investigaciones y recomendaciones para la prevención de enfermedades y lesiones relacionadas con el trabajo

OSHA. Siglas en inglés de “Occupational Safety and Health Administration”

Ozono troposférico. Llamado el ozono malo, el ozono troposférico es un gas incoloro y muy irritante creado por reacciones fotoquímicas entre los óxidos de nitrógeno y los compuestos orgánicos volátiles producidos en buena medida por la quema de combustible, vapores de gasolina y solventes químicos.

TLV-STEL. Abreviación de "Threshold Limit Value - Short Term Exposure Limit". Se refiere a un promedio ponderado de exposición de 15 minutos que no debe ser excedido en ningún momento durante un día laborable, incluso si el tiempo promedio se encuentra dentro del TLV (valor límite). Suplementa el TLV-TWA de 8

horas, para determinadas sustancias que producen efectos agudos en exposiciones de poco tiempo a altas concentraciones.

TLV-TWA. Abreviación de "Threshold Limit Value - Time Weighted Average". Se refiere a la concentración promedio en tiempo de exposición, para un día laborable de 8 horas y una semana 40 horas, a las que casi cualquier trabajador puede ser expuesto día tras día, sin efectos adversos.

Velocidad de asentamiento. La velocidad de asentamiento hace referencia a la máxima velocidad que puede tener un gas para que las partículas del líquido de un tamaño determinado que se encuentren suspendidas en el gas, se separen de este y se decanten.

Velocidad erosional. Cuando un fluido pasa por una tubería a alta velocidad puede causar vibración y erosión en la tubería. Si la velocidad del gas excede la velocidad erosional calculada para la tubería, la erosión de la pared del tubo es incrementada a ritmos que pueden reducir su vida útil significativamente.

RESUMEN

TÍTULO: DISEÑO DE UN SISTEMA PARA LA RECUPERACIÓN DE LOS VAPORES ORGÁNICOS VOLÁTILES GENERADOS DURANTE EL CARGUE DE CARROTANQUES EN EL LLENADERO DE AROMÁTICOS DE UNA EMPRESA OIL & GAS*.

AUTOR: AARÓN HERNÁNDEZ VESGA**.

PALABRAS CLAVE: SIMULACIÓN, DISEÑO, RECUPERACIÓN, VAPORES.

DESCRIPCIÓN:

En este proyecto de aplicación se elaboró el diseño básico de un sistema que permite la captura y tratamiento efectivo de las emisiones de los COV's generados durante el proceso de carga de productos aromáticos por carrotanques en una empresa del sector oil & gas.

Para tal fin, se evaluaron las alternativas tecnológicas presentes en el mercado bajo criterios económicos y técnicos como son: la capacidad de procesamiento, los costos de construcción y los costos de operación y mantenimiento. Para tal fin, se evaluaron las alternativas tecnológicas presentes en el mercado bajo criterios económicos y técnicos como son: la capacidad de procesamiento, los costos de construcción y los costos de operación y mantenimiento.

Una vez seleccionada la mejor alternativa, se elaboró una simulación del proceso con el programa ASPEN PLUS® incorporando la nueva tecnología. Con la simulación realizada se hicieron sensibilidades modificando diferentes variables del proceso y los resultados obtenidos de la simulación fueron analizados mediante regresiones realizadas con el programa STATGRAPHICS® con la finalidad de definir el modelo del proceso, determinar su eficiencia y encontrar los puntos óptimos de operación de las variables en los que se obtiene el más alto desempeño. Se encontró que el mejor sistema para la recuperación de vapores orgánicos es una combinación entre condensación y absorción.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías fisicoquímicas Escuela de Ingeniería Química Maestría en Ingeniería Química Director Director Arlex Chaves Guerrero Codirector Germán Emilio Castellanos Romero

ABSTRACT

TITLE: DESIGN OF A SYSTEM FOR THE RECOVERY OF VOLATILE ORGANIC VAPORS GENERATED DURING THE LOAD OF TRUCK TANKS IN THE FILLING OF AROMATICS OF AN OIL & GAS COMPANY*.

AUTHOR: AARÓN HERNÁNDEZ VESGA**.

KEYWORDS: SIMULATION, DESIGN, RECOVERY, VAPORS.

DESCRIPTION:

In this application project the basic design of a system that allows the effective capture and treatment of the emissions of VOCs generated during the process of loading aromatic products by tankers in an oil & gas sector company was elaborated. In this application project the basic design of a system that allows the effective capture and treatment of the emissions of VOCs generated during the process of loading aromatic products by tankers in an oil & gas sector company was elaborated.

To this end, the present technological alternatives were evaluated in the market under economic and technical criteria such as; processing capacity, construction costs and operating and maintenance costs. To this end, the present technological alternatives were evaluated in the market under economic and technical criteria such as; processing capacity, construction costs and operating and maintenance costs.

After selecting the best alternative, process simulation with ASPEN PLUS® program incorporating the new technology it was developed. With the performed simulation sensitivities were changing different variables of the process and the results of the simulation were analyzed using regressions with STATGRAPHICS® program in order to define the process model, determine their efficiency and find the optimal operation of variables where the highest performance is obtained.

* Project of grade

** Faculty of Engineering Physical Chemical. School of Engineering Chemical Mater in Engineering Chemical. Director Arlex Chaves Guerrero Codirector Germán Emilio Castellanos Romero

INTRODUCCIÓN

Durante los procesos de almacenamiento y transporte de derivados líquidos de hidrocarburos, se liberan al ambiente compuestos orgánicos volátiles (conocidos como COV's), que inciden negativamente en el medio ambiente y en la salud de las personas, por lo que es importante evitar que sean liberados a la atmósfera especialmente en lugares habitados o en áreas de alta concentración de personal laborando.

Existen regulaciones que obligan a las industrias que manejan este tipo de productos, a mantener la concentración de vapores en los sitios de trabajo por debajo de un valor límite (que depende del tipo de compuesto) a partir del cual es considerado se da una baja afectación para la salud humana.

En la sección de carga de hidrocarburos aromáticos de la empresa oil & gas objeto de este proyecto se entregan derivados del petróleo como el benceno, tolueno, xileno, ortoxileno y aromáticos pesados C9+. Debido a la alta volatilidad de estos compuestos, se generan grandes cantidades de vapores que tienden a desprenderse del líquido durante el proceso de carga de carrotanques. Para evitar situaciones de riesgo a la salud de sus operarios; y siendo consecuente con su política de preservación de la vida y del medio ambiente como uno de sus valores fundamentales, la empresa oil & gas ha implementado diversos sistemas de seguridad en sus procesos. Un ejemplo de estos es el sistema de recuperación de vapores instalado en la sección de carga (llenadero) de productos aromáticos. Sin embargo, se presume que este sistema presenta deficiencias que impiden la captura de los vapores de aromáticos generados durante el proceso de carga de los productos ocasionando la liberación de los mismos a la atmósfera con sus consecuentes efectos sobre las personas y el medio ambiente. Por tal razón, se

hace necesario encontrar una solución de diseño que cumpla con los requerimientos de captura y disposición final de los COV's generados en el proceso de carga a carrotanques.

En este trabajo de aplicación se identifican los problemas que impiden el funcionamiento adecuado del sistema instalado, se analizan las causas de la deficiencia del sistema, y se proponen mejoras en el diseño que logran la recuperación de dichos vapores con el objeto de reducir emisiones por debajo del límite permitido durante una exposición de 8 horas diarias.

1. JUSTIFICACIÓN Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El sistema de recuperación de COV's instalado actualmente en el llenadero de aromáticos presenta deficiencia con respecto a la función para la cual fue diseñado, que es capturar y recuperar los COV's generados durante el proceso de carga de los productos aromáticos por carrotanques, motivo por el cual los COV's se dispersan en el área de carga pudiendo llegar a afectar la salud de quienes allí laboran.

Las mediciones de concentración realizadas en la plataforma de carga de benceno arrojaron lecturas alrededor de 500 ppm (1597,38 mg/m³) para el benceno y de 800 ppm para los COV's. Esto indica que los contaminantes generados durante el proceso de llenado de los carrotanques se están dispersando en el área de carga y no están siendo evacuados ni tratados eficazmente por el sistema.

La importancia de capturar los COV's generados durante el proceso de carga de aromáticos radica esencialmente en que así se evitan enfermedades, entre ellas las hepáticas [1], causadas por la exposición por largos periodos de tiempo a estos contaminantes, y adicionalmente se evita el impacto que provocan los COV's al medio ambiente.

La ACGIH (de sus siglas en inglés "American Conference of Governmental Industrial Hygienists") establece los valores límites de exposición ocupacional TLV-TWA y TLV-STEL¹ [2] para las sustancias de interés de este proyecto los cuales se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1. Límites de exposición ocupacional a sustancias químicas. [2]

¹ Refiérase al glosario para encontrar la definición completa de TLV-TWA y TLV-STEL

SUSTANCIA	TLV-TWA	TLV-STEEL
Benceno	0,5 ppm (1,6mg/m ³)	2,5 ppm (7,98mg/m ³)
Xilenos (o - m, - p, isómeros)	100ppm (433,96mg/m ³)	150ppm (650,94mg/m ³)
Tolueno	20ppm (75,32mg/m ³)	-----

Se ha identificado que los vapores de estos productos pueden generar alteraciones en la salud de las personas. *De ellos, el benceno en particular, es el más nocivo para la salud, estudios sobre esta sustancia refieren que la exposición prolongada a la misma contribuye a la aparición de diferentes tipos de cáncer en los seres humanos, incluida la leucemia. También se le atribuyen a la exposición a este compuesto la aparición de enfermedades como la anemia aplásica y la pancitopenia reversible [3], [4].*

Algunas consecuencias de la liberación de COV's al ambiente son:

Los COV's son uno de los elementos que contribuyen en la formación del ozono troposférico [5], [6], [7], el ozono a este nivel de la atmósfera entra en contacto con los ecosistemas impactándolos negativamente y afectando la salud de los seres humanos [8].

Los COV's pueden llegar a hacer combustión si se encontrasen en la concentración adecuada en el aire e hicieran contacto con alguna fuente de ignición, *ellos por ser hidrocarburos y encontrarse en estado gaseoso tienen un bajo punto de inflamación, como por ejemplo el del benceno que es de tan solo - 11°C [9], por esto es muy importante mantener su concentración tan baja como sea posible con el fin de evitar las mezclas inflamables.*

Considerando todo lo anterior se hace imperativo replantear el sistema de recuperación de vapores del llenadero de aromáticos y evitar que los COV's sean liberados al ambiente.

2. MARCO TEÓRICO

2.1 TECNOLOGÍAS PARA LA ELIMINACIÓN DE CONTAMINANTES GASEOSOS

Para eliminar contaminantes de corrientes gaseosas existen diversas operaciones unitarias como: condensación, absorción, adsorción, incineración térmica e incineración catalítica. Cada una de estas, tienen ciertas características que les hacen aptas para cada proceso generador de contaminantes, de ahí la importancia de realizar una adecuada selección de la operación unitaria que asegure la remoción efectiva de los contaminantes de una corriente gaseosa. Para ello es necesario tener en cuenta las siguientes consideraciones de la fuente o corriente de gases contaminantes:

Características como corrosividad, inflamabilidad, toxicidad y reactividad de los contaminantes que se requieren remover.

La concentración del contaminante en la corriente gaseosa.

Las condiciones de temperatura, viscosidad, densidad, presión, humedad, caudal y velocidad de la corriente de gas contaminada.

La caída de presión permisible.

La variabilidad del caudal de gas contaminado.

La eficiencia de remoción requerida.

Los requerimientos de energía para el proceso.

Los costos de operación y mantenimiento del nuevo sistema.

Los requisitos de espacio y peso.

La disponibilidad de piezas y representantes del fabricante.

La vida útil y valor de salvamento.

La confiabilidad del equipo [10].

Identificar y cuantificar los subproductos que se puedan generar con el proceso y el costo de su disposición.

La oportunidad de recuperar los contaminantes para ser comercializados o ser utilizados en otros procesos.

Presencia de material particulado en la corriente gaseosa contaminada.

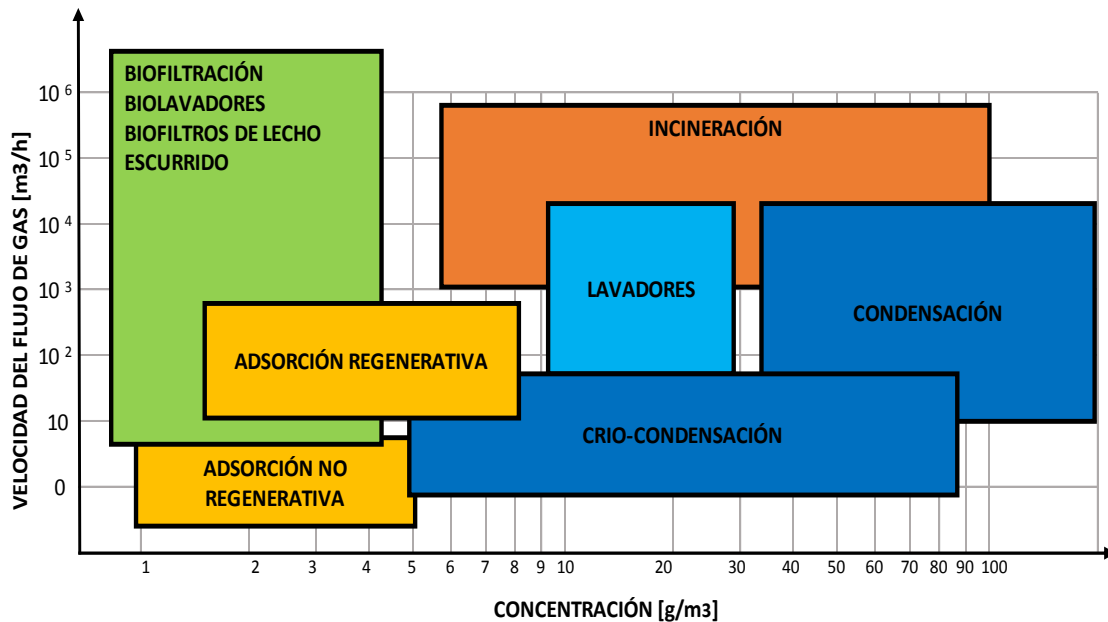
Los requerimientos de insumos para la operación del sistema [11].

Los costos de inversión inicial del proyecto [10], [11].

Como se cita en [12] Kosteltz et al. han realizado una clasificación de la tecnología más conveniente basándose en la concentración del contaminante y en el flujo volumétrico de la corriente gaseosa contaminada según se indica en la Figura 1, y que permite iniciar el proceso de selección del sistema adecuado para controlar el contaminante. Sin embargo, para la selección de un sistema como este intervienen otros factores que son específicos del proceso generador del

contaminante y de la distribución de la planta física como son; la disponibilidad de servicios industriales y la disponibilidad de espacio para los nuevos equipos y tuberías. *Cuatro grandes procesos (tecnologías) disponibles en el mercado para el control de COV's son absorción, adsorción, condensación e incineración* [13].

Figura 1 Criterios de selección de sistemas de control de contaminantes en el aire. [12]



En la Tabla 2, se resumen de una manera detallada los rangos de flujo y de concentraciones de trabajo para cada una de las tecnologías que podrían ser utilizadas en el desarrollo de este trabajo, así como sus ventajas y desventajas.

Tabla 2. Criterios de selección de sistemas de control de contaminantes en el aire.

Operación Unitaria	Concentración de entrada g/m³	Eficiencia máx.	Ventajas	Desventajas
Absorción	Límite inferior 10 Límite superior 30	>95 %	Recuperación de productos valiosos. No produce residuos.	Consumo de líquido absorbente.
Adsorción	Límite inferior 1 Límite superior 8	>95 %	Recuperación de productos por desorción.	Producción de residuos peligrosos. Consumo de adsorbente.
Condensación	Límite inferior 35 Límite superior >100	>90 %	Útil en corrientes con alta concentración de contaminante. Recuperación de los productos para venta. No produce residuos.	Consumo de energía para enfriamiento.
Incineración térmica	Límite inferior 6 Límite superior 100	>99 %	Baja producción de residuos.	No se pueden recuperar los productos. Producción de CO ₂ . Alto costo de capital. Alto consumo de combustible auxiliar.
Incineración catalítica	Límite inferior 6 Límite superior 100	>95 %	Menor consumo de combustible que la	No se pueden recuperar los

Operación Unitaria	Concentración de entrada g/m ³	Eficiencia máx.	Ventajas	Desventajas
			oxidación térmica.	productos. Producción de CO ₂ . Alto costo de capital. Producción de residuos peligrosos (catalizador contaminado). Consumo de combustible auxiliar.

Fuente. [7], [8], [9], [10], [11], [12], [13], [14].

A continuación, se describen algunas de las técnicas de control de vapores contaminantes más usadas.

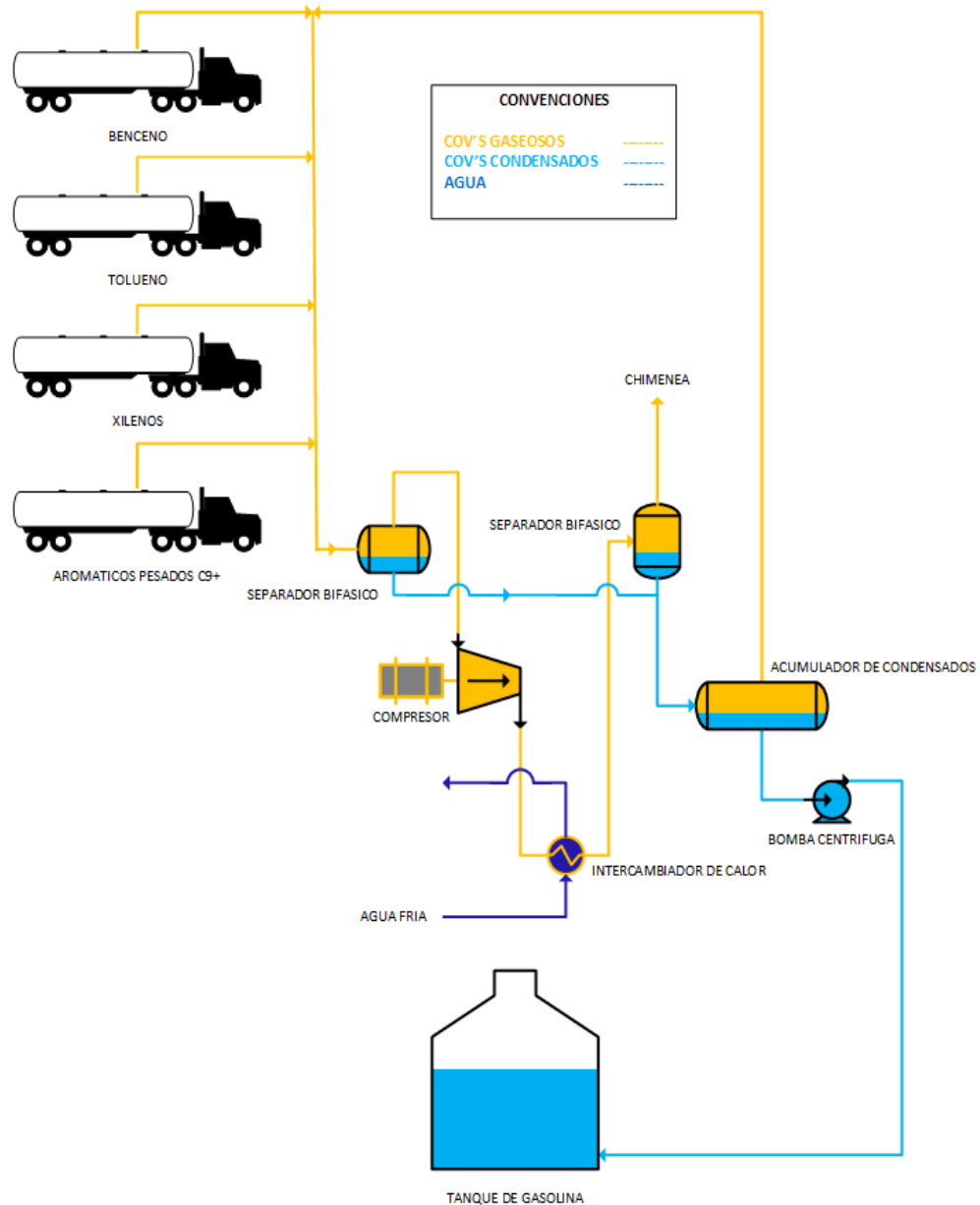
2.1.1 Condensación En el proceso de condensación para la remoción de COV's del aire, lo que se busca es llevar el compuesto contaminante hasta su punto de rocío, es decir al estado líquido, para poder retirarlo luego por decantación. *Este proceso se puede llevar a cabo de dos formas; incrementando la presión manteniendo la temperatura constante o disminuyendo la temperatura hasta la temperatura de saturación a presión constante* [13], [15], generalmente se utiliza una combinación de las dos para mejorar la eficiencia en la remoción.

Los condensadores refrigerados son utilizados cuando la concentración de los COV's contaminantes en la emisión son altos, generalmente en procesos en los que la concentración supera las 5000 ppmv [15], *estos equipos pueden alcanzar eficiencias de remoción superiores al 90% dependiendo de la composición y de la concentración de los COV's en la corriente de inmisión, y de la relación entre la presión de vapor y la temperatura de operación* [15], [16]. Teóricamente cualquier componente en una mezcla gaseosa podrá ser condensado si se disminuye lo suficiente su temperatura, sin embargo, no siempre es posible disminuir la temperatura hasta los niveles requeridos para condensar una sustancia. La mínima temperatura alcanzada en el condensador depende del tipo de refrigerante utilizado, que a su vez depende de la concentración y composición de los COV's a retirar. *Los refrigerantes más usados son: agua, salmueras, glicol, nitrógeno líquido, amoníaco y compuestos fluorocarbonos* [15], [16].

Los equipos de condensación están compuestos por un compresor y un intercambiador de calor donde la corriente fría intercambia energía con la corriente contaminada con los COV's retirándole todo el calor latente de vaporización y generando el cambio de estado gaseoso a líquido. En la Figura 2, se ilustra en un

diagrama de flujo, la posible configuración requerida en el llenadero de carrotaques para la recuperación de vapores usando condensación.

Figura 2. Aplicación de un sistema de condensación para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotaques.



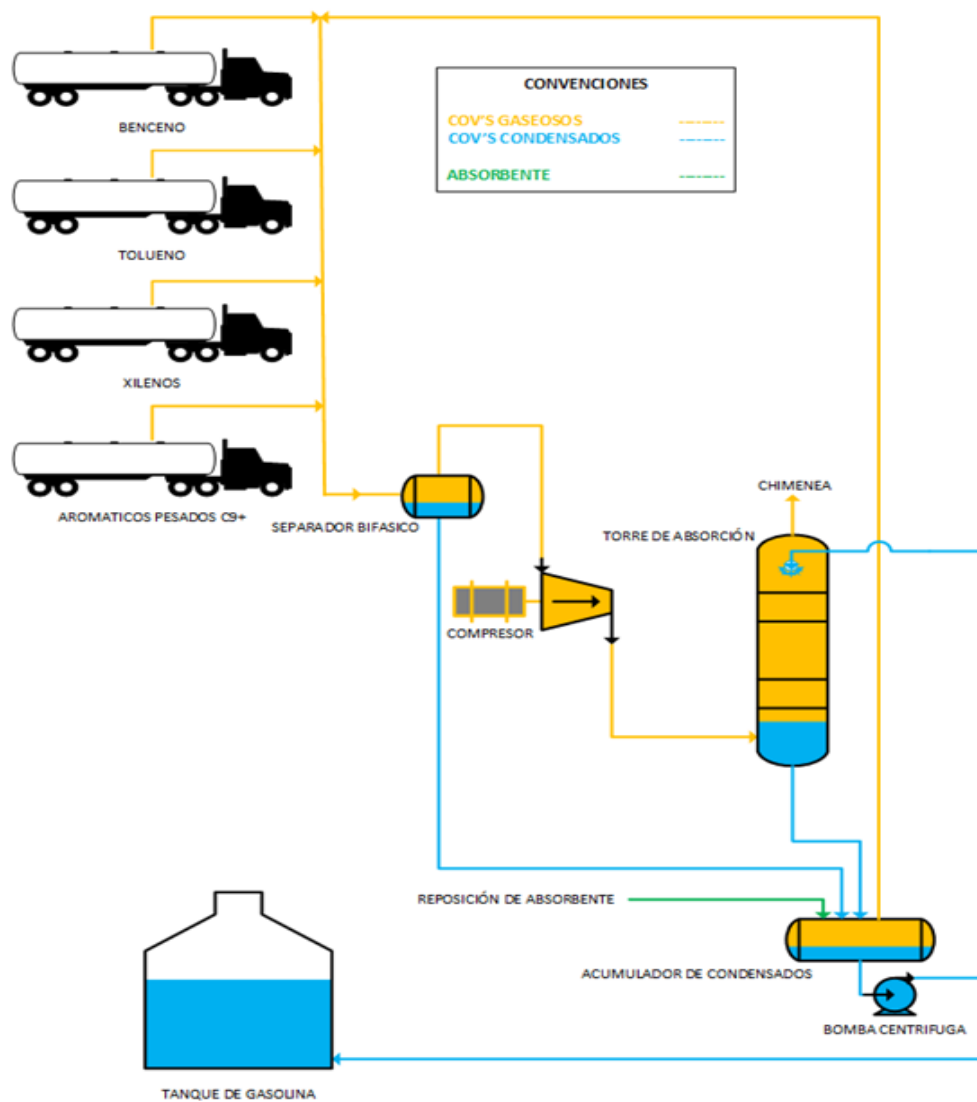
2.1.2 Absorción *“La absorción se utiliza comúnmente para recuperar productos o purificar corrientes de gas que tienen altas concentraciones de compuestos orgánicos” [13]. El funcionamiento de los procesos de absorción se basa en la transferencia de los COV's presentes en la corriente gaseosa contaminada hacia un líquido absorbente [13], [17]; para que este fenómeno se dé es necesaria la existencia de un gradiente de concentración del COV contaminante entre las fases que impulse la transferencia de masa desde la fase gaseosa hacia la fase líquida [17]. La velocidad de difusión de una molécula (velocidad en la transferencia de masa) entre las fases está determinada por la diferencia de concentración de los COV's en cada una de las fases y por la sección transversal a través de la cual se difunde (área de contacto entre las mismas) [18], motivo por el cual las torres de absorción pueden presentar diferentes configuraciones y tienen en su interior diferentes tipos de empaques, platos y aspersores cuya finalidad es incrementar el área de contacto para mejorar la transferencia de masa entre las fases.*

Se utilizan diferentes tipos de absorbentes dependiendo de las características de solubilidad del COV que se quiere absorber, para la absorción de vapores orgánicos de una corriente de gas es recomendable utilizar un líquido orgánico como absorbente debido a su solubilidad y miscibilidad mejoradas, adicionalmente el menor calor de vaporización de los líquidos orgánicos contribuye al ahorro de energía cuando la regeneración del solvente se hace por stripping. Durante la selección del absorbente se debe tener en cuenta que su presión de vapor sea lo suficientemente baja para que no se convierta en una fuente de emisión de COV's [17].

Los sistemas de absorción tienen eficiencias de absorción entre el 90% y el 95% cuando la concentración de contaminantes es menor a 200 ppmv y una eficiencia del 95% o superior cuando la concentración de contaminantes es mayor a 200 ppmv [13].

El balance de materia total de una torre de absorción para el componente que se transfiere está definido por los flujos másicos de entrada y salida de la torre y por las composiciones de dichos flujos. El número de etapas teóricas se puede calcular por el método de McCabe-Thiele. El diagrama de flujo del proceso de recuperación usando esta tecnología se ilustra en la Figura 3.

Figura 3. Aplicación de un sistema de absorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.



2.1.3 Adsorción El proceso de adsorción consiste en retener una sustancia de interés en la superficie de un sólido, existen dos tipos de adsorción, la adsorción física y la adsorción química, *“la adsorción física o fisisorción se debe principalmente a fuerzas de atracción de Van der Waals”* [19] y la quimisorción a la formación de enlaces químicos fuertes entre las dos especies dando lugar a nuevas especies químicas.

En la medida en que el adsorbente cumple su función comienza a saturarse con adsorbato, por lo que para el control de COV's solamente se emplea la adsorción física por la facilidad que presenta el desorber los contaminantes durante el proceso de regeneración del adsorbente. *La mayor parte de los gases adsorbidos pueden ser removidos del sólido incrementando la temperatura del sistema mediante un ciclo de desorción con vapor* [16], con gases de combustión de otro proceso, o bajando la presión del sistema; en todo caso siempre existirán algunas especies adsorbidas por los poros más pequeños del sólido y/o quimisorbidas que pueden necesitar de temperaturas altas para su remoción, por lo que no es práctico removerlas, *esto conlleva a que entre el 3% y el 5% de los orgánicos que son adsorbidos sobre carbón activado virgen no sea desorbidos durante la regeneración* [16]. *Durante la regeneración se tratan los contaminantes adsorbidos, ya sea incinerándolos o recuperándolos como productos valiosos* [16], en el caso en que no se tenga contemplado hacer la regeneración del adsorbente o sea necesario cambiarlo por haber cumplido su ciclo de vida útil, este se debe disponer como residuo peligroso, lo que en la mayoría de los casos resulta costoso. *“Varios materiales poseen propiedades de adsorción como: el carbón activado, alúmina, carbón de hueso, magnesia, gel de sílice, tamices moleculares, sulfato de estroncio y otros. El adsorbente más importante para el control de la contaminación del aire es el carbón activado. El carbón activado es el estándar universal para la purificación y remoción de trazas de contaminantes orgánicos procedentes de corrientes de líquidos y vapores”* [13].

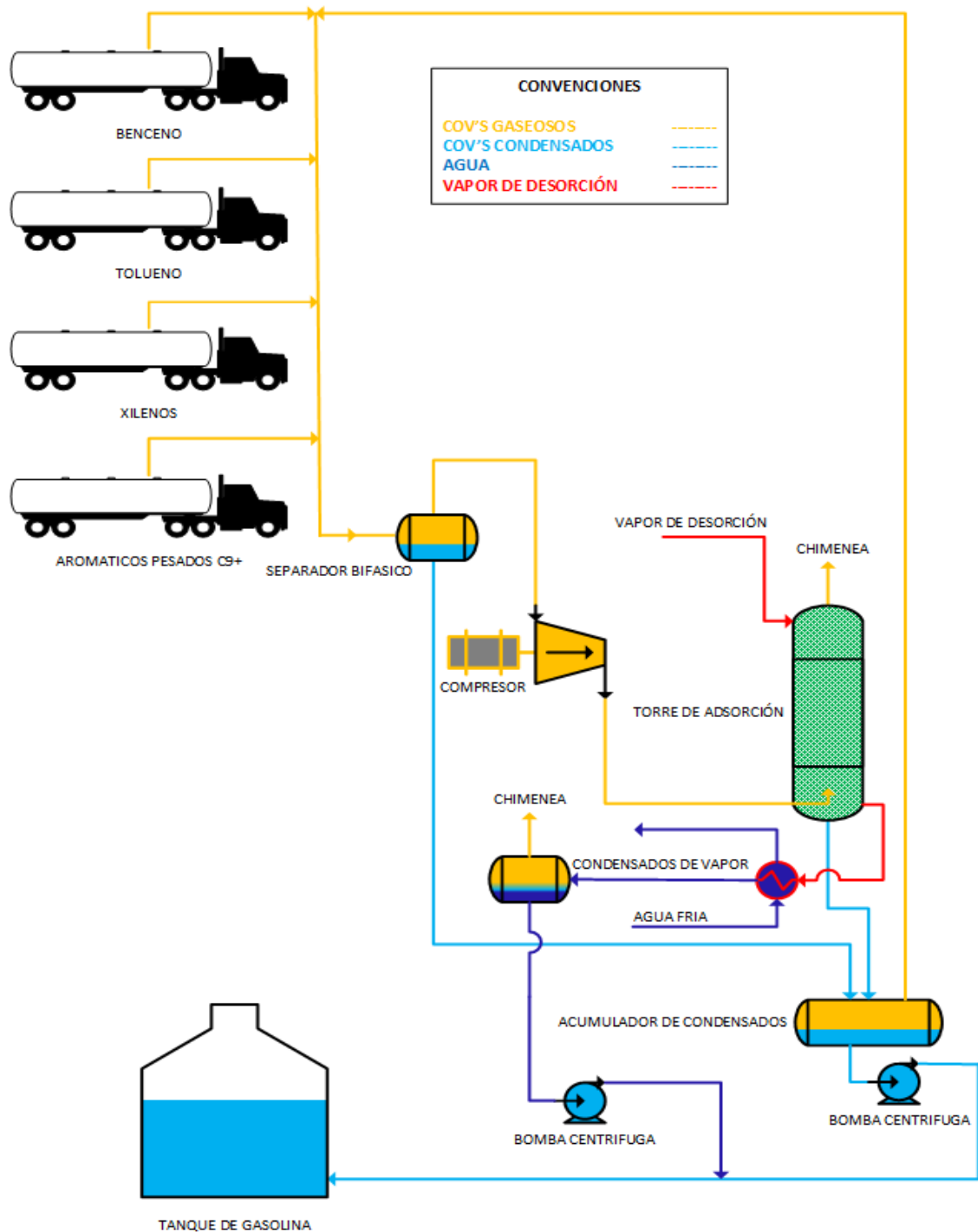
La adsorción es utilizada cuando el rango de concentración de COV's se encuentra entre 20 ppm y una cuarta parte del LIE (límite inferior de explosividad) [20], para concentraciones por debajo de 20 ppm se considera muy difícil y/o costoso controlarlas por cualquiera de las tecnologías existentes, y para concentraciones superiores a la cuarta parte del LIE es económicamente favorable implementar sistemas de condensación o de incineración en lugar de emplear un sistema de adsorción [20]. “En general los adsorbedores de carbón activado se usan para tratar concentraciones de emisiones más bajas que los condensadores” [16].

Para el caso del carbón activado se observan eficiencias de remoción de COV's del 90% cuando la concentración de contaminantes se encuentra por encima de 200 ppmv y eficiencias del 95% o superiores cuando la concentración de contaminantes es mayor a 1000 ppmv [13]. La absorción con carbón activado no es aplicable a compuestos con alta volatilidad que hierven por debajo de 0°C [16].

Para determinar la eficiencia de un adsorbente es necesario conocer su isoterma de adsorción para el adsorbato de interés, las isotermas de adsorción son construidas con base en datos experimentales.

Una posible implementación de esta tecnología en el llenadero de carrotanques se ilustra en la Figura 4.

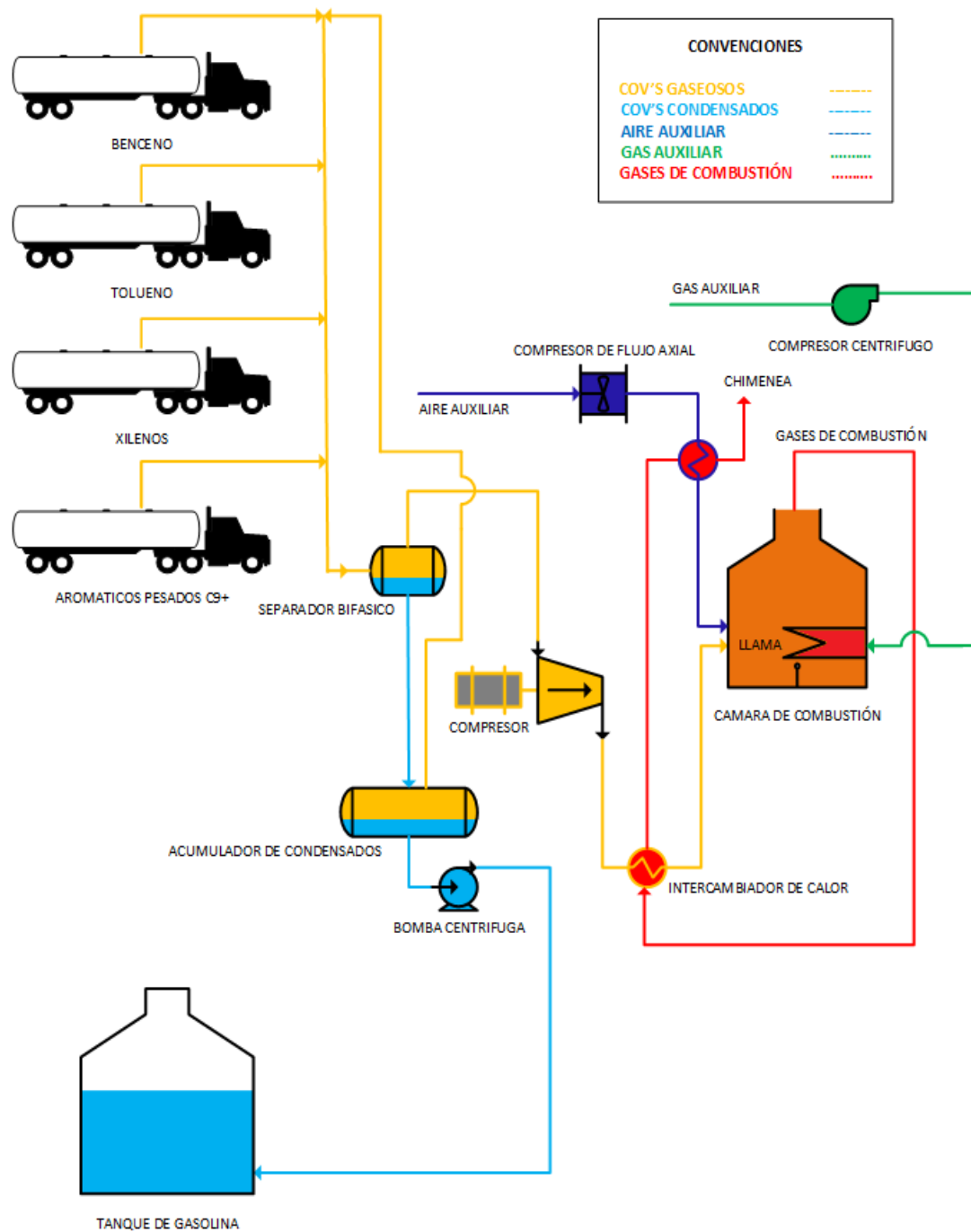
Figura 4. Aplicación de un sistema de adsorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.



2.1.4 Oxidación térmica La oxidación térmica consiste en llevar la corriente de COV's hasta una cámara en la que hay unos quemadores que se encargan de calentar la corriente de gas hasta la temperatura necesaria para que suceda la reacción de oxidación, *esta temperatura normalmente oscila entre 649°C y 1093°C* [14]. Estos sistemas presentan el inconveniente de que requieren un consumo elevado de combustible auxiliar en los quemadores para que la reacción de oxidación se lleve a cabo. *La eficiencia de los equipos de oxidación térmica puede ser mayor al 99% si son operados correctamente* [13] *y se mantiene la temperatura en la cámara de combustión por encima de los 982°C* [14].

Los costos de instalación y operación de un incinerador térmico pueden ser altos por los equipos de soporte que requieren (suministro de combustible a alta presión y equipos de control y monitoreo) [14], [16]. El diseño del sistema debe considerar varios métodos de reducción y recuperación de calor para aprovechar la energía eficientemente y disminuir un poco los costos de operación, si es factible, se puede recuperar una parte de la energía liberada por la combustión para ser utilizada en otros procesos, pero para esto se requiere construir sistemas de recuperación de calor que incrementan los costos de construcción y mantenimiento. *Además, la percepción pública de un nuevo "incinerador" puede dificultar localizar y permitir la instalación de una nueva unidad de este tipo* [14]. En la Figura 5 se ilustra una posible configuración de equipos para el uso de esta tecnología en la recuperación de COV's en el llenadero de carrotanques.

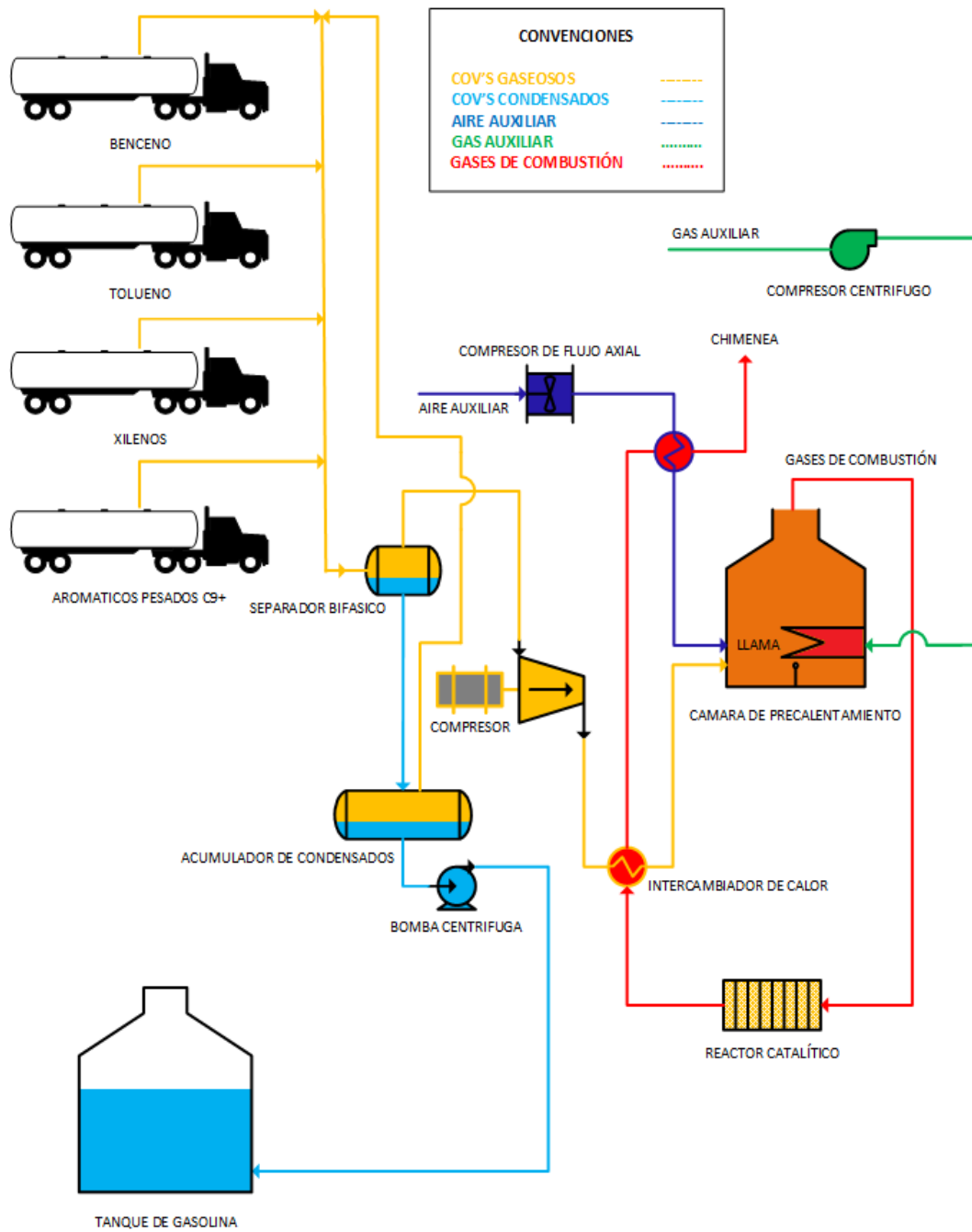
Figura 5. Aplicación de un sistema de oxidación térmica para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.



2.1.5 Oxidación catalítica *La oxidación catalítica es similar al proceso de oxidación térmica, la diferencia con este último estriba en que la oxidación catalítica se hace ayudada con un catalizador que reduce la energía de activación requerida para llevar a cabo la reacción de oxidación, por ello la reacción se produce a menor temperatura (entre 371°C y 538°C para los hidrocarburos livianos [14]), gracias a esto el consumo de combustible auxiliar es menor, llegando incluso a requerirse solamente para dar inicio a la reacción que luego será autosustentable. Estos sistemas se utilizan cuando la concentración de los vapores orgánicos es menor del 1% en volumen, ya que con concentraciones mayores se pueden alcanzar altas temperaturas y dañar el catalizador [14]. Aunque este proceso es más económico que la oxidación térmica en cuanto a ahorro de combustible, sus costos de mantenimiento son mayores, puesto que los catalizadores son costosos y deben ser reemplazados periódicamente. Los catalizadores utilizados en la oxidación de este tipo incluyen metales nobles como platino y paladio y óxidos metálicos como cromo/alúmina, óxido de cobalto y óxido de cobre/ óxido de manganeso [14].*

El grado de destrucción de los COV's depende del tiempo de residencia del gas en el lecho catalítico y de la velocidad de difusión y de reacción de los COV's sobre la superficie del catalizador, generalmente mediante este proceso se obtienen eficiencias de destrucción mayores al 95% [13]. En la figura 6 se ilustra el diagrama de flujo para la disposición de vapores por oxidación catalítica.

Figura 6. Aplicación de un sistema de oxidación catalítica para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.



2.2 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE COV'S INSTALADO ACTUALMENTE

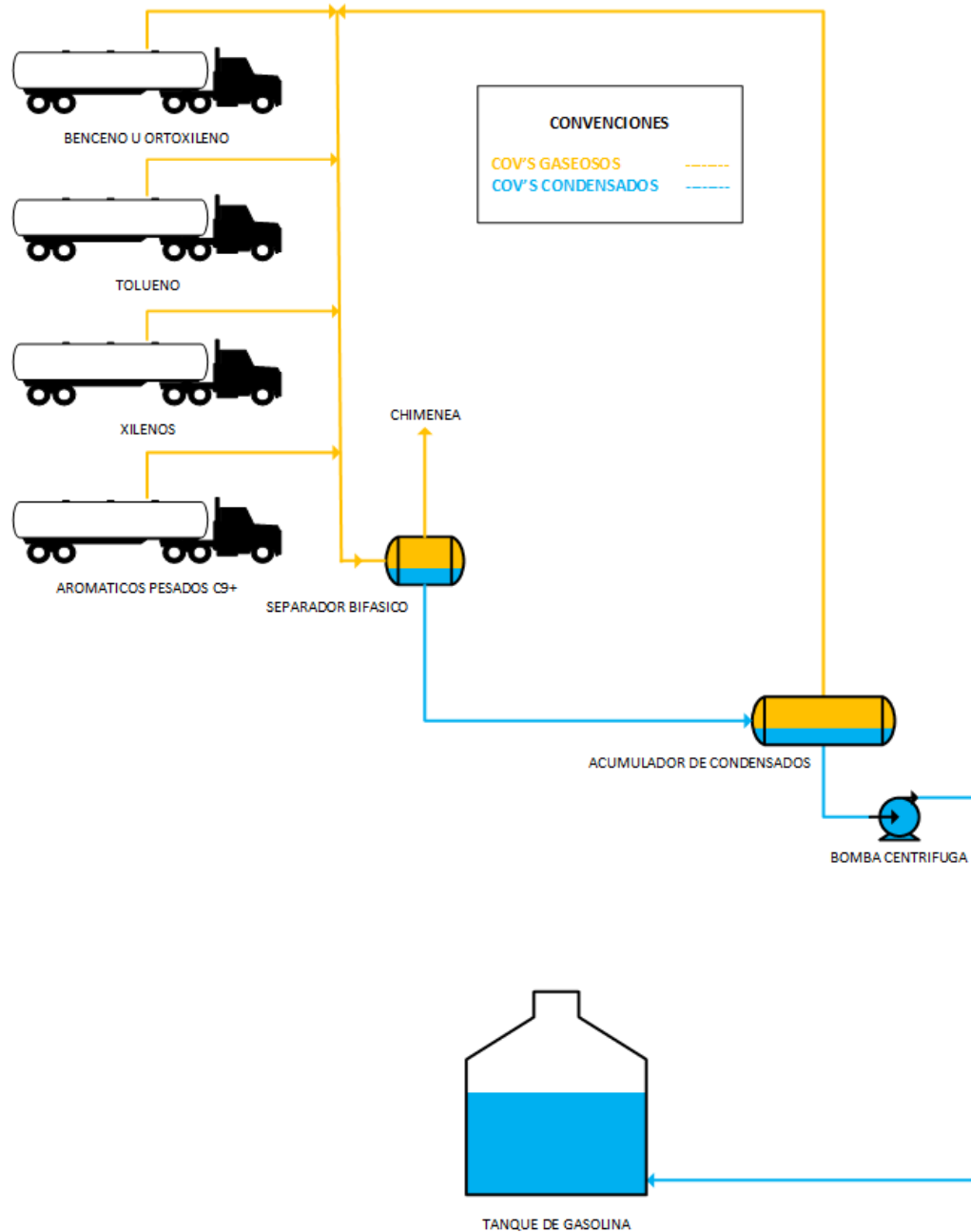
Como ya se ha mencionado, en el sistema de carga de productos aromáticos de la empresa oil & gas de este proyecto, se entregan cinco productos. Para esto se cuenta con un brazo articulado dedicado para la entrega de cada producto. Anteriormente se cargaba en este llenadero ciclohexano, pero debido a que no está proyectado volver a producirlo no se tendrá en cuenta para el diseño. En la Tabla 3 se presentan los productos que se cargan por cada uno de los brazos de llenado.

Tabla 3. Productos manejados en el sistema de entrega de productos aromáticos.

BAHÍA	BRAZO	PRODUCTO
1	1	CUMENO
	2	CICLOHEXANO (FUERA DE SERVICIO)
2	3	XILENO
3	4	TOLUENO
4	5	BENCENO
	6	ORTOXILENO

El sistema de recuperación de vapores usado en la actualidad en el llenadero de aromáticos se muestra en la Figura 7 y consta de los siguientes equipos: 1) mangueras para la evacuación de los vapores en cada uno de los brazos articulados; 2) un cabezal de recolección de los vapores de los seis brazos de llenado; 3) un tambor separador bifásico horizontal; 4) un tambor acumulador de líquido recuperado del proceso; 5) chimenea para la salida de vapores hacia una zona segura; 6) una bomba para la evacuación del condensado del tambor acumulador.

Figura 7. Sistema de recuperación de vapores instalado actualmente.



En la figura 8 se muestra en detalle el brazo de llenado que es igual para cada producto. Estos están dotados de un sistema de sello de caucho diseñado para impedir la salida de aire y/o vapores hacia el ambiente durante el cargue y una manguera para la evacuación de los vapores generados; esta manguera se

conecta al dispositivo de sello, ubicada junto al tubo de carga para facilitar el desalojo de los vapores. Cada manguera tiene una válvula de bola para el bloqueo con el fin de evitar el retorno de condensados cuando no se está utilizando el brazo.

Figura 8. Brazo articulado para el cargue de productos aromáticos en el llenadero.

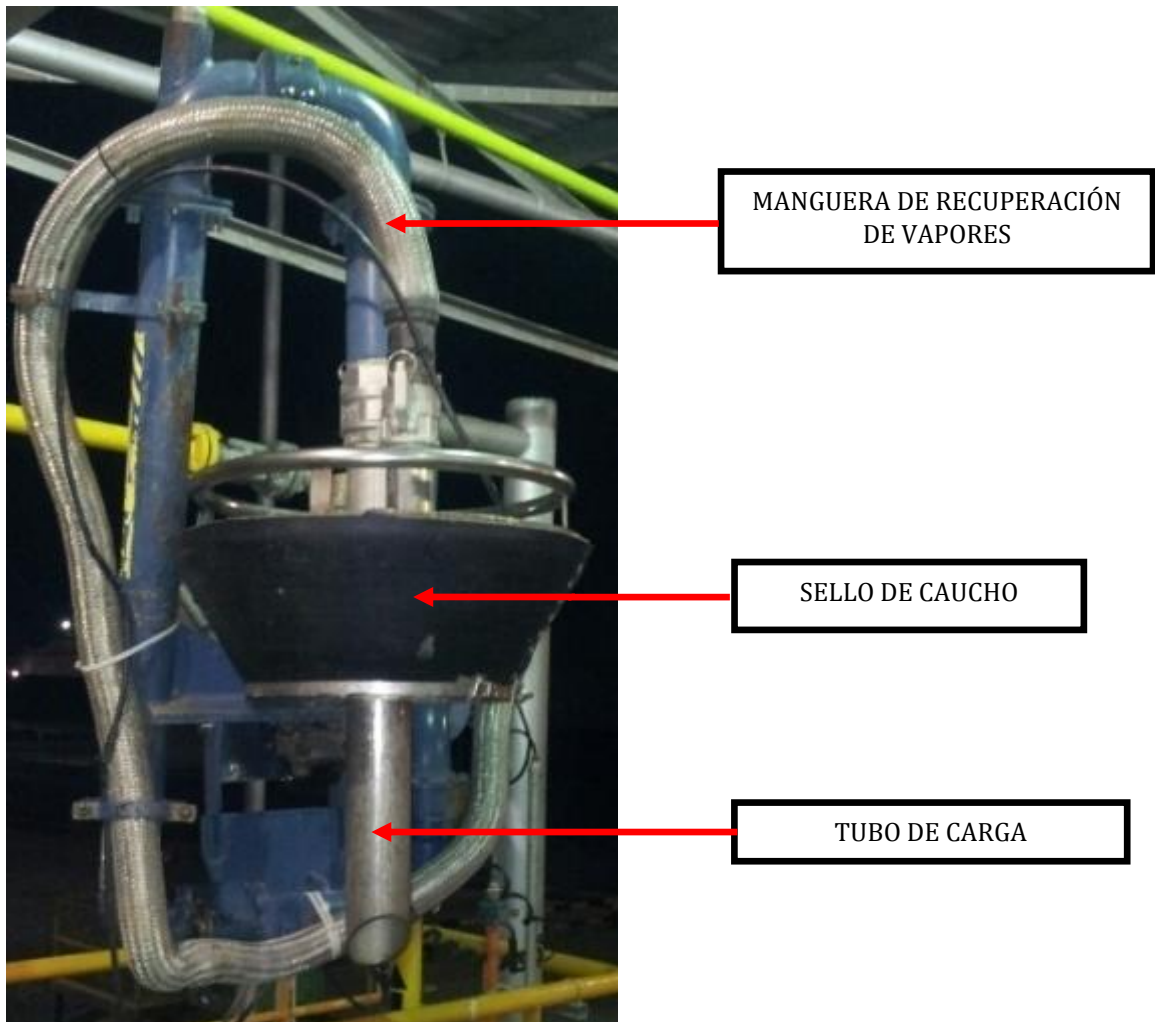
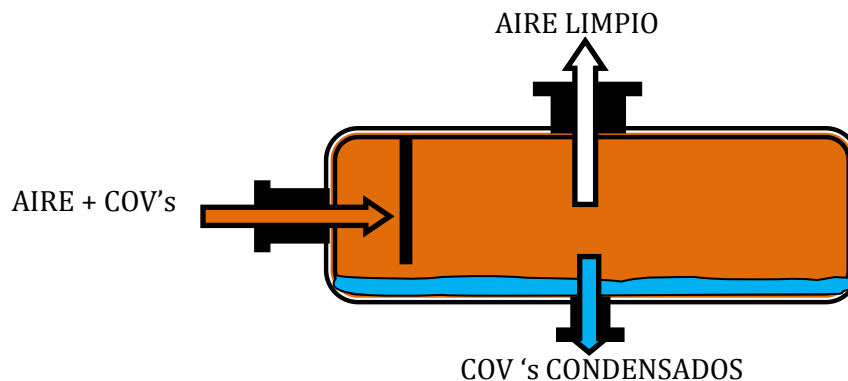


Figura 9. Separador bifásico gas-líquido.



Una vez los vapores ingresan en la manguera del brazo articulado son conducidos por tuberías hacia el separador bifásico (mostrado en la Figura 9), en donde el líquido se condensa y es separado de las fracciones más livianas. El líquido condensado es evacuado por gravedad hacia el tambor acumulador de condensados y los vapores que no se condensan fluyen por una chimenea instalada en la parte superior del tambor separador hacia la atmósfera. El tambor acumulador de condensados está equipado con un sistema de medición de nivel y una bomba de desplazamiento positivo que se encarga de bombear los condensados acumulados en el tambor hacia un tanque de gasolina motor cuando se ha alcanzado un cierto nivel de control.

2.2.1 Datos de diseño A continuación, se detallan las dimensiones de los equipos que conforman en sistema de recuperación de vapores.

2.2.1.1 Separador gas-líquido. El separador gas-líquido del sistema de recolección de vapores del llenadero de aromáticos instalado actualmente es de orientación horizontal y tiene las siguientes dimensiones:

Tabla 4. Dimensiones del separador gas-líquido del sistema de recolección de vapores del llenadero de aromáticos.

Dimensión	Medida
Diámetro [ft]	1,5
Longitud entre costuras [ft]	2,5
Volumen [ft ³]	5,35

Tabla 5. Dimensiones de las boquillas del separador.

Boquilla	Diámetro [in]
Boquilla de ingreso de los vapores	3
Boquilla de salida de los vapores	2
Boquilla de salida del líquido recuperado	2

2.2.1.2 Tambor acumulador y bomba de evacuación de líquido condensado.

El líquido que se recupera en el separador bifásico, es conducido por gravedad hacia el tambor acumulador en donde son almacenados hasta que se alcanza cierto nivel de control, momento en el cual son evacuados de allí con una bomba que se encarga de enviarlos hacia un tanque de gasolina.

Tabla 6. Dimensiones del tambor acumulador de líquido recuperado.

Dimensión	Medida
Diámetro [ft]	1,95
Longitud entre costuras [ft]	9,4
Volumen [ft ³]	28,5

2.2.2 Condiciones del proceso La temperatura del proceso está determinada por la temperatura de los productos que se cargan en el llenadero y al estar estos a la temperatura ambiente de la ciudad donde se encuentra ubicada la empresa se

puede tomar como temperatura para los cálculos 32°C, todo el sistema de recuperación de vapores, por ser un sistema abierto a la atmósfera, opera a presión atmosférica es decir 101,325 kPa. El flujo manejado por las tuberías y los equipos está determinado por el volumen de vapores desalojado de los carrotanques debido al ingreso de producto en estado líquido dentro de los mismos.

3. OBJETIVOS

3.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar la eficiencia del sistema actual de recuperación de los compuestos orgánicos volátiles de la sección de carga de productos aromáticos de la empresa oil & gas de este proyecto y plantear alternativas técnicas que permitan su operación segura.

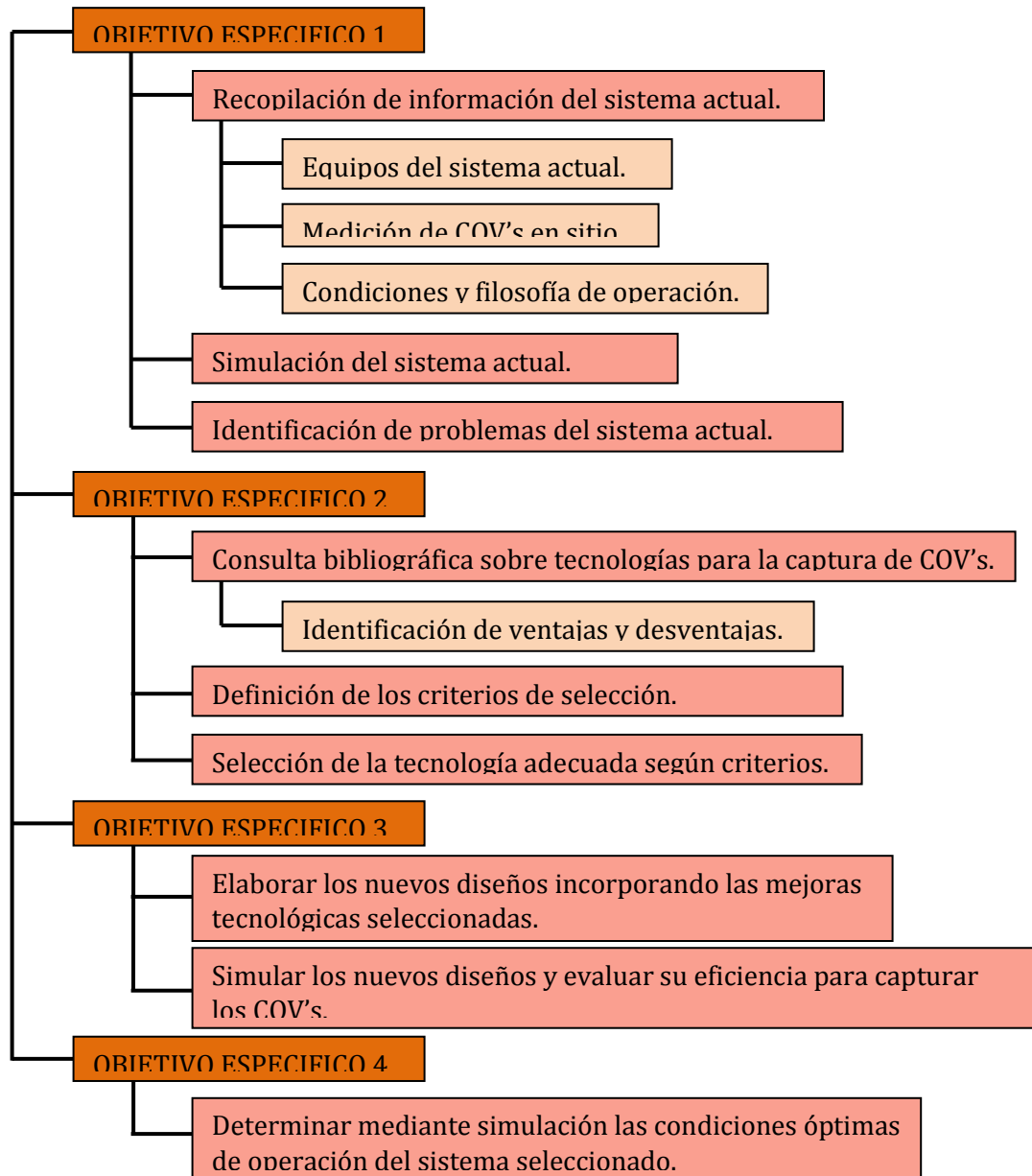
3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Identificar los problemas del sistema de recuperación de vapores del área de carga de aromáticos que impiden la captura eficaz de los COV's.
- Evaluar las alternativas tecnológicas presentes en el mercado para incrementar la eficiencia del sistema.
- Plantear las mejoras técnicas al sistema actual o realizar un nuevo diseño que garantice la disminución de las emisiones de COV's al ambiente por debajo de los niveles requeridos.
- Establecer las condiciones de operación óptimas para obtener el mejor rendimiento del sistema.

4. METODOLOGÍA

La metodología del proyecto está descrita esquemáticamente en la Figura 10.

Figura 10. Diagrama esquemático de la metodología empleada.



4.1 SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS

Para la selección de la tecnología adecuada para la depuración del aire y la captura de los COV's del sistema de cargadero de carrotanques, se usaron los criterios de selección planteados en la Figura 1, que se basan en el flujo volumétrico de la corriente de gas a tratar y en la concentración del contaminante en dicha corriente. Con los resultados de la concentración en la salida del primer sistema de recuperación propuesto, se hizo una comparación a la luz de las regulaciones existentes para determinar si con una tecnología se obtienen las concentraciones requeridas o si es necesario complementar el sistema con una segunda tecnología. La nueva tecnología se seleccionó bajo el mismo criterio de la anterior, ponderado con otros criterios como el costo de capital, la disponibilidad de insumos para la operación y la generación de residuos peligrosos. Una vez seleccionada la segunda tecnología, la cual es complementaria para la primera, se integró al sistema y se simuló nuevamente el sistema, se comparó nuevamente la concentración de salida del sistema con la concentración objetivo, verificando el cumplimiento de las regulaciones.

Para el cálculo del costo capital de la implementación de las diferentes tecnologías se efectuó una estimación de costos clase 5 (*costos de orden de magnitud de -30% a +50%*) que es la más adecuada en la toma de decisiones para la selección de alternativas de procesos equivalentes [21]. Los costos de los equipos se consultaron con los proveedores, en las bases de datos de costos del simulador y en las bases de datos de costos de equipos de la empresa objeto de este proyecto.

4.2 CONDICIONES DE SIMULACIÓN

La simulación proporcionó una visión ampliada de los equipos y la disposición que deben tener los mismos dentro del proceso para conseguir que las emisiones de COV's al ambiente fueran inferiores a las máximas permitidas por la ACGIH; para ello se construyeron modelos rigurosos del proceso actual y de los procesos propuestos utilizando el programa ASPEN PLUS de *AspenTech*[®].

Para asegurar la rigurosidad de las simulaciones se realizó la construcción de un modelo integrado incluyendo los módulos de bombas, válvulas y tuberías, además de emplear el modulo ASPEN EDR, especializado para el diseño y construcción de intercambiadores de calor. Todos los equipos y líneas de los procesos simulados tienen las características y dimensionamiento real obtenido de los manuales y planos de construcción del sistema actual y de los manuales de proveedores de equipos para el diseño de los sistemas propuestos, esto permitió el desarrollo de modelos que simulan fielmente los balances de masa, balances de energía, condiciones de equilibrio y relaciones hidráulicas de los procesos evaluados.

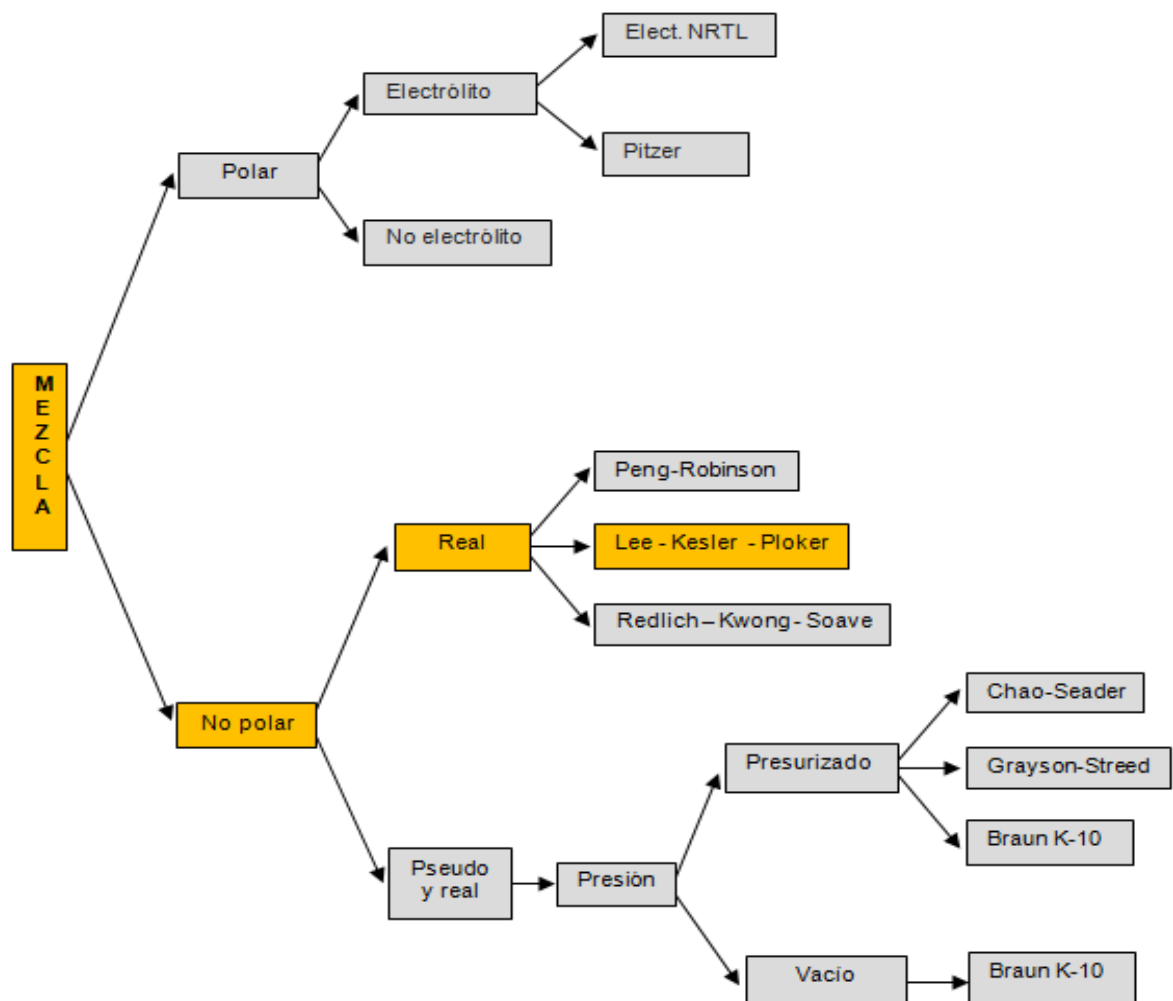
El modelamiento con el programa ASPEN PLUS de *AspenTech*[®] tiene como ventaja el hecho de que cada sistema de ecuaciones se resuelve simultáneamente, con lo cual es posible el análisis del comportamiento del proceso ante perturbaciones de las distintas variables de entrada. Además, permite analizar específicamente el rendimiento de los distintos métodos de resolución, y en general representar fielmente el comportamiento del proceso real.

Para la simulación de los carrotanques en proceso de llenado se hizo la similitud de los mismos con tambores de flash atmosféricos y para lograr el efecto de la mezcla de los COV's desprendiéndose del hidrocarburo líquido y mezclándose con el aire, fue necesario introducir en la simulación una corriente de aire que ingresa

directamente hacia el tambor flash, proporcionando un caudal de la corriente de aire equivalente a la cantidad de aire que es evacuado del carro tanque debido al ascenso del nivel de líquido.

Se puso especial atención en la selección del paquete termodinámico, teniendo en cuenta las recomendaciones de *Eric C. Carlson* para compuestos reales no polares [22] (Ver ruta en amarillo en la figura 11), lo que permitió definir adecuadamente el comportamiento de las sustancias y del proceso representado.

Figura 11. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico. [22]



La simulación se validó mediante la comparación de la composición real de los condensados del sistema frente a la composición simulada usando la prueba estadística t de Student para medias de dos muestras emparejadas.

La efectividad de los sistemas simulados se comprobó mediante la evaluación de los resultados por medio de análisis de sensibilidad y variabilidad que permitieron determinar la capacidad de tratamiento de cada sistema ante diferentes condiciones del proceso y obtener resultados confiables (intervalo de confianza dentro del 95%).

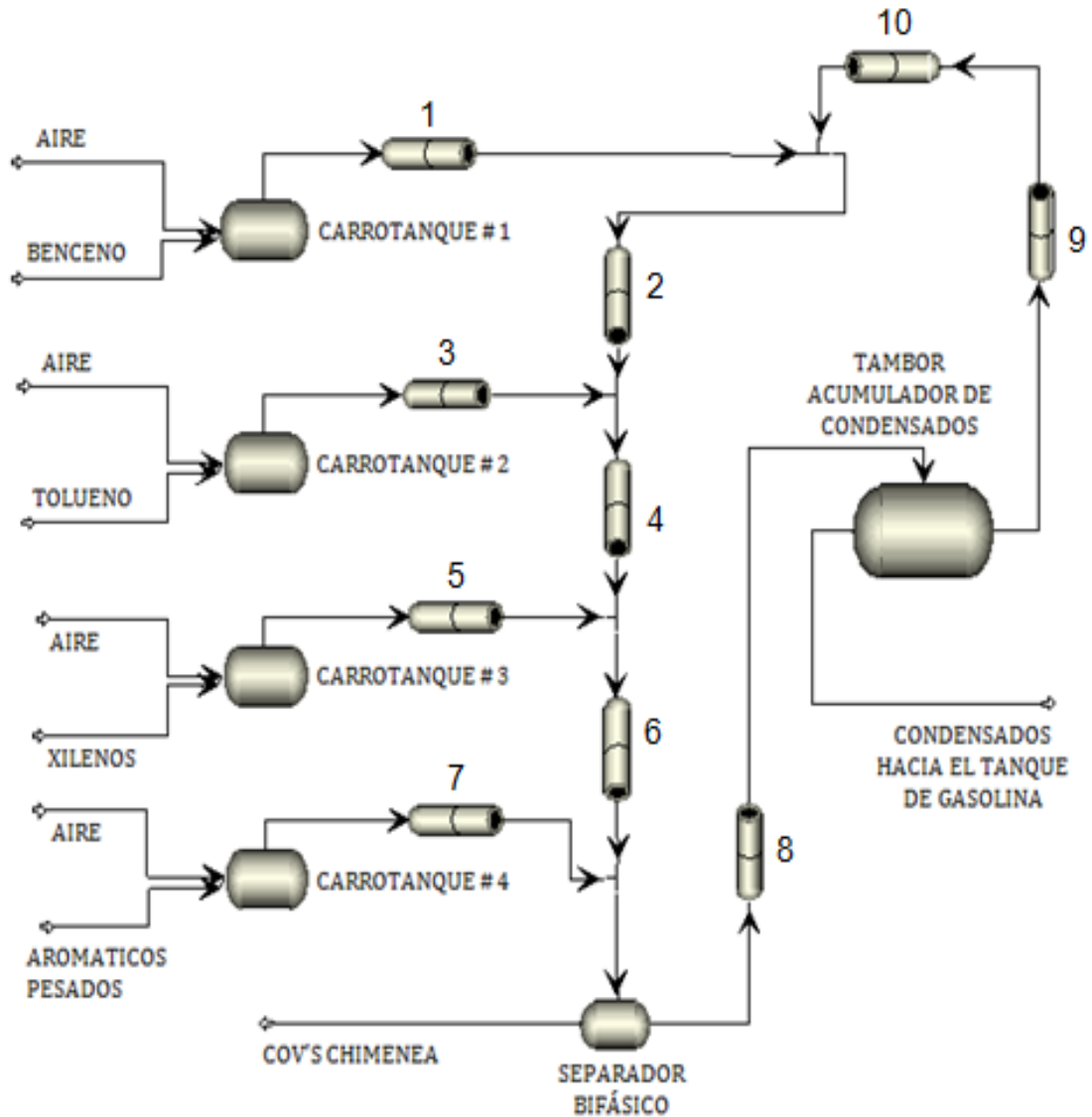
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

5.1 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL

En la Figura 7, ubicada en el marco teórico, se muestra el diagrama de proceso del sistema de recuperación de COV's actualmente instalado en el llenadero de carrotanques; y en la Figura 12 se muestra el diagrama de simulación del mismo sistema. En el diagrama de simulación se pueden apreciar los cuatro carrotanques simulados como tambores flash con sus respectivas corrientes de ingreso de productos aromáticos líquidos y las corrientes de aire que simulan el aire desalojado de los carrotanques en el momento del llenado. La corriente de salida de los carrotanques (simulado como tambor separador flash) es la mezcla de los COV's que se desprenden del líquido durante el proceso de carga y el aire que es evacuado del carrotanque a medida que es ocupado con el hidrocarburo aromático líquido. Los elementos numerados del 1 al 10 en la Figura 12 corresponden a tramos de tubería recta que en el ambiente del simulador requieren especificaciones como diámetro, longitud, cédula y demás características necesarias para el desarrollo de los cálculos hidráulicos del sistema. Posteriormente la mezcla de COV's y aire que sale de los carrotanques es conducida por una tubería hasta el cabezal principal representado por los tramos de tubería 1, 2, 4 y 6 para luego ser conducidos hasta el tambor separador bifásico gas-líquido en donde las partículas de líquido suspendidas y los vapores condensables a condiciones ambiente son separados del gas por medio de la aplicación de cambios en la dirección y en la velocidad para luego ser retirados por decantación por el fondo del separador, mientras que por la parte superior del separador bifásico salen los vapores de los COV's que no se han decantado. En el diagrama de simulación no se incluye la bomba encargada de transportar los condensados desde el tambor separador hasta el tanque de gasolina porque no es

requerido por el simulador para hacer los cálculos de captura de los COV's del sistema.

Figura 12. Esquema de la simulación del sistema actual de recuperación de vapores orgánicos volátiles.



Mediante la simulación del sistema actual se pudo determinar el flujo másico de COV's generados durante el proceso de carga para el escenario más crítico (escenario de mayor producción de COV's), que corresponde al llenado

simultáneo de cuatro carrotanques. El flujo másico de la mezcla de COV's + aire generado durante el llenado y medido a la entrada del separador bifásico fue de 18,9 kg/h, de los cuales 4,31 kg/h son de benceno y 0,49 kg/h de tolueno, además de otros contaminantes que se encuentran en menor proporción dentro de la mezcla como se indica en la Tabla 7. En la misma tabla, se reportan también los flujos másicos obtenidos por simulación de los compuestos de interés en las corrientes de salida del separador bifásico, y se observa por la pequeña diferencia existente entre los COV's generados y los que son emitidos por la chimenea que la retención de los compuestos de interés en el separador bifásico es muy baja, permitiendo la salida por la chimenea de la mayor parte de los COV's.

Tabla 7. Flujo másico de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico gas-líquido del sistema actual obtenido por simulación.

COMPONENTE [kg/h]	CORRIENTE		
	COV's generados	Salida de COV's chimenea	COV's retenidos por el sistema
BENCENO	4,314	4,308	6E-3
TOLUENO	0,491	0,488	3E-3
O-XILENO	2,669E-2	2,630E-2	3,9E-4
M-XILENO	10,477E-2	10,343E-2	1,34E-3
P-XILENO	4,751E-2	4,693E-2	5,8E-4

Se obtuvo por simulación el flujo volumétrico estándar de inmisión en la chimenea (12,23 m³/h), y con los valores de flujo másico de COV's a la salida de la chimenea (Tabla 7) se calculó la concentración (mg/m³) de los compuestos aromáticos a la salida de esta. Los resultados arrojaron una concentración de benceno de 352,24 g/m³ (Ver tabla 8), la cual es alta en relación al nivel máximo de exposición permitido en el sitio de trabajo equivalente a 7,98 mg/m³. Esto da cuenta de la importancia de realizar una rápida intervención sobre el sistema de recuperación de vapores orgánicos, teniendo en cuenta que el benceno, es una

sustancia clasificada por la RISK como R60, es decir, que tiene un 90% de probabilidad de generación de cáncer.

Tabla 8. Comparativo entre la concentración de los COV's producidos y la concentración en la chimenea del sistema actual.

COMPUESTO	PRODUCIDOS [g/m ³]	CHIMENEA [g/m ³]	EFICIENCIA [%]
BENCENO	352,73	352,24	0,13
TOLUENO	40,14	39,90	0,59
O-XILENO	2,18	2,15	1,37
M-XILENO	8,56	8,45	1,28
P-XILENO	3,88	3,83	1,28

5.1.1 Validación de la simulación Para validar la simulación se tomaron muestras de los condensados de aromáticos del tambor acumulador del sistema de recuperación de COV's del cargadero de carrotanques en 6 diferentes situaciones de proceso, dichas muestras fueron analizadas en el laboratorio industrial de la empresa y mediante cromatografías realizadas bajo la norma ASTM D-3797 se obtuvo la composición de las muestras (Ver anexo K), luego se simularon los 6 escenarios reales y se obtuvo la composición simulada. De los resultados de las cromatografías y la simulación se seleccionó el parámetro concentración de benceno para hacer la comparación de las concentraciones reales frente a las concentraciones simuladas. Este comparativo se hizo por medio de la prueba t de Student para medias de dos muestras emparejadas (Ver tabla 10), de ella se observó que la probabilidad (0,31) es superior a 0,05 y por lo tanto se acepta la hipótesis nula, lo cual indica que las dos muestras son iguales y que la simulación representa adecuadamente al proceso real.

El comparativo de la composición simulada y la composición real por cromatografía se detalla en las Tablas 9 y 10.

Tabla 9. Comparación de la concentración de benceno en los condensados de los COV's recolectados en el tambor acumulador de líquido, concentración obtenida por análisis de cromatografía frente a la concentración simulada del sistema actual.

CONCENTRACION POR CROMATOGRAFIA [g/100g]	CONCENTRACION SIMULADA [g/100g]
52,92	52,32
48,22	48,74
45,62	44,88
39,68	38,90
34,28	33,89
38,48	39,21

Tabla 10. Prueba t de Student para la comparación de dos muestras emparejadas.

Prueba t para comparación de dos muestras emparejadas		
	Variable 1	Variable 2
Media	42,53	42,99
Varianza	58,17	47,50
Observaciones	6	6
Coefficiente de correlación de Pearson	0,96	
Diferencia hipotética de las medias	0	
Grados de libertad	5	
Estadístico t	-0,52	
P(T<=t) una cola (probabilidad)	0,31	
Valor crítico de t (una cola)	2,01	
P(T<=t) dos colas	0,62	
Valor crítico de t (dos colas)	2,57	

5.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA A SIMULAR

De acuerdo con la información bibliográfica se plantearon los criterios para la selección de las tecnologías que fueron simuladas.

Con los resultados de la Tabla 8 (concentración de benceno de 352,24 g/m³) y de acuerdo con la Figura 1, se hizo la primera selección bajo el criterio de concentración del contaminante en la corriente gaseosa. Con este primer filtro, quedaron descartadas las tecnologías de adsorción regenerativa y no regenerativa, y las tecnologías de tratamiento biológico, ya que están limitadas a situaciones donde la corriente gaseosa tiene una concentración de COV's inferior a 8 g/m³. En la Tabla 11 se muestran los rangos de concentración recomendados para cada tecnología de tratamiento de COV's.

Tabla 11. Capacidad de tratamiento de las diferentes tecnologías para la depuración de COV's del aire.

TECNOLOGÍA	CAPACIDAD DE TRATAMIENTO [g/m³]
Condensación	Límite inferior 35
	Límite superior >100
Absorción (lavadores)	Límite inferior 10
	Límite superior 30
Adsorción	Límite inferior 1
	Límite superior 8
Incineración	Límite inferior 6
	Límite superior 100

A las tecnologías restantes, incineración, absorción y condensación, se les aplica el segundo criterio de selección consistente en la estimación de costos de implementación.

Con base en la estimación de costo capital de las tecnologías (Tabla 12 y Anexos M, N, O y P), se descartó la tecnología de incineración térmica. La implementación de esta tecnología, genera un alto costo de construcción por la necesidad de equipos mayores más costosos (cámara de combustión); más instrumentación y costos adicionales en tuberías para llevar aire y gas combustible auxiliar hasta la zona del cargadero. Adicionalmente, los costos de operación son también altos debido al consumo de combustible, aire y energía. Por el mismo criterio, se descartó la incineración catalítica, con el agravante de que esta tecnología requiere un catalizador especial fabricado a base de metales costosos que requiere ser cambiado de forma periódica, lo que incrementa aún más el costo capital del proyecto y los costos de operación por compra de catalizador y por disposición de residuos peligrosos.

Las tecnologías que requieren un menor costo de capital son la condensación y la absorción, esto se debe principalmente a que algunos de los equipos existentes, como el separador bifásico, el tambor acumulador de condensados y la bomba, pueden utilizarse en la conformación del nuevo sistema. La construcción del sistema de condensación es particularmente económica, ya que los costos por equipos mayores en los que se incurriría para su construcción corresponden a un compresor y un intercambiador de calor con bajos costos asociados de instrumentación. Por todo lo anteriormente expuesto, la tecnología escogida para iniciar el proceso de simulación fue la condensación y como segunda opción fue escogida la absorción.

En las secciones siguientes se detallan los resultados de la simulación del sistema de recuperación de COV's usando solamente la operación de condensación y posteriormente los resultados de un sistema combinado de las tecnologías de condensación y absorción.

Tabla 12. Comparación de costos de construcción y montaje de cada tecnología de reducción de emisiones de COV's

Conceptos	Incineración térmica	Incineración catalítica	Condensación	Absorción
Equipos mayores	43.025	46.205	20.829	35.393
Obras civiles	1.346	1.346	1.380	1.380
Sistemas eléctricos	26.220	26.220	17.480	17.480
Instrumentación	14.350	14.350	3.587	10.400
Tuberías y accesorios	13.790	13.790	6.895	6.895
Ingeniería, asesoría, capacitación, arranque	1.200	1.200	1.200	1.200
Mano de obra por contrato	6.790	6.790	3.395	3.395
Impuestos	17.075	17.584	8.762	12.182
Costo del proyecto antes de contingencia	123.796	127.485	63.528	88.325
Imprevistos (consumibles y gastos generales)	12.380	12.748	6352	8.832
Costo total del proyecto (US\$)	136.176	140.233	69.880	97.157

5.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL TRATAMIENTO DE LOS COV'S POR CONDENSACIÓN

Mediante la aplicación del criterio de costo capital y teniendo en cuenta que la condensación es la tecnología con capacidad de procesamiento COV's en mayor concentración, se inició el proceso de simulación incorporando esta tecnología al sistema actual. El sistema de recuperación de vapores por condensación (Ver Figura 2) está conformado por un tambor separador que evita la llegada de líquido al compresor, un compresor encargado de incrementar en 10 kPa la presión de los gases (Ver las características del compresor en los anexos G y H) lo cual es suficiente para vencer la caída de presión generada por los nuevos equipos; un equipo de refrigeración, un intercambiador de calor que utiliza agua como medio refrigerante y cuyas características se detallan en los anexos C, D, E y F; un

tambor acumulador de condensados y una bomba centrifuga. El sistema de refrigeración se encarga de disminuir hasta 15°C la temperatura de la corriente de agua que será utilizada en el intercambiador para retirar calor de la corriente de COV's. Finalmente, los condensados generados son recolectados en un tambor de donde son succionados con una bomba y enviados hacia el tanque de gasolina que se encuentre en preparación.

Una vez se simuló el sistema de condensación, se evaluó su capacidad para capturar COV's de la corriente gaseosa variando su temperatura desde 0°C hasta 40°C y registrando el flujo másico de los COV's en la corriente de inmisión del sistema los cuales son reportados en la Tabla 13. Con estos resultados y conociendo el flujo volumétrico del gas (12,1 m³/h) se calculó la concentración de COV's en el efluente de la chimenea del sistema, los cuales son mostrados en la Tabla 14.

Tabla 13. Flujo másico de los COV's en la corriente de inmisión del sistema de condensación.

TEMPERATURA [°C]	BENCENO [kg/h]	TOLUENO [kg/h]	M-XILENO [kg/h]	P-XILENO [kg/h]	O-XILENO [kg/h]
0	1,8114	8,60E-02	6,12E-03	2,92E-03	1,34E-03
5	2,2337	0,1196	9,19E-03	4,38E-03	2,03E-03
10	2,6865	0,1648	1,40E-02	6,64E-03	3,12E-03
15	3,1781	0,2289	2,24E-02	1,06E-02	5,06E-03
20	3,6492	0,3121	3,74E-02	1,75E-02	8,64E-03
25	4,0284	0,4026	6,25E-02	2,89E-02	1,50E-02
30	4,2669	0,4747	9,50E-02	4,32E-02	2,39E-02
35	4,3045	0,4873	1,03E-01	4,65E-02	2,60E-02
40	4,3045	0,4873	1,03E-01	4,65E-02	2,60E-02

Tabla 14. Concentración de benceno en la corriente de inmisión del sistema de condensación a diferentes temperaturas

TEMPERATURA [°C]	BENCENO [g/m³]	EFICIENCIA [%]
0	149,695	57,91
5	184,594	48,10
10	222,014	37,58
15	262,640	26,16
20	301,572	15,22
25	332,910	6,41
30	352,619	0,87
35	355,727	0
40	355,727	0

Como se puede ver de la Tabla 14, aún reduciendo la temperatura a 0°C, el porcentaje de recuperación es bajo y la concentración de COV's continúa siendo alta respecto al límite permitido (7,98 mg/m³). Con base en estos resultados se concluyó que la condensación tiene una baja capacidad para capturar los COV's (eficiencia del 57,91% a 0°C) generados durante el proceso de carga de carrotanques, por lo que es necesario considerar la integración de otra tecnología complementaria en el sistema.

5.4 ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL TRATAMIENTO DE LOS COV'S MEDIANTE LA COMBINACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE CONDENSACIÓN Y ABSORCIÓN

Con base en los resultados arrojados por la simulación del sistema de condensación, los cuales determinaron que la sola condensación es insuficiente para el control eficiente de los COV's en el cargadero de carrotanques, se adicionó al sistema de condensación una torre de absorción. El sistema integrado se detalla en la figura 13 y su correspondiente diagrama de simulación en la figura 14. La

torre de absorción consta de tres etapas de contacto con relleno de anillos metálicos PALL de alta eficiencia (mayor área de contacto entre las fases) de 25 mm que utiliza aromáticos pesados C9+ como absorbente. Las especificaciones de la torre de absorción son dadas en los Anexos A y B. Los aromáticos pesados son una mezcla de productos aromáticos mono-alquilados, di-alquilados y tri-alquilados con compuestos alifáticos. Los aromáticos pesados son la fracción más pesada de la nafta cargada a la planta de producción de aromáticos, unidad de donde provienen los hidrocarburos aromáticos que se producen y se entregan por carrotanques en el llenadero. El absorbente se seleccionó considerando cuatro aspectos; la disponibilidad de absorbente, puesto que los aromáticos pesados C9+ es uno de los productos cargados en el llenadero de carrotanques se tiene disponibilidad de absorbente en todo momento; por el costo del absorbente, para la empresa el uso de los aromáticos pesados como absorbente en el sistema diseñado no tiene ningún costo, dado que diariamente son utilizados aproximadamente 100 barriles de aromáticos pesados C9+ como componente para la producción de gasolina motor con el fin de incrementar el volumen de producción de este combustible; porque los demás productos aromáticos que se entregan en el llenadero de carrotanques tienen una alta solubilidad en los aromáticos pesados, dado que tanto ellos como los aromáticos pesados son sustancias no polares que tienen características químicas y estructurales similares; y porque es el menos volátil de los productos cargados en el llenadero de aromáticos.

Se realizó un análisis de sensibilidades con los resultados simulados para determinar el comportamiento de la variable resultante concentración de benceno en la chimenea frente a diferentes variables operativas. Finalmente se determinaron los rangos óptimos de las variables operativas del sistema dentro de los cuales se obtuvieron concentraciones de benceno en la chimenea inferiores a las exigidas por las normas de nivel de inmisión y de calidad del aire.

Figura 13. Sistema integrado de condensación y absorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.

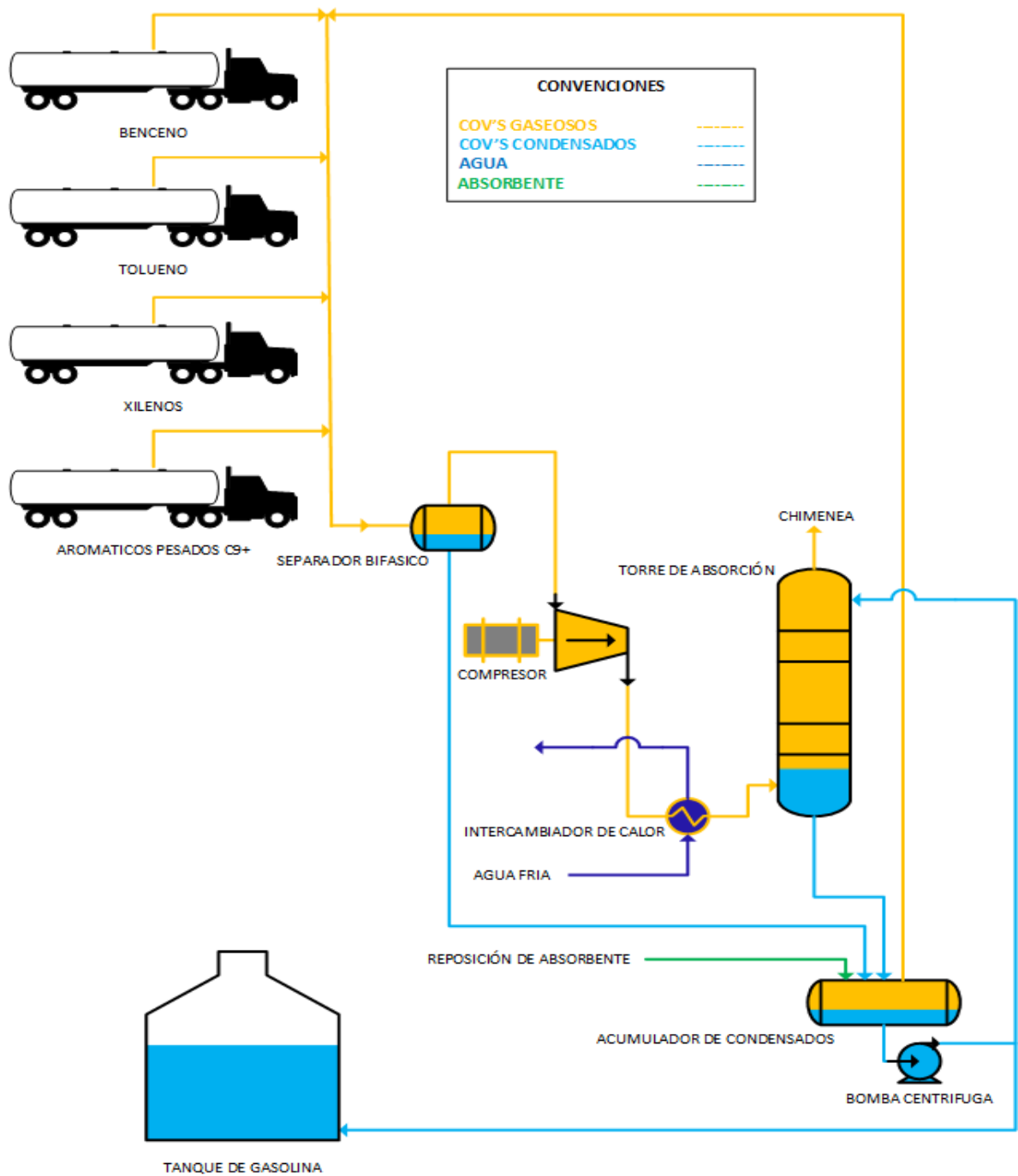
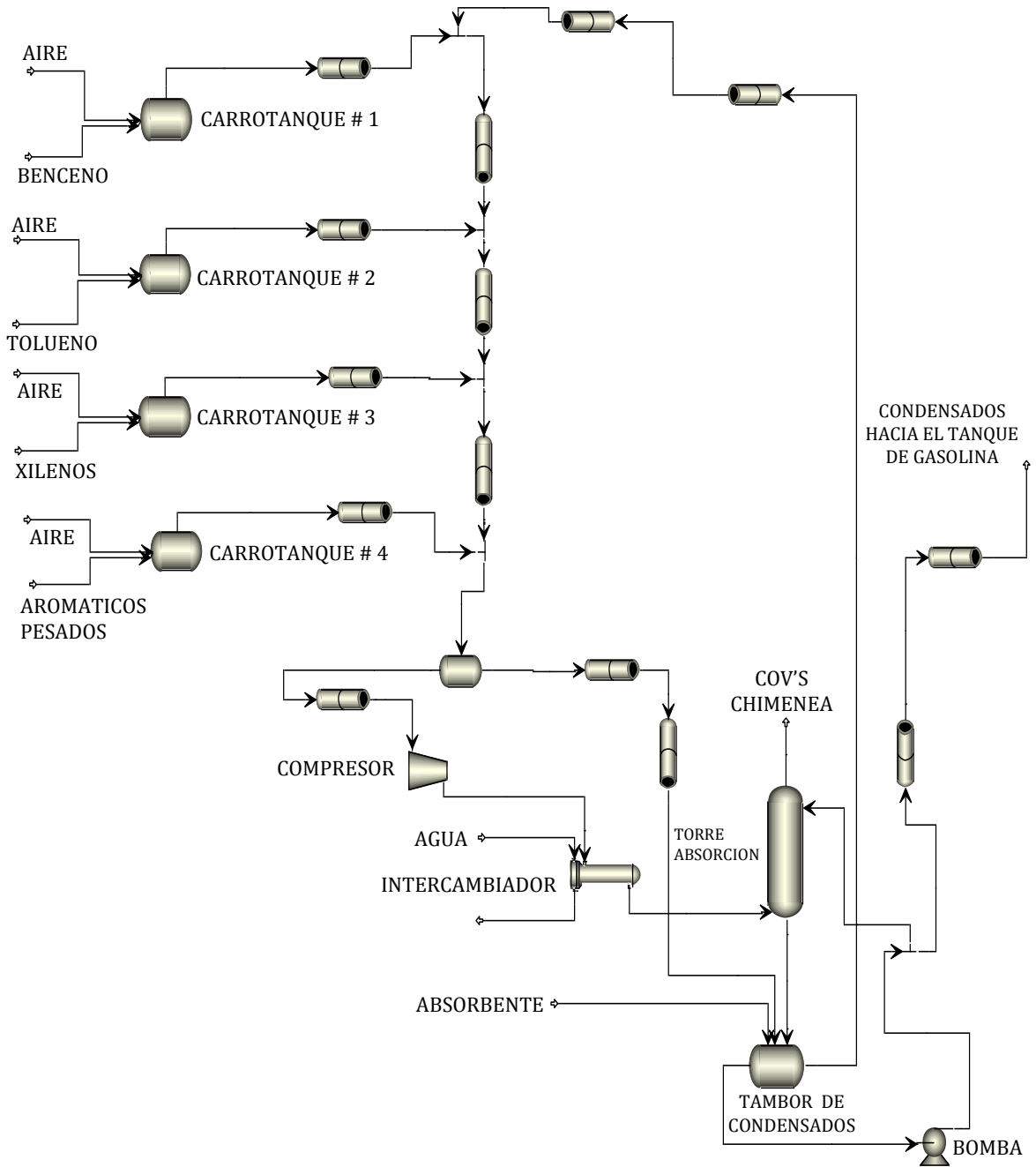


Figura 14. Esquema de la simulación del sistema de condensación y absorción para la recuperación de los COV's del llenadero de carrotanques.



5.4.1 Análisis de sensibilidad de la simulación El sistema de absorción fue sometido a dos análisis de sensibilidad, para determinar los rangos óptimos de las diferentes variables críticas para una operación estable del sistema, además de realizar validación del comportamiento simulado frente a los resultados de recuperación actual. Se evaluó la influencia de variables manipuladas (independientes) como el flujo y la temperatura del agua de enfriamiento del intercambiador, la presión del sistema, y los flujos de reposición y de reciclo de absorbente hacia la torre para controlar la variable dependiente concentración de COV's en la salida de la chimenea.

En el primer análisis de sensibilidad se manipularon las variables flujo y temperatura de agua de enfriamiento, flujo de absorbente, y reflujo de absorbente a la torre y se observó el cambio generado en la concentración de los compuestos aromáticos de interés (benceno, tolueno y xilenos) en el efluente de la chimenea de descarga atmosférica.

En la Tabla 15 se observan los resultados obtenidos para dos diferentes caudales de agua de enfriamiento en el intercambiador y el efecto combinado de la variación de la temperatura del agua, el flujo de reposición de adsorbente y el porcentaje de reciclo de absorbente hacia la torre, sobre la concentración de benceno en la chimenea. En el Anexo L, se muestran el resto de variaciones del flujo de agua enfriamiento y demás variables, así como las concentraciones para otros compuestos aromáticos.

De este análisis se observa que el flujo de agua de enfriamiento es proporcional a la disminución de concentración de benceno en los gases de chimenea. Esto en gran parte obedece a que con mayor cantidad de agua de enfriamiento se favorece la transferencia de calor, debido a la disminución de viscosidad del gas al bajar la temperatura, además que se genera condensación y menos volatilidad del benceno.

Sumado a esto, el proceso de absorción se favorece a menores temperaturas, pues a más baja temperatura incrementa la constante de absorción de los líquidos. En cuanto a la variable, flujo de reposición de absorbente, se detalla que a medida que se incrementa la cantidad de absorbente disminuye la concentración de benceno, pero este flujo debe tener un límite debido a que este consumo representa un costo por bombeo.

Tabla 15. Análisis de sensibilidad del sistema de condensación y absorción.

FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO [L/min]	FLUJO DE ABSORBENTE [L/min]	TEMPERATURA DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO [°C]	REFLUJO DE ABSORBENTE A LA TORRE [%]	BENCENO [g/m ³]
5	2	15	85	8,36
			95	8,45
		32	85	9,98
			95	10,08
	3,5	15	85	4,54
			95	4,60
		32	85	5,07
			95	5,14
	5	15	85	3,10
			95	3,14
			85	3,36
			95	3,41
15	2	15	85	8,33
			95	8,42
		32	85	9,97
			95	10,07
	3,5	15	85	4,53
			95	4,59
		32	85	5,07
			95	5,13
	5	15	85	3,10
			95	3,14
		32	85	3,36
			95	3,41

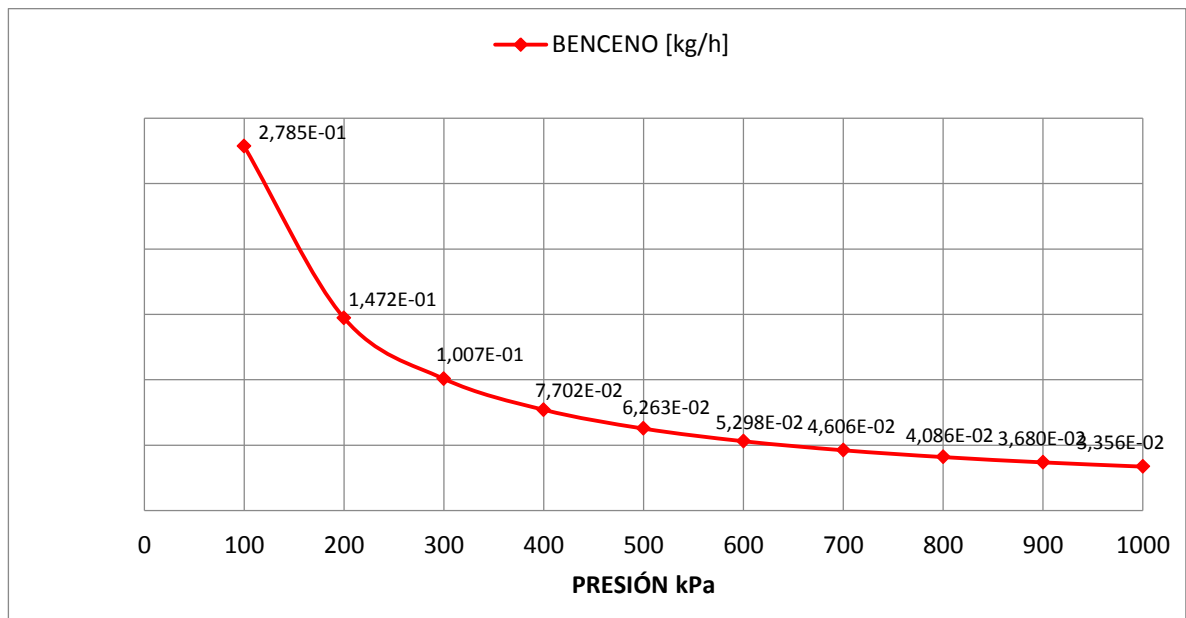
En el segundo análisis de sensibilidad realizado se evaluó el efecto de la presión en el rango desde 100 kPa hasta 1000 kPa sobre el flujo másico de los compuestos aromáticos que son expulsados por la chimenea de la torre de absorción (Ver Tabla 16, Figura 15 y anexos I y J). Para ello se mantuvo constante la temperatura de los vapores a la entrada de la torre en 15,2°C y se hizo evaluación de la cantidad de aromáticos en intervalos de presión de 100 kPa. Los resultados muestran que la presión ejerce poca influencia sobre la cantidad de vapores de aromáticos que se evacúan por la chimenea de la torre de absorción, por ejemplo, de la Tabla 16 se observa que sería necesario incrementar la presión hasta 1000 kPa para lograr una disminución del flujo de benceno por la chimenea de tan solo 0,24 kg/h. Teniendo en cuenta lo anterior, el incremento en los costos de equipos y de operación, y el riesgo que implica el manejo de gases a alta presión, se descarta la opción de disminuir la concentración de benceno mediante el incremento de la presión del sistema. De acuerdo con la norma API652 (equipos presurizados), se requerirían una torre de absorción, un intercambiador de calor y un compresor más robustos y la instalación de equipos adicionales para controlar la presión del sistema. El incremento en la presión de los gases también se traduce en una temperatura mayor de los mismos que debe ser controlada por el intercambiador de calor, requiriéndose por esto construir un intercambiador de calor más grande.

Tabla 16. Influencia de la presión en el flujo másico de COV's evacuados por la chimenea de la torre de absorción.

PRESIÓN [kPa]	BENCENO [kg/h]	TOLUENO [kg/h]	O-XILENO [kg/h]	M-XILENO [kg/h]	P-XILENO [kg/h]
100	2,79E-01	1,07E-02	2,36E-03	8,02E-04	3,98E-04
200	1,47E-01	5,57E-03	1,22E-03	4,15E-04	2,06E-04
300	1,01E-01	3,79E-03	8,33E-04	2,83E-04	1,40E-04
400	7,70E-02	2,90E-03	6,37E-04	2,16E-04	1,07E-04
500	6,26E-02	2,36E-03	5,19E-04	1,76E-04	8,75E-05
600	5,30E-02	1,99E-03	4,40E-04	1,49E-04	7,42E-05

PRESIÓN [kPa]	BENCENO [kg/h]	TOLUENO [kg/h]	O-XILENO [kg/h]	M-XILENO [kg/h]	P-XILENO [kg/h]
700	4,61E-02	1,74E-03	3,83E-04	1,30E-04	6,47E-05
800	4,09E-02	1,54E-03	3,41E-04	1,16E-04	5,76E-05
900	3,68E-02	1,39E-03	3,08E-04	1,05E-04	5,20E-05
1000	3,36E-02	1,27E-03	2,82E-04	9,58E-05	4,76E-05

Figura 15. Efecto de la presión en el flujo másico de benceno evacuado por la chimenea de la torre de absorción.



5.4.2 Determinación del modelo del proceso Con la finalidad de optimizar la operación del sistema diseñado y evaluado para remoción de COV's, se hizo el análisis del comportamiento de la variable resultante concentración de benceno en la corriente de salida de la torre de absorción mediante la regresión primero de dos y luego de cuatro variables y se obtuvieron los modelos de regresión que permitieron la correlación de las variables independientes con respecto a la variable controlada.

5.4.2.1 Análisis de regresión número 1. Se obtuvo una correlación (a partir de una regresión) con el fin de evaluar el efecto de la temperatura de los COV's a la salida del intercambiador y el flujo de reposición de absorbente (aromáticos pesados) a la torre, sobre la concentración de benceno en el efluente de la chimenea. La temperatura de los COV's a la salida del intercambiador, aunque no es una variable independiente del proceso (depende del flujo y temperatura del agua de enfriamiento), para efecto de esta regresión se ha tomado como tal, con la mera finalidad de observar su comportamiento frente a la variable resultante.

La regresión realizada arrojó como resultado que la temperatura a la salida del intercambiador influye de forma directamente proporcional sobre la concentración de benceno, mientras que el flujo de reposición de absorbente influye de forma inversamente proporcional, como se puede corroborar de la ecuación 1. Al evaluar esta ecuación con ANOVA se comprobó que los resultados tienen un intervalo de confianza del 95%.

Los coeficientes de cada variable en la ecuación indican cómo influye cada una de ellas en la variable resultante. Para este caso, un incremento en la temperatura a la salida del intercambiador, incrementa la concentración de benceno a la salida de la torre; esto se debe a que cuando aumenta la temperatura disminuye la absorción en la torre, efecto provocado por el incremento en la volatilidad del benceno. El flujo de reposición hace el efecto contrario pues se contará con mayor capacidad de absorción, a medida que aumenta la cantidad de absorbente nuevo disminuye la concentración de benceno en el absorbente circulante lo cual mejora la capacidad de absorción de la torre. Esto indica que dicha recirculación debe ser controlada por encima de cierto límite para evitar el incremento de la concentración de benceno en el absorbente y en el efluente de la chimenea.

En la figura 16 se ilustra gráficamente el comportamiento de las variables manipuladas frente a la variable controlada.

Variable resultante:

Concentración de benceno [mg/m^3]

Variables manipuladas:

Temperatura en la salida del intercambiador [$^{\circ}\text{C}$]

Flujo de reposición de absorbente [L/min]

Tabla 17. Análisis de varianza de la temperatura a la salida del intercambiador y el flujo de reposición de absorbente frente a la concentración de benceno en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.

Parámetro	Estimación	Error Estándar	Estadístico T	Valor-P
Temperatura de salida del intercambiador	$5,4 \times 10^{-4}$	0,00	17,20	0,00
Flujo de Absorbente	$-7,3 \times 10^{-4}$	0,00	-3,48	0,00

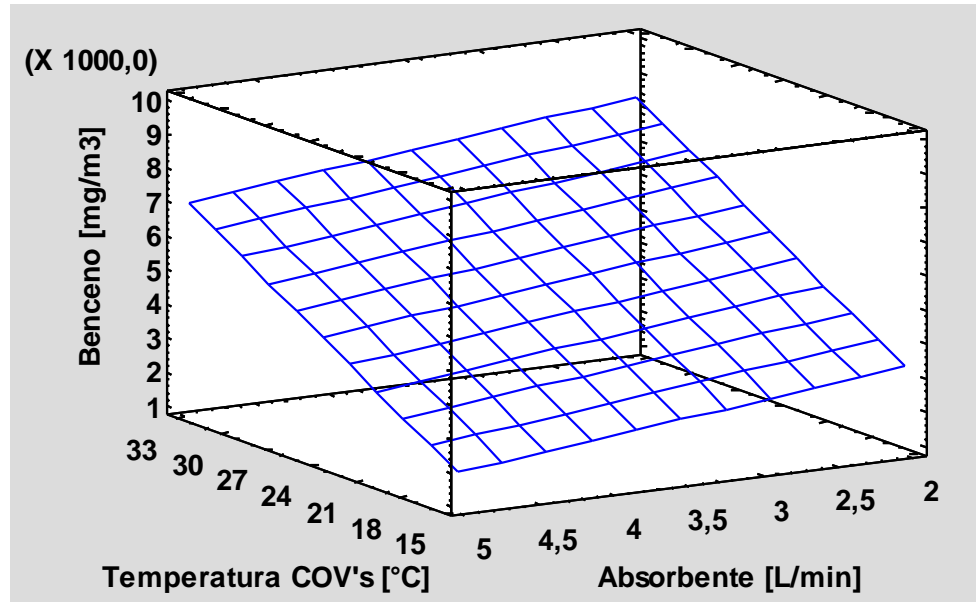
ANÁLISIS DE VARIANZA					
Fuente	Suma de Cuadrados	GI	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	0,02	2	0,01	644,23	0,00
Residuo	0,00	223	0,00		
Total	0,03	225			
R ²	0,85				

$$C_{\text{Ben}} = 5,4 \times 10^{-4} T_{\text{sal interc}} - 7,3 \times 10^{-4} Q_{\text{Abs}} \quad (\text{Ec.1})$$

Puesto que el valor P en la tabla ANOVA es menor que 0,05 existe una relación estadísticamente significativa entre las variables con un nivel de confianza del 95%.

El estadístico R² indica que el modelo así ajustado explica el 85% de la variabilidad en la concentración de benceno.

Figura 16. Comportamiento de la concentración de benceno en el efluente de chimenea frente a la temperatura de los COV's y el flujo de líquido absorbente.



5.4.2.2 Análisis de regresión número 2. Se hizo una segunda regresión para evaluar todas las variables manipuladas del sistema frente a la variable controlada concentración de benceno en el efluente de chimenea y obtener el modelo del sistema. Esta regresión dio como resultado que las variables manipuladas temperatura del agua de enfriamiento y reflujo de absorbente a la torre tienen una relación directamente proporcional al incremento de la concentración de benceno en el efluente de la chimenea. Por otra parte, la variable flujo de reposición de absorbente es inversamente proporcional con respecto a la variable controlada.

Variable resultante:

Concentración de benceno [mg/m³]

Variables manipuladas:

Temperatura del agua de enfriamiento [°C]

Flujo de reposición de absorbente [L/min]

Reflujo de absorbente a la torre [%]

Tabla 18. Análisis de varianza de la temperatura a la salida del intercambiador y el flujo de reposición de absorbente frente a la concentración de benceno en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.

Parámetro	Estimación	Error Estándar	Estadístico T	Valor-P	
Temperatura del agua de enfriamiento	53,40	7,67	6,96	0,00	
Flujo de Absorbente	-1855,75	50,24	-36,93	0,00	
Reflujo de absorbente a la torre	11924,3	282,56	42,20	0,00	
ANALISIS DE VARIANZA					
Fuente	Suma de Cuadrados	GI	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	7,74x10 ⁹	3	2,58x10 ⁹	3951,75	0,00
Residuo	1,44x10 ⁸	222	653026		
Total	7,88x10 ⁹	225			
R ²	0,98				

$$C_{ben} = 53,4T_{agua_enfri} - 1855,7Q_{repos. absorbente} + 11924,3Reflujo_{absorbente \ a \ la \ torre} \quad (Ec. \ 2)$$

Puesto que el valor P en la tabla ANOVA es menor que 0,05 existe una relación estadísticamente significativa entre las variables con un nivel de confianza del 95%. El estadístico R² indica que el modelo así ajustado explica el 98% de la variabilidad de la concentración de benceno en el efluente de la chimenea.

5.4.3 Validación de la efectividad del sistema de condensación y absorción Al realizar la simulación detallada, se obtuvo que el proceso de carga de aromáticos genera 18,9 kg/h de mezcla COV's + aire, de los cuales 4,31 kg/h son de benceno y 0,49 kg/h son de tolueno entre otros contaminantes; el sistema integrado de

condensación y absorción redujo la emisión de benceno por la chimenea hasta $6,26 \times 10^{-2}$ kg/h alcanzando una eficiencia de remoción de benceno del 98,35% (Ver tabla 21).

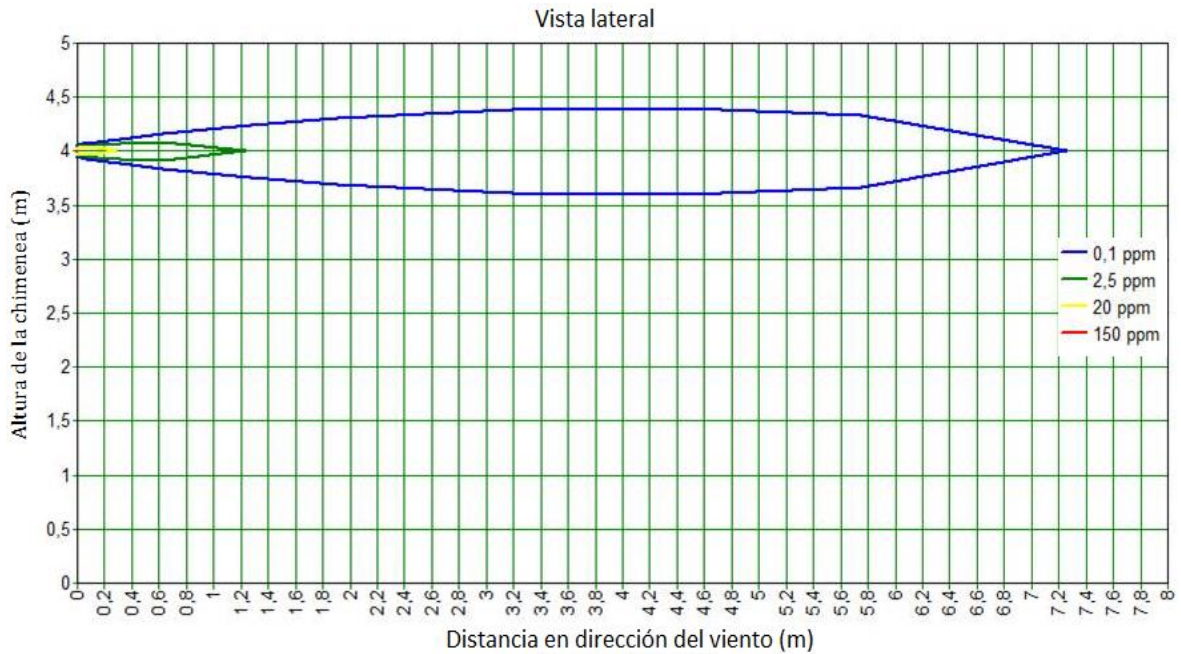
Con algunos de los resultados obtenidos de la simulación del proceso, las dimensiones de la chimenea y las condiciones meteorológicas del lugar donde se encuentra el llenadero se elaboró la tabla 19, los datos registrados en esta tabla fueron utilizados posteriormente como entrada para elaborar un diagrama de dispersión del benceno en la atmósfera utilizando el programa PHAST (Process Hazard Analysis Software Tool).

Los resultados del análisis de dispersión se muestran en la figura 17, el área dentro de la curva verde en la gráfica representa el límite en donde se perciben concentraciones de benceno iguales o superiores a la concentración máxima de exposición permisible por la ACGIH en un turno de 8 horas (2,5 ppm equivalentes a $7,98 \text{ mg/m}^3$ de benceno) y muestra que a una distancia vertical mayor a 20 cm por encima o a 20 cm por debajo del nivel de la chimenea o a una distancia horizontal mayor a 130 cm en dirección del viento la concentración de benceno es inferior a $7,98 \text{ mg/m}^3$, por fuera de esta curva la concentración de benceno es inferior al límite establecido por la normas de calidad del aire vigentes exigidas por la ACGIH.

Tabla 19. Datos de entrada requeridos para la elaboración del análisis de dispersión del benceno en la atmósfera.

Altura de la chimenea [m]	4
Diámetro de la chimenea [in]	2,5
Volumen de salida de COV's en la chimenea [m^3/h]	12,1
Flujo másico de benceno en la chimenea [kg/h]	$6,26 \times 10^{-2}$
Presión de salida de los COV's en la chimenea [bar]	1,01
Temperatura de salida COV's en la chimenea [$^{\circ}\text{C}$]	32,2
Velocidad del viento en el llenadero [m/s]	1,6
Humedad relativa en el llenadero	0,7

Figura 17. Diagrama de dispersión en la atmósfera del benceno efluente por la chimenea del sistema de condensación y absorción propuesto.



5.4.4 Establecimiento de los puntos óptimos de operación A continuación, con el estudio de estabilidad se encontraron las condiciones de operación que garantizan las más bajas concentraciones de benceno en la salida de la chimenea con el objetivo de evitar que los trabajadores sean expuestos a concentraciones superiores a $7,98 \text{ mg/m}^3$.

Se evaluó el modelo del proceso con la herramienta SOLVER de EXCEL estableciendo como celda objetivo la concentración de benceno en el efluente de la chimenea ($5,78 \text{ g/m}^3$) y como restricciones los puntos máximos y mínimos de operación limitados por el diseño de los equipo y/o por la economía del proceso, la evaluación arrojó como resultado que se deben ajustar la temperatura del agua de enfriamiento en $16,4^\circ\text{C}$, el flujo de reposición de absorbente en $3,1 \text{ L/min}$ y el flujo de recirculación de absorbente a la torre en el 90%. En la tabla 20 se pueden apreciar los coeficientes del modelo (Ecuación 2), la concentración de benceno objetivo ($5,78 \text{ g/m}^3$) y los valores óptimos en los cuales se deben ajustar las

variables operativas del proceso para conseguir dicha concentración de benceno en el efluente de inmisión de la chimenea.

Tabla 20. Puntos óptimos de operación de las variables de proceso del sistema de condensación y absorción.

VARIABLE	Coeficiente	Valor
Temperatura del agua de enfriamiento [°C]	53,406	16,4
Flujo de reposición de absorbente [L/min]	1855,75	3,1
Reflujo de absorbente a la torre [%]	11924,3	90
Concentración de benceno [g/m ³]	5,78	

Los parámetros obtenidos mediante la herramienta SOLVER de EXCEL se cargaron a las variables en el simulador, obteniéndose los resultados de las tablas 21 y 22 en donde se muestra la cantidad de COV's generada de los compuestos aromáticos clave, la cantidad que es evacuada por la chimenea y la cantidad que es convertida en líquido y enviada hacia el tanque de gasolina. Para todos los compuestos se puede observar una disminución considerable en la cantidad evacuada por la chimenea lo que indica que es un sistema más eficiente para la captura de los COV's que el instalado actualmente.

Tabla 21. Flujo másico de las corrientes de COV's producidos, COV's evacuados por la chimenea y COV's retenidos por el sistema de condensación y absorción.

COMPUESTO [kg/h]	CORRIENTE		
	COV's generados	Salida de COV's chimenea	COV's retenidos por el sistema
BENCENO	4,315	6,265E-2	4,252
TOLUENO	0,491	2,356E-3	0,4887
O-XILENO	2,670E-2	5,188E-4	2,618E-2
M-XILENO	0,1048	1,761E-4	0,1046
P-XILENO	4,752E-2	8,749E-5	4,743E-2

Tabla 22. Comparativo de la concentración de los compuestos aromáticos en el efluente de la chimenea del sistema actual frente al sistema de condensación y absorción.

COMPUESTO	SISTEMA ACTUAL [g/m³]	SISTEMA PROPUESTO [g/m³]	EFICIENCIA DE REMOCIÓN [%]
BENCENO	352,030	5,782	98,35
TOLUENO	39,944	0,217	99,45
O-XILENO	2,149	4,789E-02	97,77
M-XILENO	8,451	1,625E-02	99,80
P-XILENO	3,835	8,076E-03	99,78

6. CONCLUSIONES

El sistema finalmente seleccionado fue el de condensación-absorción integrados de forma complementaria. Este sistema consigue una remoción de benceno del 98,35%, logrando disminuir la concentración de benceno en la chimenea hasta $5,78 \text{ g/m}^3$, así como también logra la disminución en proporciones similares de los demás compuestos aromáticos presentes en el efluente de chimenea, constituyéndose en el sistema que ofrece el mayor beneficio al costo óptimo.

El sistema de recuperación de vapores orgánicos instalado actualmente en la sección de carga de aromáticos de la empresa oil & gas de este proyecto, tiene un bajo nivel de remoción por lo que se requiere implementar una nueva tecnología que garantice la disminución de vapores a niveles seguros para las personas que laboran en esta área.

El análisis de la información bibliográfica junto a los resultados de las simulaciones y la evaluación de costos de las actuales tecnologías disponibles para la remoción de COV's desde corrientes gaseosas, muestran que las tecnologías más convenientes son las de condensación y absorción.

El sistema de condensación solo, no tiene la capacidad necesaria para remover la cantidad requerida de COV's que proporcione un ambiente de trabajo saludable en el llenadero de carrotanques, alcanzando una eficiencia de remoción de benceno de tan solo el 57,91%.

Los resultados de la simulación fueron validados estadísticamente por comparación de los resultados predichos de concentración de COV's en los líquidos del separador bifásico contra medidas experimentales. Esto ratifica que la

simulación de procesos es una herramienta importante a la hora de seleccionar tecnologías para la implementación de procesos ahorrando tiempo y recursos.

7. RECOMENDACIONES

Una vez puesto en funcionamiento el sistema de recuperación de COV's se debe hacer mediciones de la concentración de estos compuestos en la corriente de inmisión de la chimenea y en el área del llenadero para comprobar la eficiencia real de remoción del sistema que asegure un ambiente de trabajo saludable.

El personal que labore en el llenadero de carrotanques de productos aromáticos debe utilizar permanentemente máscara con filtros para vapores ácidos y orgánicos con el fin de evitar la aspiración de los COV's que no logre capturar el sistema de depuración del aire.

Se deben hacer pruebas de funcionamiento al sistema de recuperación de COV's para ajustar las variables operativas en los puntos donde se obtenga la mejor relación costo - eficiencia.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] C. A. Pérez et al., “Daño hepático en trabajadores expuestos a hidrocarburos,” *Gastroenterología y hepatología.*, vol. 29, no. 6, pp. 334-337, June. 2006.
- [2] L. K. Lowry et al., *Threshold Limit Values for Chemical substances and Physical Agents & Biological Exposure Indices*, ISBN 978-1-607260-77-6, Cincinnati, Ohio, USA: Ed. ACGIH (American Conference of Governmental Industrial Hygienists), 2015.
- [3] L. A. García Villanueva, G. Fernández Villagómez., “Health Risk Assessment of Zone 7 Contaminated with Benzene in the Environmental Liability Generated by the “March 18th Ex-Refinery” in Mexico City,” *Ingeniería Investigación y Tecnología*, vol. 15, no. 3, pp. 419–428, Julio/Septiembre. 2014.
- [4] J. M. Stellman, D. Osinsky, P. Markkanen., “Propiedades de los hidrocarburos aromáticos,” En: *enciclopedia de la OIT, Capítulo 104 Guía de productos químicos, Parte 7*, pp. 283. Washington D. C., US: Ed. D - INSHT (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo), 2012.
- [5] E.R. Altwicker et al., *Environmental Engineer's Handbook, Chapter 5 Air Pollution, Tropospheric ozone - A especial problem*, Ed. David H.F. Liu & Bela G. Liptak, Boca Raton: CRC Press LLC, 1999.
- [6] Office of Technology Assessment, “Catching our breath - Next steps for reducing urban ozone,” OTA-0412. Washington, D.C.: U.S. Congress, July: 4–9. 1989.

[7] F.R. Spellman, The Science of Air: Concepts and Applications, Second Edition, Chapter 14. Air Quality Management, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-7533-5, pp. 184, 2008.

[8] P. Belmonte Espejo, E. Gutierrez Gonzalez., "Ozono troposférico," Revista el Ecologista, Ed. Ecologistas en acción, no. 79, ISSN 1575-2712, pp. 50-51, Junio. 2013.

[9] J. M. Stellman, D. Osinsky, P. Markkanen., "Propiedades de los hidrocarburos aromáticos," En: enciclopedia de la OIT, Capítulo 104 Guía de productos químicos, Parte 7, pp. 283. Washington D. C., US: Ed. D - INSHT (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo), 2012.

[10] F. R. Spellman., The Science of Air: Concepts and Applications, Chapter 16. Air Pollution Control Technology, Second Edition, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-7533-5, pp. 223 -224, 2008.

[11] B. Cárdenas González et al., Tratamiento biológico de compuestos orgánicos volátiles de fuentes fijas. Primera edición, Ed. Instituto Nacional de Ecología (INE-SEMARNAT), México, ISBN 968-817-499-8, pp. 29-30, Agosto. 2003.

[12] Kosteltz, A.M., A. Finkelstein, M. Shoda., " Proceedings of the 89th Annual Meeting 1996," Proceedings of the 89th Annual Meeting and Exhibition of the Air and Waste Management Association, Pittsburg, PA. 1996.

[13] F. R. Spellman., The Science of Air: Concepts and Applications, Chapter 16. Air Pollution Control Technology, Second Edition, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-7533-5, pp. 219-243, 2008.

[14] K. B. Schnelle and C. A. Brown., Air Pollution Control Technology Handbook, Chapter 13. Thermal Oxidation for VOC Control, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-3643-5, pp. 1-17, 2001.

[15] W. M. Vatauvuk et al., Manual de costos de control de la contaminación del aire de la EPA, Sección 3.1 Controles de recaptura de COV, Capítulo 2. Condensadores refrigerados, Ed. U.S. Environmental Protection Agency (EPA), Office of Air Quality Planning and Standards Research Triangle Park, NC 27711, Diciembre. 1995.

[16] R. A. Corbitt., Standard Handbook of Environmental Engineering, Chapter 4.7 Volatile Organic Compound Control, Second Edition, Ed. McGraw-Hill, ISBN: 9780070131606, 1999.

[17] K. B. Schnelle and C. A. Brown., Air Pollution Control Technology Handbook, Chapter 11. Absorption for HAP and VOC Control, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-3643-5, pp. 1-43, 2001.

[18] J. R. Fair., Albright's Chemical Engineering Handbook, Chapter 8. Mass Transfer, Edited by Lyle F. Albright, CRC Press, ISBN: 978-1-4200-1438-9, pp. 591-614, 2008.

[19] K. B. Schnelle and C. A. Brown., Air Pollution Control Technology Handbook, Chapter 12 Adsorption for HAP and VOC control, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-3643-5, pp. 1-29, 2001.

[20] L. Cox et al., "Seleccionando un sistema de adsorción para COV: ¿Carbón, zeolita o polímeros?," Ed. U.S. Environmental Protection Agency (EPA), Office of Air Quality Planning and Standards Research Triangle Park, NC 27711, pp. 2, May. 1999.

[21] Petróleos Mexicanos (PEMEX). Obtención del monto por contingencia por incertidumbre en el desarrollo del estimado costo de proyectos de transformación industrial en PEMEX, Foro de análisis de riesgos y decisiones, México D.F., Junio 1-2, 2011.

[22] E. C. Carlson., "Succeeding at simulation, Don't gamble with physical properties for simulations", Chemical Engineering Progress, Aspen Technology, inc, October. 1996.

[23] Ficha técnica de ventiladores centrifugos SODECA CAS y CAS-S, SODECA Group, Sodeca ventiladores Ltda, Chile, Santiago de Chile, Avda. Puerta Sur 03380.

BIBLIOGRAFÍA

ALTWICKER E.R. et al., Environmental Engineer's Handbook, Chapter 5 Air Pollution, Tropospheric ozone - A especial problem, Ed. David H.F. Liu & Bela G. Liptak, Boca Raton: CRC Press LLC, 1999.

BELMONTE ESPEJO P., GUTIERREZ GONZALEZ E., "Ozono troposférico," Revista el Ecologista, Ed. Ecologistas en acción, no. 79, ISSN 1575-2712, pp. 50-51, Junio. 2013.

CÁRDENAS GONZÁLEZ B. et al., Tratamiento biológico de compuestos orgánicos volátiles de fuentes fijas. Primera edición, Ed. Instituto Nacional de Ecología (INE-SEMARNAT), México, ISBN 968-817-499-8, pp. 29-30, Agosto. 2003.

CARLSON E. C., "Succeeding at simulation, Don't gamble with physical properties for simulations", Chemical Engineering Progress, Aspen Technology, inc, October. 1996.

CORBITT R. A., Standard Handbook of Environmental Engineering, Chapter 4.7 Volatile Organic Compound Control, Second Edition, Ed. McGraw-Hill, ISBN: 9780070131606, 1999.

COX L. et al., "Seleccionando un sistema de adsorción para COV: ¿Carbón, zeolita o polímeros?," Ed. U.S. Environmental Protection Agency (EPA), Office of Air Quality Planning and Standards Research Triangle Park, NC 27711, pp. 2, May. 1999.

FAIR J. R., Albright's Chemical Engineering Handbook, Chapter 8. Mass Transfer, Edited by Lyle F. Albright, CRC Press, ISBN: 978-1-4200-1438-9, pp. 591-614, 2008.

GARCÍA VILLANUEVA L. A., FERNÁNDEZ VILLAGÓMEZ G., "Health Risk Assessment of Zone 7 Contaminated with Benzene in the Environmental Liability Generated by the "March 18th Ex-Refinery" in Mexico City," Ingeniería Investigación y Tecnología, vol. 15, no. 3, pp. 419–428, Julio/Septiembre. 2014.

KOSTELTZ, A.M., FINKELSTEIN A., SHODA M., " Proceedings of the 89th Annual Meeting 1996," Proceedings of the 89th Annual Meeting and Exhibition of the Air and Waste Management Association, Pittsburg, PA. 1996.

LOWRY L. K. et al., Threshold Limit Vaues for Chemical substances and Physical Agents & Biological Exposure Indices, ISBN 978-1-607260-77-6, Cincinnati, Ohio, USA: Ed. ACGIH (American Conference of Governmental Industrial Hygienists), 2015.

OFFICE OF TECHNOLOGY ASSESSMENT, "Catching our breath - Next steps for reducing urban ozone," OTA-0412. Washington, D.C.: U.S. Congress, July: 4–9. 1989.

PÉREZ C. A. et al., "Daño hepático en trabajadores expuestos a hidrocarburos," Gastroenterología y hepatología., vol. 29, no. 6, pp. 334-337, June. 2006.

PETRÓLEOS MEXICANOS (PEMEX). Obtención del monto por contingencia por incertidumbre en el desarrollo del estimado costo de proyectos de transformación industrial en PEMEX, Foro de análisis de riesgos y decisiones, México D.F., Junio 1-2, 2011.

SCHNELLE K. B. and BROWN C. A., Air Pollution Control Technology Handbook, Chapter 13. Thermal Oxidation for VOC Control, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-3643-5, pp. 1-17, 2001.

SODECA VENTILADORES LTDA. Ficha técnica de ventiladores centrifugos SODECA CAS y CAS-S, SODECA Group, , Chile, Santiago de Chile, Avda. Puerta Sur 03380.

SPELLMAN F. R., The Science of Air: Concepts and Applications, Chapter 16. Air Pollution Control Technology, Second Edition, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-7533-5, pp. 219-243, 2008.

SPELLMAN F.R., The Science of Air: Concepts and Applications, Second Edition, Chapter 14. Air Quality Management, Ed. CRC Press, ISBN: 978-1-4200-7533-5, pp. 184, 2008.

STELLMAN J. M., OSINSKY D., MARKKANEN P., “Propiedades de los hidrocarburos aromáticos,” En: enciclopedia de la OIT, Capítulo 104 Guía de productos químicos, Parte 7, pp. 283. Washington D. C., US: Ed. D - INSHT (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo), 2012.

VATAVUK W. M. et al., Manual de costos de control de la contaminación del aire de la EPA, Sección 3.1 Controles de recaptura de COV, Capítulo 2. Condensadores refrigerados, Ed. U.S. Environmental Protection Agency (EPA), Office of Air Quality Planning and Standards Research Triangle Park, NC 27711, Diciembre. 1995.

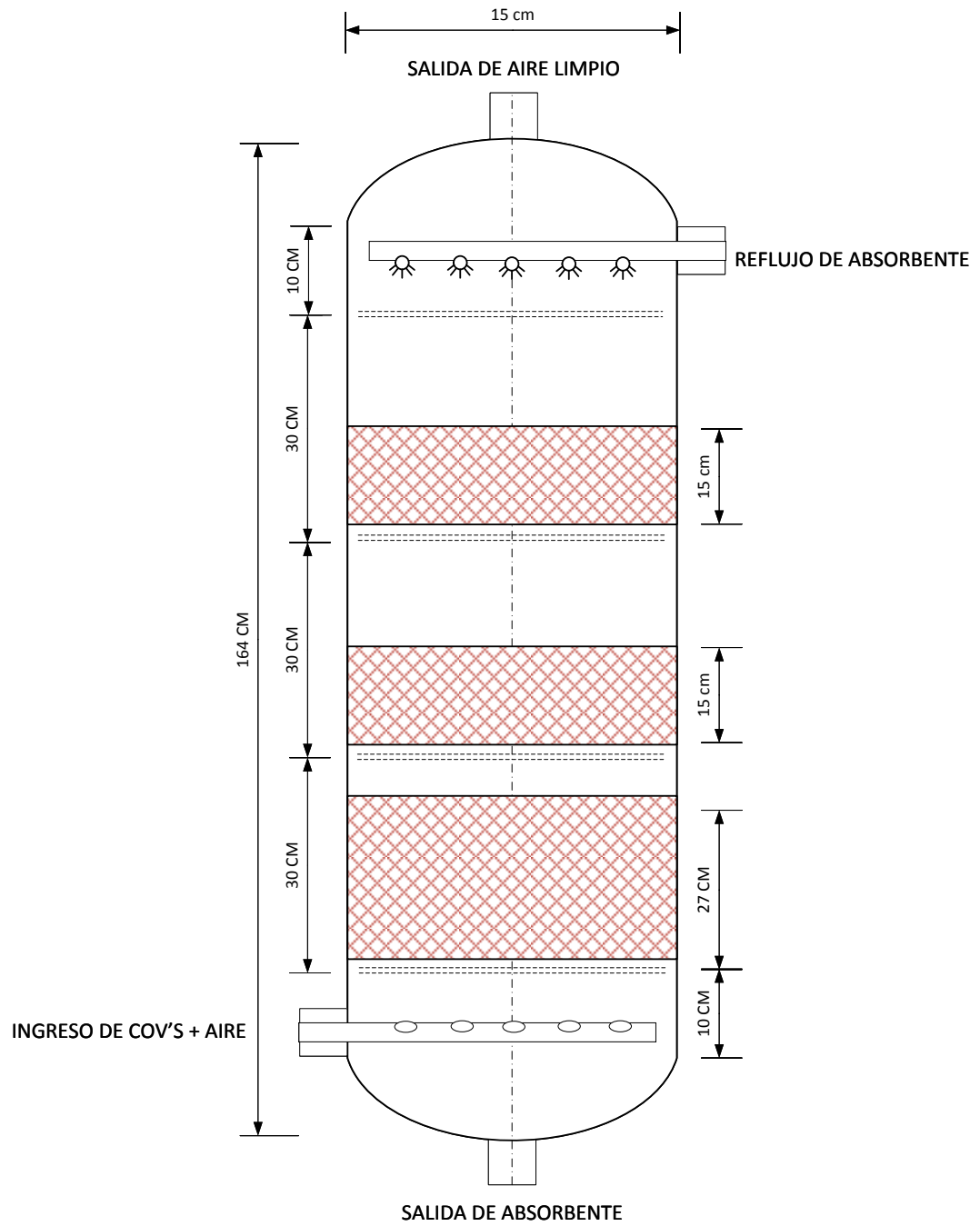
ANEXOS

Anexo A. Parámetros de diseño de la torre de absorción.

PARAMETRO	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	TOTAL
Diámetro de la columna	15 cm	15 cm	15 cm	15 cm
Altura	30 cm	30 cm	30 cm	164 cm
Tipo de empaque	Anillos PALL de 25 mm	Anillos PALL de 25 mm	Anillos PALL de 25 mm	
Caída de presión	0,036 kPa	0,020 kPa	0,024 kPa	0,08 kPa
Velocidad superficial máxima	0,038 m/s	0,032 m/s	0,032 m/s	
Área de superficie	207 sqm/cum*	207 sqm/cum	207 sqm/cum	
Fracción de huecos	0,94	0,94	0,94	

*Metros cuadrados por metro cúbico

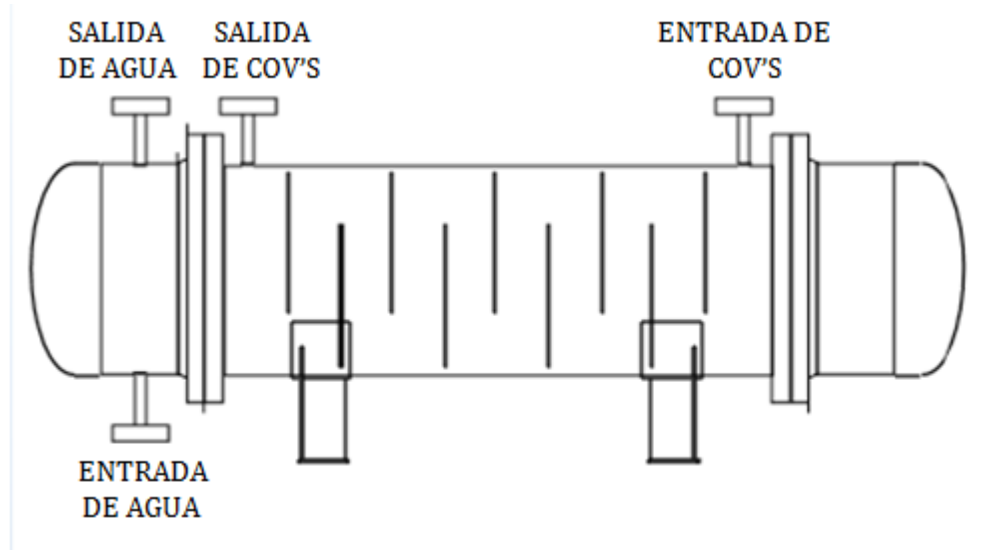
Anexo B. Esquema de la torre de absorción.



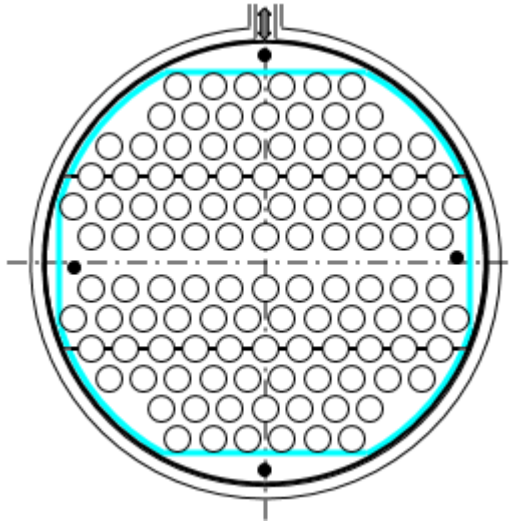
Anexo C. Parámetros de diseño del intercambiador de calor.

Clasificación TEMA	BEM
Localización del fluido caliente	Lado casco
Diametro externo del tubo	0,75 pulgadas
Pitch (enfrentamiento)	0,9375
Patrón de tubo	30° triangular
Tubos están en ventana de deflector	si
Tipo de bafle	Simple segmentado
Orientación del corte del bafle	Horizontal
Material del ntercambiador	Acero al carbono
Diametro interno de la carcasa	12 pulgadas
Diametro externo de la carcasa	12,66 pulgadas
Longitud de los tubos	45 pulgadas
Espacio entre centros de los bafles	4 pulgadas
Número de bafles	9
Número de tubos	40
Número de pasos	2
Diferencial de presión lado carcasa	0,0658
Diferencial de presión lado carcasa	0,0475

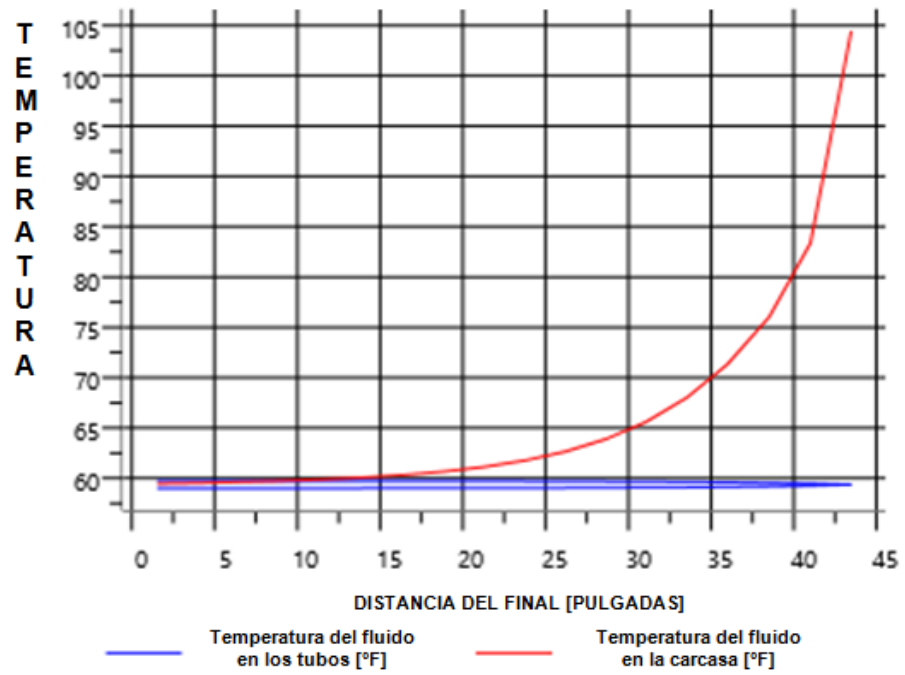
Anexo D. Configuración de la carcasa del intercambiador de calor.



Anexo E. Configuración de los tubos del intercambiador de calor.



Anexo F. Temperatura de las corrientes en el intercambiador.



Anexo G. Características del compresor seleccionado.

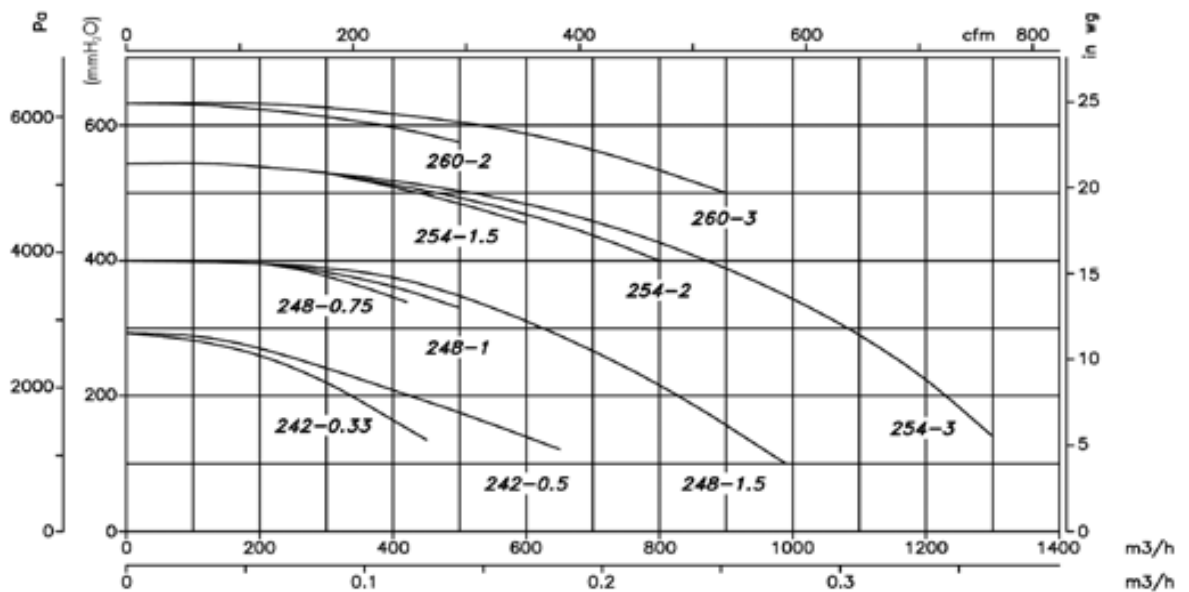
COMPRESOR MARCA SODECA MODELO CAS-242-2T-0,33
Envolvente en chapa de acero
Turbina con álabes hacia atrás
Motor clase F, con rodamientos a bolas
Protección IP55
Motor trifásico 230/400V-50Hz
Temperatura máxima del aire a transportar desde -20°C hasta 120°C
Velocidad 2750 r/min
Intensidad máxima admisible, a 230V=1,29A; 400V=0,75A
Potencia instalada 0,25Kw
Caudal máximo 450 m ³ /h
Nivel presión sonora 73 dB(A)
Peso aproximado 30 kg

Fuente. [23]

Anexo H. Curva característica del compresor seleccionado (Ver curva 242-0.33).

Q= Caudal en m³/h, m³/s y cfm (Pies cúbicos por minuto)

Pe= Presión estática en mm.c.a. (Milímetros de columna de agua), Pa e inwg (Pulgadas de agua)



Fuente. [23]

Anexo I. Efecto de combinado de la presión y la temperatura sobre el flujo másico de los compuestos aromáticos de interés en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.

PRESIÓN = 100 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
10	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
40	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
70	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
100	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
130	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
160	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
190	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
220	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
250	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
280	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
310	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
340	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
370	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02
400	3,1870	0,2300	5,0959-03	1,0647-02	2,2570-02

PRESIÓN = 200 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
10	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
40	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02

PRESIÓN = 200 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
70	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
100	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
130	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
160	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
190	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
220	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
250	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
280	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
310	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
340	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
370	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02
400	2,7049	0,1749	3,6105-03	7,6123-03	1,6125-02

PRESIÓN = 300 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
10	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
40	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
70	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
100	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
130	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
160	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
190	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
220	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
250	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
280	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
310	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
340	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02

PRESIÓN = 300 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
370	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02
400	2,4083	0,1474	2,9690-03	6,2805-03	1,3305-02

PRESIÓN = 400 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
10	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
40	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
70	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
100	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
130	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
160	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
190	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
220	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
250	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
280	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
310	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
340	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
370	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02
400	2,1964	0,1298	2,5858-03	5,4794-03	1,1611-02

PRESIÓN = 500 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
10	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02

PRESIÓN = 500 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
40	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
70	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
100	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
130	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
160	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
190	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
220	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
250	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
280	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
310	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
340	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
370	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02
400	2,0337	0,1174	2,3226-03	49271-03	1,0443-02

PRESIÓN = 600 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
10	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
40	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
70	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
100	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
130	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
160	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
190	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
220	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
250	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
280	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
310	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03

PRESIÓN = 600 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
340	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
370	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03
400	1,903	0,1079	2,1272-03	4,5161-03	9,5735-03

PRESIÓN = 700 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
10	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
40	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
70	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
100	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
130	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
160	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
190	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
220	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
250	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
280	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
310	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
340	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
370	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03
400	1,7949	0,1004	1,9749-03	4,1950-03	8,8945-03

PRESIÓN = 800 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03

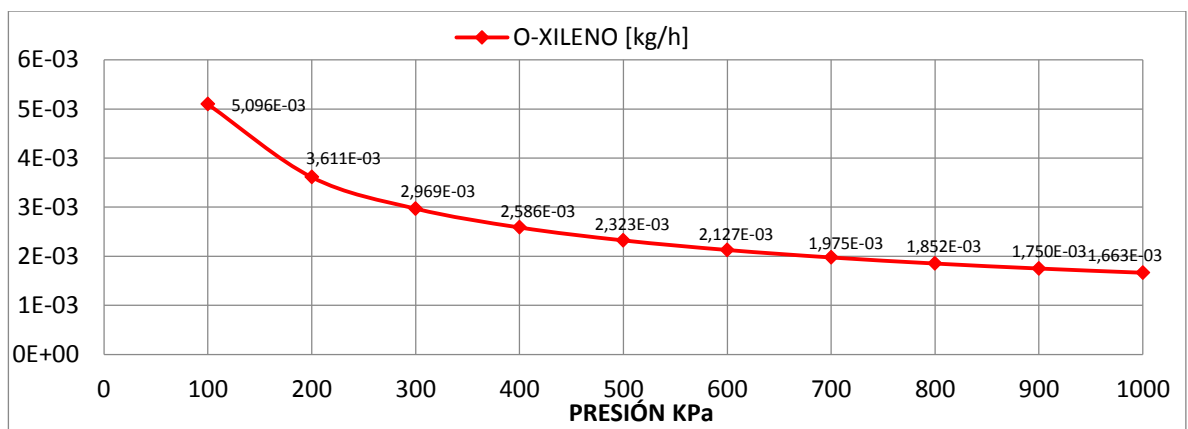
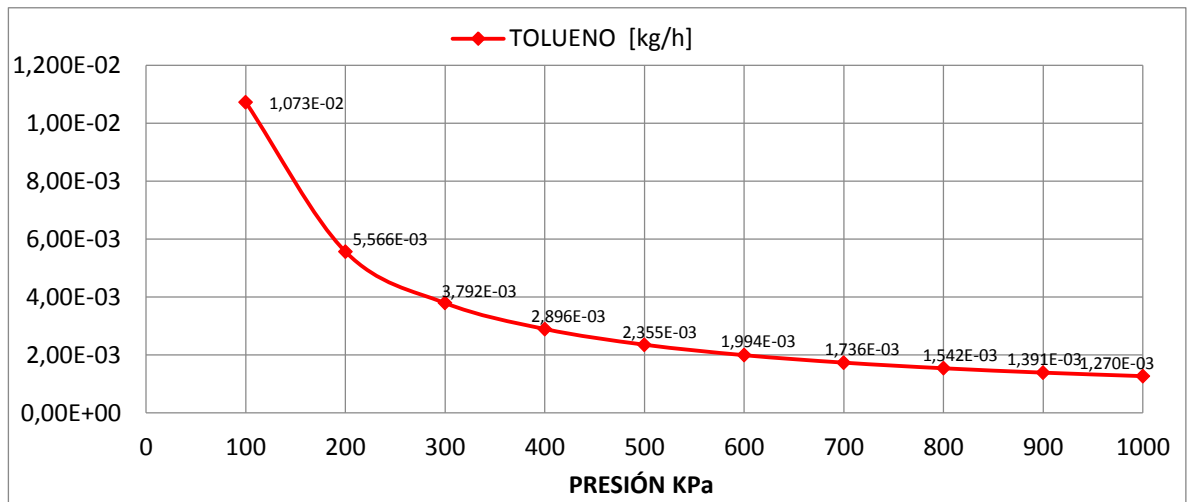
PRESIÓN = 800 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
10	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
40	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
70	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
100	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
130	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
160	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
190	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
220	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
250	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
280	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
310	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
340	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
370	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03
400	1,7034	9,4242-02	1,8517-03	3,9351-03	8,3446-03

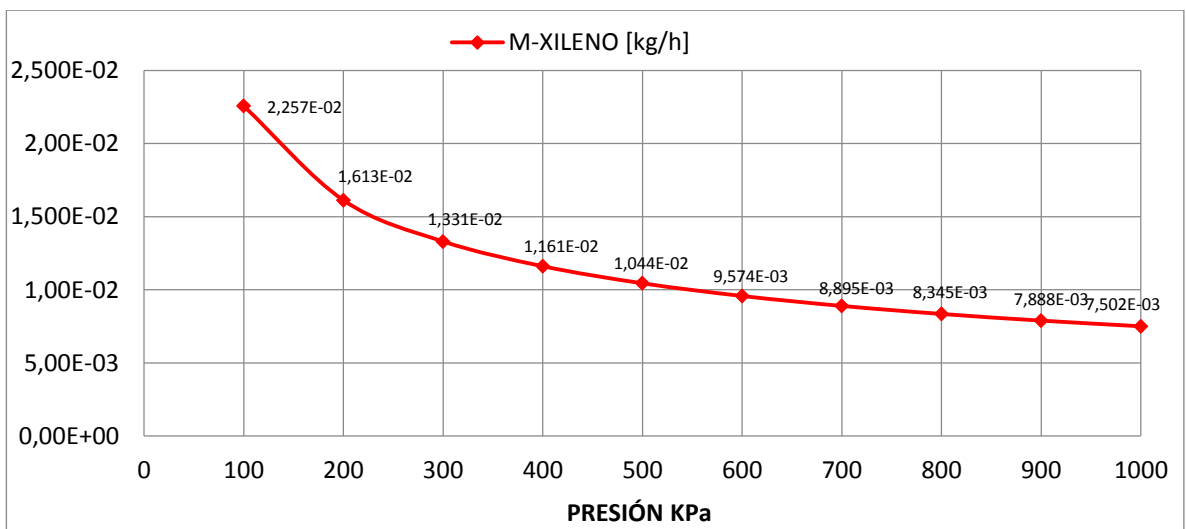
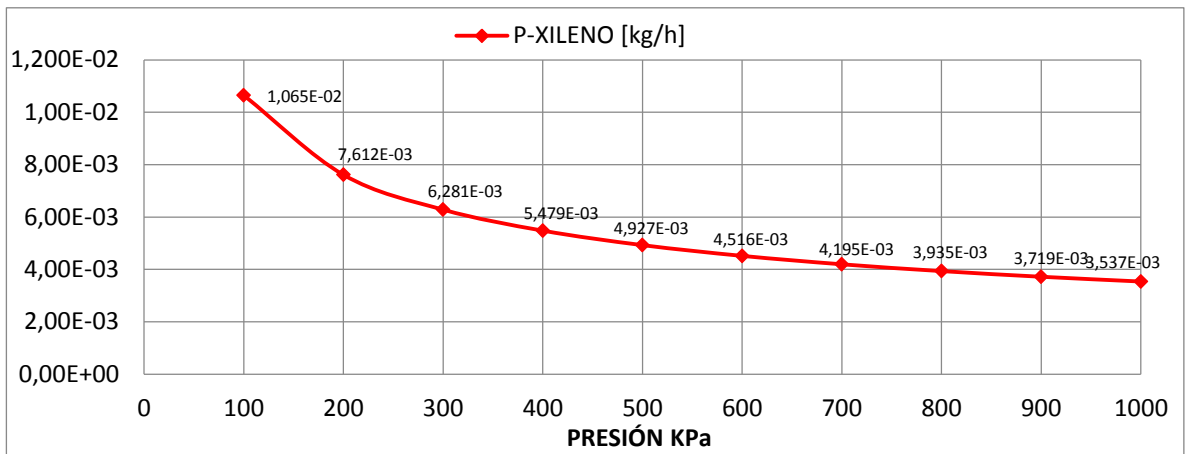
PRESIÓN = 900 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
-20	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
10	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
40	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
70	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
100	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
130	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
160	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
190	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
220	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
250	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
280	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03

PRESIÓN = 900 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [kg/h]	Flujo másico tolueno [kg/h]	Flujo másico o-xileno [kg/h]	Flujo másico p-xileno [kg/h]	Flujo másico m-xileno [kg/h]
310	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
340	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
370	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03
400	1,6247	8,9094-02	1,7496-03	3,7194-03	7,8883-03

PRESIÓN = 1000 kPa					
TEMPERATURA	Flujo másico benceno [Kg/h]	Flujo másico tolueno [Kg/h]	Flujo másico o-xileno [Kg/h]	Flujo másico p-xileno [Kg/h]	Flujo másico m-xileno [Kg/h]
-20	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
10	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
40	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
70	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
100	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
130	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
160	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
190	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
220	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
250	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
280	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
310	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
340	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
370	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03
400	1,5561	8,4709-02	1,6632-03	3,5369-03	7,5023-03

Anexo J. Efecto de la presión en el flujo másico de los compuestos de interés en el efluente de la chimenea del sistema de condensación y absorción.





Anexo K. Composición por cromatografía, de los aromáticos condensados y recolectados en el tambor acumulador del sistema de recuperación de COV's actual.

COMPOSICION DE LOS CONDENSADOS DEL TAMBOR ACUMULADOR	Muestra #1 g/100g	Muestra #2 g/100g	Muestra #3 g/100g	Muestra #4 g/100g	Muestra #5 g/100g	Muestra #6 g/100g
O-XILENO	9,06	9,84	10,28	10,5	10,53	9,01
NO AROMATICOS	0,123	0,134	0,133	0,146	0,133	0,198
BENCENO	52,922	48,224	45,622	39,682	34,28	38,48
TOLUENO	0,379	0,37	0,381	4,479	9,148	11,985
XILENOS	36,94	40,916	42,988	44,606	45,396	39,829
C9+	0,503	0,45	0,526	0,513	0,444	0,431
CUMENO	0,07	0,061	0,069	0,074	0,068	0,064
XILENOS (META Y PARA) +	37,01	40,977	43,058	44,68	45,463	39,892

Anexo L. Resultados del análisis de sensibilidad de las variables operativas frente a la concentración de los compuestos aromáticos de interés en el efluente de chimenea del sistema de condensación y absorción.

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
5	2	15	85	15,4	8357,37	317,33	51,75	23,59	11,56
5	2	15	90	15,4	8372,66	318,22	51,92	23,67	11,59
5	2	15	95	15,4	8448,01	321,64	52,55	23,95	11,73
5	2	23,5	85	23,7	9239,53	355,16	58,61	26,71	13,08
5	2	23,5	90	23,7	9254,58	356,12	58,81	26,80	13,12
5	2	23,5	95	23,7	9333,24	359,78	59,49	27,11	13,27
5	2	32	85	31,9	9980,42	387,33	64,52	29,40	14,39
5	2	32	90	31,9	9994,04	388,29	64,72	29,49	14,43
5	2	32	95	31,9	10077,49	392,25	65,47	29,83	14,59
5	2,75	15	85	15,4	5893,73	221,62	48,00	16,55	8,22
5	2,75	15	90	15,4	5908,57	222,36	48,18	16,61	8,25
5	2,75	15	95	15,4	5965,88	224,87	48,79	16,82	8,35
5	2,75	23,5	85	23,7	6366,04	241,57	52,79	18,20	9,03
5	2,75	23,5	90	23,7	6380,49	242,32	52,99	18,27	9,06
5	2,75	23,5	95	23,7	6441,94	245,06	53,66	18,50	9,18

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
5	2,75	32	85	31,9	6756,11	258,20	56,82	19,59	9,72
5	2,75	32	90	31,9	6770,77	258,98	57,03	19,66	9,75
5	2,75	32	95	31,9	6834,65	261,86	57,74	19,90	9,87
5	3,5	15	85	15,4	4539,47	169,72	45,84	12,77	6,42
5	3,5	15	90	15,4	4552,43	170,33	46,03	12,82	6,45
5	3,5	15	95	15,4	4599,31	172,35	46,64	12,99	6,53
5	3,5	23,5	85	23,7	4832,15	181,97	49,51	13,79	6,93
5	3,5	23,5	90	23,7	4845,09	182,60	49,70	13,84	6,96
5	3,5	23,5	95	23,7	4893,86	184,72	50,34	14,02	7,05
5	3,5	32	85	31,9	5071,65	192,07	52,55	14,63	7,35
5	3,5	32	90	31,9	5084,77	192,71	52,75	14,69	7,38
5	3,5	32	95	31,9	5135,28	194,93	53,43	14,88	7,48
5	4,25	15	85	15,4	3686,62	137,31	44,43	10,42	5,31
5	4,25	15	90	15,4	3697,63	137,82	44,62	10,46	5,33
5	4,25	15	95	15,4	3736,93	139,49	45,22	10,60	5,40
5	4,25	23,5	85	23,7	3885,18	145,58	47,39	11,11	5,66
5	4,25	23,5	90	23,7	3896,45	146,10	47,59	11,16	5,68
5	4,25	23,5	95	23,7	3937,21	147,85	48,22	11,31	5,76
5	4,25	32	85	31,9	4046,79	152,35	49,83	11,68	5,95

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
5	4,25	32	90	31,9	4058,41	152,89	50,03	11,73	5,97
5	4,25	32	95	31,9	4100,31	154,70	50,69	11,88	6,05
5	5	15	85	15,4	3101,16	115,20	43,44	8,82	4,55
5	5	15	90	15,4	3111,15	115,64	43,63	8,86	4,57
5	5	15	95	15,4	3144,56	117,05	44,22	8,98	4,63
5	5	23,5	85	23,7	3244,96	121,16	45,93	9,33	4,81
5	5	23,5	90	23,7	3254,87	121,61	46,12	9,37	4,83
5	5	23,5	95	23,7	3289,43	123,08	46,74	9,49	4,89
5	5	32	85	31,9	3361,18	126,00	47,95	9,74	5,02
5	5	32	90	31,9	3371,29	126,46	48,15	9,78	5,04
5	5	32	95	31,9	3406,84	127,98	48,80	9,91	5,10
7,5	2	15	85	15,3	8342,69	316,70	51,63	23,54	11,53
7,5	2	15	90	15,3	8358,07	317,60	51,81	23,62	11,57
7,5	2	15	95	15,3	8432,54	320,98	52,43	23,90	11,71
7,5	2	23,5	85	23,7	9238,24	355,11	58,60	26,71	13,08
7,5	2	23,5	90	23,7	9252,91	356,04	58,79	26,79	13,12
7,5	2	23,5	95	23,7	9331,95	359,72	59,48	27,11	13,27
7,5	2	32	85	31,9	9978,52	387,25	64,51	29,39	14,38
7,5	2	32	90	31,9	9992,14	388,21	64,70	29,48	14,43

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
7,5	2	32	95	31,9	10075,59	392,17	65,45	29,82	14,59
7,5	2,75	15	85	15,3	5885,87	221,29	47,92	16,52	8,20
7,5	2,75	15	90	15,3	5900,71	222,03	48,10	16,59	8,24
7,5	2,75	15	95	15,3	5957,96	224,54	48,71	16,80	8,34
7,5	2,75	23,5	85	23,7	6365,36	241,54	52,79	18,20	9,03
7,5	2,75	23,5	90	23,7	6379,81	242,29	52,98	18,26	9,06
7,5	2,75	23,5	95	23,7	6441,25	245,03	53,65	18,49	9,18
7,5	2,75	32	85	31,9	6755,12	258,15	56,81	19,58	9,72
7,5	2,75	32	90	31,9	6769,78	258,94	57,02	19,65	9,75
7,5	2,75	32	95	31,9	6833,65	261,81	57,73	19,90	9,87
7,5	3,5	15	85	15,3	4534,58	169,52	45,78	12,75	6,41
7,5	3,5	15	90	15,3	4547,53	170,12	45,97	12,80	6,44
7,5	3,5	15	95	15,3	4594,37	172,14	46,57	12,97	6,52
7,5	3,5	23,5	85	23,7	4831,73	181,96	49,50	13,79	6,93
7,5	3,5	23,5	90	23,7	4844,66	182,58	49,69	13,84	6,96
7,5	3,5	23,5	95	23,7	4893,44	184,70	50,34	14,02	7,05
7,5	3,5	32	85	31,9	5071,04	192,05	52,54	14,63	7,35
7,5	3,5	32	90	31,9	5084,16	192,69	52,74	14,69	7,38
7,5	3,5	32	95	31,9	5134,67	194,90	53,42	14,87	7,48

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
7,5	4,25	15	85	15,3	3683,28	137,18	44,38	10,41	5,30
7,5	4,25	15	90	15,3	3694,28	137,68	44,57	10,45	5,32
7,5	4,25	15	95	15,3	3733,56	139,35	45,17	10,59	5,39
7,5	4,25	23,5	85	23,7	3884,89	145,57	47,39	11,11	5,66
7,5	4,25	23,5	90	23,7	3896,16	146,09	47,58	11,16	5,68
7,5	4,25	23,5	95	23,7	3936,92	147,84	48,22	11,31	5,75
7,5	4,25	32	85	31,9	4046,38	152,33	49,82	11,68	5,95
7,5	4,25	32	90	31,9	4058,00	152,87	50,03	11,73	5,97
7,5	4,25	32	95	31,9	4099,90	154,68	50,69	11,88	6,05
7,5	5	15	85	15,3	3098,74	115,10	43,40	8,82	4,54
7,5	5	15	90	15,3	3108,73	115,54	43,59	8,85	4,56
7,5	5	15	95	15,3	3142,12	116,95	44,18	8,97	4,62
7,5	5	23,5	85	23,7	3244,76	121,15	45,92	9,33	4,81
7,5	5	23,5	90	23,7	3254,67	121,60	46,11	9,37	4,83
7,5	5	23,5	95	23,7	3289,22	123,07	46,73	9,49	4,89
7,5	5	32	85	31,9	3360,89	125,99	47,95	9,74	5,02
7,5	5	32	90	31,9	3370,99	126,45	48,15	9,78	5,04
7,5	5	32	95	31,9	3406,55	127,97	48,79	9,91	5,10
10	2	15	85	15,2	8334,88	316,37	51,57	23,51	11,52

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
10	2	15	90	15,2	8350,26	317,26	51,75	23,59	11,56
10	2	15	95	15,2	8424,68	320,65	52,37	23,87	11,69
10	2	23,5	85	23,7	9232,97	354,88	58,56	26,69	13,07
10	2	23,5	90	23,7	9247,64	355,82	58,75	26,77	13,11
10	2	23,5	95	23,7	9326,66	359,49	59,44	27,09	13,26
10	2	32	85	31,8	9975,34	387,11	64,48	29,38	14,38
10	2	32	90	31,8	9988,97	388,07	64,68	29,47	14,42
10	2	32	95	31,8	10072,40	392,03	65,43	29,81	14,59
10	2,75	15	85	15,2	5881,66	221,11	47,88	16,51	8,20
10	2,75	15	90	15,2	5896,50	221,85	48,06	16,57	8,23
10	2,75	15	95	15,2	5953,72	224,36	48,67	16,78	8,33
10	2,75	23,5	85	23,7	6362,57	241,42	52,76	18,19	9,03
10	2,75	23,5	90	23,7	6377,01	242,17	52,95	18,25	9,06
10	2,75	23,5	95	23,7	6438,44	244,91	53,62	18,48	9,17
10	2,75	32	85	31,8	6753,45	258,08	56,80	19,58	9,71
10	2,75	32	90	31,8	6768,11	258,87	57,00	19,65	9,75
10	2,75	32	95	31,8	6831,98	261,74	57,71	19,89	9,87
10	3,5	15	85	15,2	4531,95	169,41	45,75	12,74	6,41
10	3,5	15	90	15,2	4544,90	170,01	45,93	12,79	6,43

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
10	3,5	15	95	15,2	4591,72	172,03	46,54	12,96	6,52
10	3,5	23,5	85	23,7	4830,01	181,88	49,48	13,78	6,93
10	3,5	23,5	90	23,7	4842,94	182,51	49,67	13,83	6,96
10	3,5	23,5	95	23,7	4891,70	184,63	50,32	14,01	7,04
10	3,5	32	85	31,8	5070,02	192,00	52,53	14,63	7,35
10	3,5	32	90	31,8	5083,15	192,65	52,73	14,68	7,38
10	3,5	32	95	31,8	5133,65	194,86	53,41	14,87	7,47
10	4,25	15	85	15,2	3681,49	137,10	44,36	10,40	5,30
10	4,25	15	90	15,2	3692,49	137,60	44,54	10,44	5,32
10	4,25	15	95	15,2	3731,76	139,27	45,14	10,59	5,39
10	4,25	23,5	85	23,7	3883,73	145,52	47,37	11,11	5,65
10	4,25	23,5	90	23,7	3894,99	146,04	47,57	11,15	5,68
10	4,25	23,5	95	23,7	3935,75	147,79	48,20	11,30	5,75
10	4,25	32	85	31,8	4045,70	152,30	49,81	11,68	5,94
10	4,25	32	90	31,8	4057,31	152,84	50,02	11,73	5,97
10	4,25	32	95	31,8	4099,21	154,65	50,68	11,88	6,05
10	5	15	85	15,2	3097,45	115,04	43,38	8,81	4,54
10	5	15	90	15,2	3107,42	115,49	43,57	8,85	4,56
10	5	15	95	15,2	3140,81	116,90	44,16	8,97	4,62

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
10	5	23,5	85	23,7	3243,92	121,11	45,91	9,32	4,80
10	5	23,5	90	23,7	3253,83	121,56	46,10	9,36	4,82
10	5	23,5	95	23,7	3288,37	123,03	46,72	9,49	4,89
10	5	32	85	31,8	3360,40	125,97	47,94	9,74	5,02
10	5	32	90	31,8	3370,50	126,43	48,14	9,78	5,04
10	5	32	95	31,8	3406,05	127,95	48,78	9,91	5,10
12,5	2	15	85	15,3	8340,71	316,62	51,62	23,53	11,53
12,5	2	15	90	15,3	8356,09	317,51	51,79	23,61	11,57
12,5	2	15	95	15,3	8430,54	320,90	52,41	23,89	11,70
12,5	2	23,5	85	23,6	9225,43	354,55	58,50	26,66	13,05
12,5	2	23,5	90	23,6	9240,11	355,49	58,69	26,75	13,09
12,5	2	23,5	95	23,6	9319,09	359,16	59,38	27,06	13,25
12,5	2	32	85	31,8	9974,02	387,05	64,47	29,38	14,37
12,5	2	32	90	31,8	9987,65	388,01	64,67	29,47	14,42
12,5	2	32	95	31,8	10071,07	391,97	65,41	29,81	14,58
12,5	2,75	15	85	15,3	5884,80	221,24	47,91	16,52	8,20
12,5	2,75	15	90	15,3	5899,64	221,98	48,09	16,58	8,23
12,5	2,75	15	95	15,3	5956,88	224,49	48,70	16,79	8,34
12,5	2,75	23,5	85	23,6	6358,56	241,25	52,72	18,17	9,02

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
12,5	2,75	23,5	90	23,6	6373,01	242,00	52,91	18,24	9,05
12,5	2,75	23,5	95	23,6	6434,41	244,74	53,58	18,47	9,17
12,5	2,75	32	85	31,8	6752,76	258,05	56,79	19,58	9,71
12,5	2,75	32	90	31,8	6767,42	258,84	56,99	19,64	9,75
12,5	2,75	32	95	31,8	6831,28	261,71	57,70	19,89	9,87
12,5	3,5	15	85	15,3	4533,91	169,49	45,77	12,75	6,41
12,5	3,5	15	90	15,3	4546,86	170,10	45,96	12,80	6,44
12,5	3,5	15	95	15,3	4593,70	172,11	46,56	12,97	6,52
12,5	3,5	23,5	85	23,6	4827,54	181,78	49,45	13,77	6,92
12,5	3,5	23,5	90	23,6	4840,47	182,40	49,64	13,82	6,95
12,5	3,5	23,5	95	23,6	4889,21	184,52	50,29	14,00	7,04
12,5	3,5	32	85	31,8	5069,60	191,99	52,52	14,63	7,35
12,5	3,5	32	90	31,8	5082,72	192,63	52,72	14,68	7,38
12,5	3,5	32	95	31,8	5133,22	194,84	53,40	14,87	7,47
12,5	4,25	15	85	15,3	3682,83	137,16	44,38	10,41	5,30
12,5	4,25	15	90	15,3	3693,83	137,66	44,56	10,45	5,32
12,5	4,25	15	95	15,3	3733,10	139,33	45,16	10,59	5,39
12,5	4,25	23,5	85	23,6	3882,06	145,45	47,35	11,10	5,65
12,5	4,25	23,5	90	23,6	3893,32	145,97	47,54	11,15	5,67

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
12,5	4,25	23,5	95	23,6	3934,06	147,72	48,17	11,30	5,75
12,5	4,25	32	85	31,8	4045,41	152,29	49,81	11,68	5,94
12,5	4,25	32	90	31,8	4057,03	152,83	50,01	11,73	5,97
12,5	4,25	32	95	31,8	4098,92	154,64	50,67	11,88	6,05
12,5	5	15	85	15,3	3098,41	115,08	43,39	8,81	4,54
12,5	5	15	90	15,3	3108,39	115,53	43,58	8,85	4,56
12,5	5	15	95	15,3	3141,79	116,94	44,17	8,97	4,62
12,5	5	23,5	85	23,6	3242,71	121,06	45,89	9,32	4,80
12,5	5	23,5	90	23,6	3252,62	121,51	46,08	9,36	4,82
12,5	5	23,5	95	23,6	3287,16	122,98	46,70	9,48	4,89
12,5	5	32	85	31,8	3360,19	125,96	47,94	9,74	5,01
12,5	5	32	90	31,8	3370,30	126,42	48,14	9,78	5,04
12,5	5	32	95	31,8	3405,85	127,94	48,78	9,91	5,10
15	2	15	85	15,2	8327,47	316,05	51,52	23,48	11,50
15	2	15	90	15,2	8342,86	316,95	51,69	23,56	11,54
15	2	15	95	15,2	8417,24	320,33	52,31	23,84	11,68
15	2	23,5	85	23,6	9223,67	354,48	58,49	26,66	13,05
15	2	23,5	90	23,6	9238,35	355,41	58,68	26,74	13,09
15	2	23,5	95	23,6	9317,32	359,09	59,36	27,05	13,24

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
15	2	32	85	31,8	9973,49	387,03	64,47	29,38	14,37
15	2	32	90	31,8	9987,11	387,99	64,66	29,46	14,42
15	2	32	95	31,8	10070,54	391,94	65,41	29,80	14,58
15	2,75	15	85	15,2	5877,67	220,94	47,84	16,49	8,19
15	2,75	15	90	15,2	5892,50	221,68	48,02	16,56	8,22
15	2,75	15	95	15,2	5949,69	224,19	48,63	16,77	8,32
15	2,75	23,5	85	23,6	6357,64	241,21	52,71	18,17	9,02
15	2,75	23,5	90	23,6	6372,08	241,96	52,90	18,24	9,05
15	2,75	23,5	95	23,6	6433,47	244,70	53,57	18,47	9,16
15	2,75	32	85	31,8	6752,48	258,04	56,79	19,57	9,71
15	2,75	32	90	31,8	6767,14	258,82	56,99	19,64	9,74
15	2,75	32	95	31,8	6831,00	261,70	57,70	19,89	9,87
15	3,5	15	85	15,2	4529,46	169,30	45,71	12,73	6,40
15	3,5	15	90	15,2	4542,41	169,91	45,90	12,78	6,43
15	3,5	15	95	15,2	4589,21	171,93	46,51	12,95	6,52
15	3,5	23,5	85	23,6	4826,97	181,76	49,44	13,77	6,92
15	3,5	23,5	90	23,6	4839,89	182,38	49,63	13,82	6,95
15	3,5	23,5	95	23,6	4888,63	184,50	50,28	14,00	7,04
15	3,5	32	85	31,8	5069,43	191,98	52,52	14,62	7,35

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
15	3,5	32	90	31,8	5082,55	192,62	52,72	14,68	7,38
15	3,5	32	95	31,8	5133,05	194,84	53,40	14,87	7,47
15	4,25	15	85	15,2	3679,79	137,03	44,33	10,40	5,29
15	4,25	15	90	15,2	3690,79	137,53	44,52	10,44	5,32
15	4,25	15	95	15,2	3730,04	139,20	45,12	10,58	5,39
15	4,25	23,5	85	23,6	3881,67	145,43	47,34	11,10	5,65
15	4,25	23,5	90	23,6	3892,93	145,95	47,53	11,15	5,67
15	4,25	23,5	95	23,6	3933,67	147,70	48,17	11,29	5,75
15	4,25	32	85	31,8	4045,30	152,28	49,81	11,68	5,94
15	4,25	32	90	31,8	4056,91	152,83	50,01	11,72	5,97
15	4,25	32	95	31,8	4098,80	154,64	50,67	11,88	6,05
15	5	15	85	15,2	3096,21	114,99	43,35	8,81	4,54
15	5	15	90	15,2	3106,19	115,44	43,54	8,84	4,56
15	5	15	95	15,2	3139,57	116,85	44,14	8,96	4,62
15	5	23,5	85	23,6	3242,43	121,05	45,88	9,32	4,80
15	5	23,5	90	23,6	3252,34	121,50	46,07	9,36	4,82
15	5	23,5	95	23,6	3286,88	122,97	46,69	9,48	4,89
15	5	32	85	31,8	3360,11	125,96	47,94	9,74	5,01
15	5	32	90	31,8	3370,21	126,42	48,13	9,78	5,04

Flujo de agua de enfriamiento [l/min]	Flujo de absorbente [l/min]	Temperatura del agua de enfriamiento [°c]	Reflujo de absorbente a la torre [%]	Temperatura salida intercambiador [°c]	benceno [mg/m ³]	Tolueno [mg/m ³]	O-xileno [mg/m ³]	M-xileno [mg/m ³]	P-xileno [mg/m ³]
15	5	32	95	31,8	3405,76	127,94	48,78	9,91	5,10

Anexo M. Detalle de costos del sistema de incineración térmica.

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANT.	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
1	EQUIPOS MAYORES								
1	Tanque separador	1	1.200	1.200	264	180	180	84	1.908
2	Tanque de condensado	1	400	400	88	60	60	28	636
3	Compresor vapor recuperado	1	8.500	8.500	1.870	1.275	1.275	595	13.515
6	Reactor térmico	1	16.960	16.960	3.731	2.544	2.544	1.187	26.966
	TOTALES US\$			27.060	5.953	4.059	4.059	1.894	43.025

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
2	OBRAS CIVILES					
1	Obra civil de tanque	1	240	240	36	276

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
2	Obra civil de tanque	1	240	240	36	276
3	Obra civil compresor	1	240	240	36	276
5	Obra civil de reactor	1	450	450	68	518
TOTALES US\$				1.170	176	1.346

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
3	SISTEMAS ELÉCTRICOS					
1	Acometida eléctrica	3	7.600	22.800	3.420	26.220
TOTALES US\$				22.800	3.420	26.220

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
4	INSTRUMENTACIÓN						
1	FIT	1	2.781	2.781	612	195	3.587
2	TIC	1	2.781	2.781	612	195	3.587
3	FIF (flujo inspirado o forzado)	1	2.781	2.781	612	195	3.587
4	PIT	1	2.781	2.781	612	195	3.587
			TOTALES US\$	11.124	2.447	779	14.350

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPOR T. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTA L. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
5	TUBERÍAS Y								
1	Tuberías y accesorios	3	1.750	5.250		3.675	1.050	368	10.343
2	Tubería de gas	1	1.750	1.750		1.225	350	123	3.448
			TOTALES	7.000	0	4.900	1.400	490	13.790

ITEM	DESCRIPCIÓN	VALOR UND. US\$
6	INGENIERÍA Y COSTOS DE ARRANQUE	
1	Ingeniería propia	0
2	ingeniería externa	0
3	Interventoría/asesoría (Ingeniería, capacitación,	1.200
	TOTAL US\$	1.200

Anexo N. Detalle de costos del sistema de incineración catalítica.

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
EQUIPOS MAYORES								
Tanque separador	1	1.200	1.200	264	180	180	84	1.908
Tanque de condensado	1	400	400	88	60	60	28	636
Compresor vapor	1	8.500	8.500	1.870	1.275	1.275	595	13.515
Reactor catalítico	1	18.960	18.960	4.171	2.844	2.844	1.327	30.146
		TOTALES	29.060	6.393	4.359	4.359	2.034	46.205

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
2	OBRAS CIVILES					
1	Obra civil de tanque	1	240	240	36	276
2	Obra civil de tanque	1	240	240	36	276
3	Obra civil compresor	1	240	240	36	276
5	Obra civil de reactor	1	450	450	68	518
			TOTALES	1.170	176	1.346

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
3	SISTEMAS ELÉCTRICOS					
1	Acometida eléctrica	3	7.600	22.800	3.420	26.220
			TOTALES US\$	22.800	3.420	26.220

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
4	INSTRUMENTACIÓN						
1	FIT	1	2.781	2.781	612	195	3.587
2	TIC	1	2.781	2.781	612	195	3.587
3	PIT	1	2.781	2.781	612	195	3.587
3	FIF (flujo inspirado o forzado)	1	2.781	2.781	612	195	3.587
			TOTALES US\$	11.124	2.447	779	14.350

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
5	TUBERÍAS Y ACCESORIOS								
1	Tuberías y accesorios	3	1.750	5.250		3.675	1.050	368	10.343
2	Tubería de gas natural	1	1.750	1.750		1.225	350	123	3.448
			TOTALES US\$	7.000	0	4.900	1.400	490	13.790

ITEM	DESCRIPCIÓN	VALOR UND. US\$
6	INGENIERÍA Y COSTOS DE ARRANQUE	
1	Ingeniería propia	0
2	ingeniería externa	0
3	Interventoría/asesoría (Ingeniería, capacitación, arranque, Interventoría)	1.200
	TOTAL US\$	1.200

Anexo O. Detalle de costos del sistema de condensación.

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
1	EQUIPOS								
1	Compresor	1	5.500	5.500	1.210	825	825	385	8.745
2	Intercambiador	1	7.600	7.600	1.672	1.140	1.140	532	12.084
TOTALES US\$				13.100	2.882	1.965	1.965	917	20.829

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
2	OBRAS CIVILES					
1	Obra civil de tanque separador	1	240	240	36	276
2	Obra civil de tanque condensado	1	240	240	36	276
3	Obra civil compresor	1	240	240	36	276
4	Obra civil de bombas	1	240	240	36	276
5	Obra civil de intercambiadores de calor.	1	240	240	36	276
TOTALES US\$				1.200	180	1.380

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
3	SISTEMAS ELÉCTRICOS					
1	Acometida eléctrica	2	7.600	15.200	2.280	17.480
			TOTALES US\$	15.200	2.280	17.480

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
4	INSTRUMENTACIÓN						
1	TIT	1	2.781	2.781	612	195	3.587
			TOTALES US\$	2.781	612	195	3.587

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
5	TUBERÍAS Y ACCESORIOS								
1	Tuberías y accesorios,	2	1.750	3.500		2.450	700	245	6.895
			TOTALES US\$	3.500	0	2.450	700	245	6.895

ITEM	DESCRIPCIÓN	VALOR UND.
6	INGENIERÍA Y COSTOS DE ARRANQUE	
1	Ingeniería propia	0
2	ingeniería externa	0
3	Interventoría/asesoría (Ingeniería, capacitación,	1.200
	TOTAL US\$	1.200

Anexo P. Detalle de costos del sistema de absorción.

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COST O IMPOR T. US\$	COST O FABRI C. US\$	COSTO INSTA L. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COST O TOTAL US\$
EQUIPOS MAYORES								
Compresor vapor recuperados	1	5.500	5.500	1.210	825	825	385	8.745
Intercambiador	1	7.600	7.600	1.672	1.140	1.140	532	12.084
Torre de absorción	1	9.160	9.160	2.015	1.374	1.374	641	14.564
		TOTALES US\$	22.260	4.897	3.379	3.379	1.558	35.393

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
2	OBRAS CIVILES					
1	Obra civil de tanque	1	240	240	36	276
2	Obra civil de tanque	1	240	240	36	276
3	Obra civil compresor	1	240	240	36	276
4	Obra civil de bombas	1	240	240	36	276
5	Obra civil de intercambiadores de	1	240	240	36	276
TOTALES US\$				1.200	180	1.380

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
3	SISTEMAS ELÉCTRICOS					
1	Acometida eléctrica	2	7.600	15.200	2.280	17.480
TOTALES US\$				15.200	2.280	17.480

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
4	INSTRUMENTACIÓN						
1	FIT	1	2.781	2.781	612	195	3.587
2	PIT	1	2.781	2.781	612	195	3.587
3	LIC	1	2.500	2.500	550	175	3.225
TOTALES US\$				8.062	1.774	564	10.400

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
5	TUBERÍAS Y ACCESORIOS								
1	Tuberías y accesorios	2	1.750	3.500		2.450	700	245	6.895
TOTALES US\$				3.500	0	2.450	700	245	6.895

ITEM	DESCRIPCIÓN	VALOR UND.
6	INGENIERÍA Y COSTOS DE ARRANQUE	
1	Ingeniería propia	0
2	ingeniería externa	0
3	Interventoría/asesoría (Ingeniería, capacitación, arranque, Interventoría)	1.200
	TOTAL US\$	1.200