

**EVALUACIÓN INTEGRAL DE ESQUEMAS OPERATIVOS PARA EL
INCREMENTO DE LA CONCENTRACIÓN DE PROPILENO GRADO REFINERÍA
(PGR) DE LA REFINERÍA BARRANCABERMEJA**

LEONARDO LONDOÑO GALVIS



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRIA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

**EVALUACIÓN INTEGRAL DE ESQUEMAS OPERATIVOS PARA EL
INCREMENTO DE LA CONCENTRACIÓN DE PROPILENO GRADO REFINERÍA
(PGR) DE LA REFINERÍA BARRANCABERMEJA**

LEONARDO LONDOÑO GALVIS

Proyecto para optar por el título de Magíster en Ingeniería Química

Director

CRISOSTOMO BARAJAS FERREIRA

MSc. en Ingeniería Química

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

2017

DEDICATORIA

Este proyecto se dio gracias a Dios padre todopoderoso, quienes han puesto en mi inteligencia y sabiduría para llevar a cabo todo este desarrollo.

A mi esposa e hijo por su comprensión constante en este proceso de estudio y su apoyo total.

A mis padres por nunca desfallecer durante mi crianza para levantarme como una persona de bien.

Leonardo Lodoño Galvis

AGRADECIMIENTOS

A la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL S.A. que brindo ese aval para lograr el desarrollo profesional de sus trabajadores, para buscar mayor entrega y resolución de problemas donde la relación costo/beneficio disminuya.

Al Msc. Crisóstomo Barajas por sus conocimientos, dedicación y su valioso aporte a este proyecto.

A German Castellanos por su aporte de conocimientos de simulaciones y modelamiento.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	15
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	18
2. OBJETIVOS.....	20
2.1 OBJETIVO GENERAL.....	20
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	20
3. MARCO CONCEPTUAL.....	21
3.1 REFINACIÓN DE PETROLEO.....	21
3.1.1 Principales procesos de refinación.....	22
3.1.2 Destilación al vacío.....	23
3.2 UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO.....	24
3.3 OBTENCIÓN DE PROPILENO GRADO REFINERÍA.....	26
3.4 ESQUEMAS DE DESTILACIÓN PARA PURIFICACIÓN.....	29
3.5 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO.....	32
4. MARCO REFERENCIAL.....	34
5. DISEÑO METODOLÓGICO.....	37
5.1 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE CONCENTRACIÓN DE PROPILENO.....	37
5.2 SELECCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA INCREMENTAR CONCENTRACIÓN DE PROPILENO.....	41
5.3 VARIABLES DE ESTUDIO.....	44

5.3.1 Análisis de Variabilidad y capacidad del proceso.	44
5.3.2 Análisis Energético y de margen bruto de refinación y craqueo catalítico. ...	47
6. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	50
6.1. ANÁLISIS DE SIMULACIÓN RIGUROSA DE LA TORRE ACTUAL.....	50
6.2 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA INCREMENTAR CONCENTRACIÓN DE PROPILENO	52
6.2.1 Esquema de destilación compleja (A).....	53
6.2.2 Esquema de destilación compleja (B).....	54
6.2.3 Esquema de destilación compleja (C).....	55
6.2.4 Esquema de destilación compleja (D).....	56
6.3 ANÁLISIS DE VARIABILIDAD Y TENDENCIAS.....	58
6.4 ANÁLISIS DE RECUPERACIÓN ENERGÉTICA.....	62
6.5 EVALUCIÓN DEL MARGEN DE PURIFICACIÓN DE PROPILENO	62
7. CONCLUSIONES	65
8. RECOMENDACIONES.....	67
CITAS BIBLIOGRÁFICAS.....	68
BIBLIOGRAFÍA.....	73
ANEXOS.....	78

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Caracterización de corrientes de propileno de cada unidad de craqueo catalítico.....	19
Tabla 2. Recomendaciones para escogencia del modelo termodinámico	38
Tabla 3. Condiciones de las corrientes de propano-propileno a procesar.	39
Tabla 4. Resumen de tabla ANOVA y aleatoriedad de la toma de datos.....	46
Tabla 5. Resumen de tabla ANOVA y aleatoriedad de la toma de datos.....	46
Tabla 6. Tabla comparativa de condiciones de operación y calidad de propileno obtenido en la torre T564 (Real Vs Simulado)	51
Tabla 7. Resultados de las condiciones de operación y calidad de propileno obtenido en las torres T563 y T561 simuladas, con referencia de la T564.....	51
Tabla 8. Resultados de concentración logrado al final del proceso de simulación de los diferentes esquemas.	58
Tabla 9. Análisis de varianza de la regresión	59
Tabla 10. Coeficientes de la correlación y validez estadística.	59
Tabla 11. Resumen estadístico de coeficiente de correlación	60
Tabla 12. Coeficientes de correlación y validez estadística para el volumen de producción de propileno.....	61
Tabla 13. Tabla de rangos óptimos obtenidos por el análisis estadístico y la simulación.....	61
Tabla 14. Comparación de caso actual propuesto por MARIN F y el propuesto en este documento	63
Tabla 15. Margen bruto actual de purificación de propileno	64
Tabla 16. Margen bruto del escenario simulado propuesto por MARIN.....	64
Tabla 17. Margen bruto esperado de acuerdo a la purificación de propileno simulada	64

Tabla 18. Incremento del margen debido a la propuesta de destilación simulada.64

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de Bloques Recuperación de Propileno.	19
Figura 2. Esquema de refinación de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja. .	22
Figura 3. Rangos de temperatura para la refinería de Barrancabermeja	22
Figura 4. Esquema típico de una unidad al vacío.	24
Figura 5. Esquema típico de una Unidad Destiladora de Crudo	25
Figura 6. Esquema de purificación de proprano-propileno en las unidades de craqueo catalítico.....	28
Figura 7. Esquemas simples de destilación de concentración de gases licuados	30
Figura 8. Esquemas de destilaciones complejas para concentración de productos	32
Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.....	33
Figura 10. Escenarios realizados de en las tesis anteriores, para concentrar propileno	35
Figura 11. Resultados de los diferentes escenarios mostrados en la figura 9, para concentrar propileno.	36
Figura 12. Diagrama de simulación detallada de la torre actual de concentración de propileno.....	40
Figura 13. Diagrama simulación de la destilación de alto volumen de recicló expuesto en la Figura 7 como ítem (A).	43
Figura 14. Sección optimizada con integración energética utilizando un compresor como bombas de calor.....	49

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Simulación de la torre T-564 de acuerdo con las condiciones reales de la operación.	79
Anexo B. Simulación del rehervidor de la torre T-564, tipo BKU.	80
Anexo C. Simulación de la torre T-563 basados en los resultados de la T564.	81
Anexo D. Simulación del rehervidor de la torre T-561, tipo BKU..	82
Anexo E. Simulación de la torre T-561, de acuerdo con los resultados de la T564.	83
Anexo F. Intercambiador de calor del fondo de la torre T-561 TEMA BHU.	84
Anexo G. Esquema (A) de destilación compleja con el orden: T564, T563 y T561 y gases y líquidos de la cima de la T563 hacia T561.	85
Anexo H. Esquema (B) de destilación compleja con el orden: T564, T563 y T561 y gases de la cima de la T563 hacia T564.	86
Anexo I. Esquema (C) de destilación compleja con el orden: T563, T564 y T561 y fracción de la cima de la T564 hacia la cima de la T561.	87
Anexo J. Esquema (D) de destilación compleja con el orden: T563, T564 y T561 y fracción de la cima de la T564 hacia la cima de la T563.....	88
Anexo L. Balance global de componentes de la simulación usando un compresor como bomba de calor.	90
Anexo M. Análisis de sensibilidad y análisis estadístico de concentración de propileno para el caso (C) seleccionado	91
Anexo N. Análisis de sensibilidad y análisis estadístico de la producción de propileno para el caso (C) seleccionado.....	93

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN INTEGRAL DE ESQUEMAS OPERATIVOS PARA EL INCREMENTO DE LA CONCENTRACIÓN DE PROPILENO GRADO REFINERÍA (PGR) DE LA REFINERÍA BARRANCABERMEJA*

AUTORES: Leonardo Londoño Galvis**

PALABRAS CLAVES: Modelamiento, simulación, Cracking, rendimiento, energía, EDR (Exchanger Design and Rating), ASPEN PLUS, HEN (Heat Exchanger Network), MILP (Mixed-Integer Lineal Programming), Sensibilidad, reflujo, relación de reflujo.

DESCRIPCION

Este proyecto fue planteado para darle mayor valorización al propileno grado refinería producido en la refinería de Barrancabermeja, buscando los esquemas operativos capaces de la incrementar la concentración de un 70% contra un 99% que es lo requerido para la industria de producción de polipropileno. Para dar solución a este problema se contempla el uso de activos de la refinería con disponibilidad y confiabilidad para desarrollar dicha operación.

Para definir los equipos de destilación a seleccionar, se realizó un estudio por simulación de procesos, de forma rigurosa de los diferentes equipos a utilizar para determinar cada esquema operativo, además de realizar un análisis de sensibilidad que permita determinar las condiciones óptimas de operación, para lograr la mayor recuperación de margen bruto en la venta de propileno.

La simulación se desarrolló bajo el modelamiento utilizando el método de PR-SRK, definido por árbol de decisiones y las recomendaciones de ASPENTECH en el uso de cada modelo termodinámico. Las torres fueron simuladas de acuerdo con las hojas de especificaciones y las diferentes consideraciones de alturas entre platos, condensador, rehervidor y procesos de reflujo para incrementar recuperaciones de propileno.

Para precisar la simulación y cálculos de intercambiadores de calor se utilizó simulación de diseño riguroso bajo la herramienta EDR (Exchanger Design & Rating) tomando datos exactos de planta con todas las configuraciones mecánicas.

Se determinaron relaciones entre variables de procesos para definir rangos de operación óptimos y de estabilidad, donde se plantearon variables como flujo de carga, carga térmica, reflujo y rendimientos todo esto apoyados bajo teorías definidas como Fenske, Underwood y propias de Aspentech.

* Trabajo de grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química Maestría en Ingeniería Química. Msc Crisóstomo Barajas.

ABSTRACT

TITLE: COMPREHENSIVE EVALUATION OF OPERATIONAL SCHEMES FOR INCREASING THE REFINERY-GRADE PROPYLENE CONCENTRATION (PGR) OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY *.

AUTHORS: Leonardo Londoño Galvis**

KEY WORDS: Modeling, simulation, Cracking, yield, Energy, EDR (Exchanger Design and Rating), ASPEN PLUS, HEN (Heat Exchanger Network), MILP (Mixed-Integer Lineal Programming), ASTM, reflux, reflux ratio.

DESCRIPTION

This project was proposed to give greater recovery to grade propylene refinery produced at the refinery in Barrancabermeja, seeking operational schemes capable of increasing the concentration of 70% against 99%, which one is required for the industry polypropylene production. For solving this problem, the use of assets of the refinery availability and reliability to develop such an operation is contemplated.

A study was conducted by process simulation rigorously the different equipment used to determine operating scheme, it was necessary to define the distillation equipment to select, in addition to performing a sensitivity analysis to determine the optimum operating conditions to achieve the highest gross margin recovery in sales of propylene.

The simulation was developed under the modeling using the method of PR-SRK, defined by decision tree ASPENTECH and recommendations on the use of each thermodynamic model. The towers were simulated according to specification sheets and different heights between plates considerations, condenser, reboiler and reflow processes to increase propylene recoveries.

Rigorous design simulation was used under the (Exchanger Design & Rating) tool EDR taking accurate plant data with all mechanical configurations to specify simulation and calculations of heat exchangers.

relationships between process variables define ranges were determined for optimal operation and stability, where variables were raised as load flow, thermal load, ebbs and yields all this supported under theories defined as Fenske, Underwood and AspenTech own.

* Projects of grade

** Physicochemical Faculty of Engineering. School of Engineering Chemical. Master of Chemical Engineering. Msc Crisostomo Barajas Ferreira.

INTRODUCCIÓN

En la actualidad se desea reutilizar activos de la refinería, que pueden generar valor agregado, para este caso, se requiere procesar la mezcla 70/30% de propileno/propano respectivamente, para utilizar recursos existentes a nuevos oficios se requiere de un estudio de factibilidad y viabilidad técnica que avalen estos grandes cambios en los procesos, el cambio en la filosofía de la operación de los equipos requiere siempre de una optimización operacional y el aprovechamiento de la materia prima consiguiendo altos rendimientos, además de alcanzar la valorización deseada, que para este caso es producir propileno con grado de pureza superior a 80%, siendo más atractivo para Ecopetrol y para la industria de producción de polipropileno.

Para este caso de estudio en particular, donde se estudiarán esquemas operativos de secuencia de equipos de proceso, específicamente, arreglos en serie, paralelo o de fraccionamiento combinado, de tal forma que ajustando una cantidad de parámetros y variables significativas que representan obtener mayor producción de propileno, con concentración mayor y donde la relación costo/beneficio sea menor o igual al proceso que se desarrolla actualmente.

Los mayores inconvenientes de este proceso de modificación al diseño para generar un cambio operacional, donde se comprometen procesos de destilación de gases presurizados y temperaturas moderadas, es definir la operatividad de los equipos frente a las nuevas condiciones, el reflujo de cima y reflujo de fondo, además el desempeño hidráulico de las torres, la calidad del producto valioso, como también de asegurar el control de variables que aseguren la mayor estabilidad como temperatura y presión de las torres.

Los mayores avances en desarrollos de ingeniería de proceso se han logrado con las evaluaciones y diagnósticos de los procesos utilizando la simulación y/o modelamiento de procesos específicos para lograr la mayor similitud. En la industria de purificación de gases licuados, donde se evalúan múltiples escenarios en la destilación, resulta más provechoso un estudio por simulación para solución de problemas y des-embotellamiento de procesos.

Para este caso la simulación permitirá entender oportunidades de mejoras, capacidad de respuesta y que variables son críticas para la operación de las torres en destilación. Además, permitirá obtener rangos de operación para ser aplicados en el proceso real para conseguir los mayores rendimientos en producción, como la mayor purificación del propileno.

También se piensa en proponer cambios en el diseño del proceso que permitan disminuir el consumo de energía, disminución del consumo de agua de enfriamiento, asegurando los mayores rendimientos, que al final representen la mayor valorización de la purificación y producción de propileno grado refinería.

Para tal propósito este estudio se ha organizado en siete capítulos cuyos contenidos se describen brevemente a continuación:

En el primer capítulo, *PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA*, se exponen las dificultades que se desean solucionar.

En el segundo capítulo, *OBJETIVOS*, se enuncia el objetivo general que se desea alcanzar con este estudio, así como los objetivos más específicos que se desprenden de él.

En el capítulo tres, *MARCO CONCEPTUAL*, se realiza una síntesis de los aspectos más importantes sobre el desarrollo y funcionamiento de las plantas destiladoras de crudo y las viscorreductoras.

El cuarto capítulo, *MARCO REFERENCIAL*, contiene una revisión de algunos casos de estudio en análisis energético y diseño de destiladoras.

En el quinto capítulo, *DISEÑO METODOLÓGICO*, se describe el desarrollo de la investigación, la selección de las variables de estudio, las técnicas y procedimientos para la recolección de los datos y análisis de la información.

El capítulo seis, *RESULTADOS Y DISCUSIÓN*, presenta el análisis de los resultados obtenidos y la valoración de los diferentes modelamientos.

En el capítulo siete, *CONCLUSIONES*, se precisan los resultados más importantes obtenidos en este estudio que puedan suscitar interés en la continuación de futuras investigaciones.

Finalmente se presentan las referencias citadas en el estudio.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

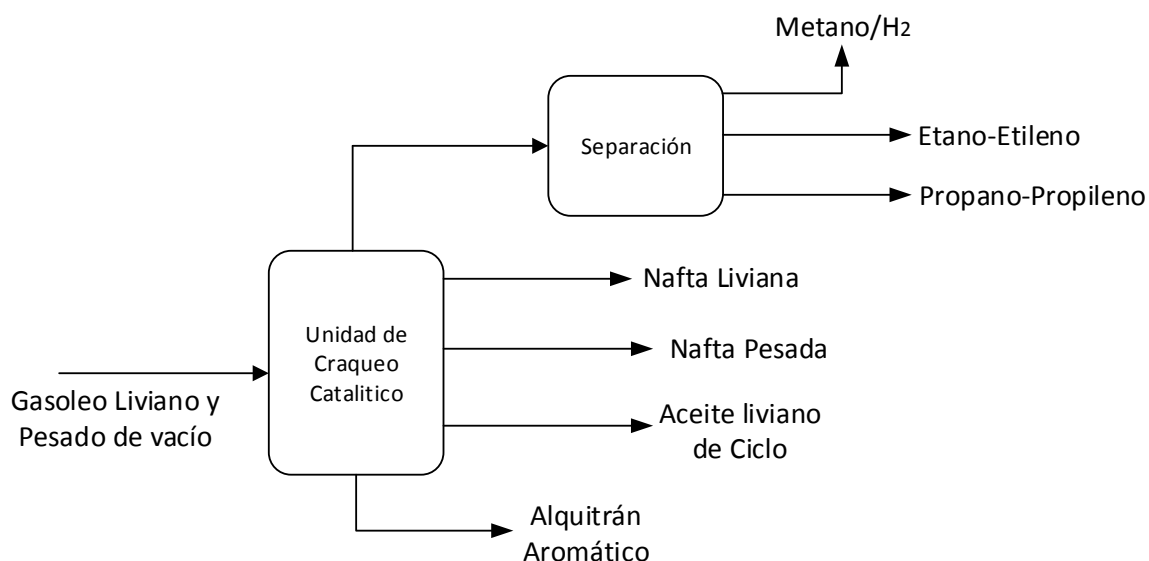
En la industria petrolera, son muchos los procesos y operaciones unitarias que se desarrollan desde cuando el petróleo crudo llega a las refinerías hasta su transformación en los diferentes productos y derivados. Es así que todo el tiempo se deben sincronizar de manera sistemática dichas operaciones, con el fin de que los productos cumplan con los estándares de calidad exigidos, además de brindar cumplimiento a las regulaciones ambientales que establece la ley y desarrollar todos los procesos intrínsecos a gran escala. Uno de los productos es el propileno grado refinería (PGR), el cual se obtiene en las unidades de craqueo catalítico (Ver figura 1), que es utilizado en la petroquímica para la obtención de polipropileno y otros usos en la industria.

El PGR se comercializa con Essentia con una concentración de 70% de propileno y 30% de propano (Ver tabla 1), donde se somete a destilación hasta alcanzar propileno con una pureza del 99%; el propano en el fondo es almacenado y transportado hacia otras instalaciones de Ecopetrol. Todo esto significa asumir los costos de transporte para el envío del PGR, USD 16 por barril, como también, el costo de transportar el propano recuperado hasta el pool de GLP en Chimitá (Santander), dichos costos de transportes ascienden a los USD 12 por barril. Esto indica que a nivel global sería un beneficio total para Ecopetrol el recuperar el propano en la refinería, porque se ahorrarían costos de transporte de propano desde Essentia hacia lugares de destino, y sumado que para el mismo costo de transporte hacia Essentia se llevaría un mayor volumen de propileno grado refinería.

Por otra parte, la refinería de Barrancabermeja (GRB) tiene equipos de separación que no están en funcionamiento, como lo son las torres de destilación T-561 y T-563, consideradas activos que deben estar generando margen o utilidades a la

organización y, por el contrario, se deben pagar valores correspondientes a las compañías aseguradoras como impuestos por inventarios de activos. En este orden de ideas, es posible considerar la reutilización de estos equipos, adecuando su diseño original, para realizar una destilación al PGR que permita aumentar su concentración y así evitar los costos de transporte, generando un incremento en el margen de ganancia de Ecopetrol.

Figura 1. Diagrama de Bloques Recuperación de Propileno.



Fuente: Ecopetrol S.A.

Tabla 1. Caracterización de corrientes de propileno de cada unidad de craqueo catalítico.

	UOP I	UOP II	ORTHOFLOW		
Concepto	Resultado	Resultado	Resultado	Unidad	Limites
Propano	32,23	32,84	31,46	%mol	< 32
Propileno	67,76	67,14	69,51	%mol	> 65

Fuente: Ecopetrol S.A.

2. OBJETIVOS

A continuación, se puntualizan los objetivos, general y específicos, que motivaron la realización del presente estudio.

2.1 OBJETIVO GENERAL

Desarrollar integralmente el esquema operativo para incrementar la concentración de propileno grado refinería (PGR) basado en ingeniería básica con las torres, T-561, T-563, T-564 y el compresor C-556 como bomba de calor, en la refinería Barrancabermeja.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Del objetivo general, se derivan los siguientes objetivos específicos:

- Definir las propiedades físicas y termodinámicas de cada una de las corrientes de proceso relacionadas con la operación de las T-564, T-563 y T-561 de mediante el uso de un simulador de procesos industriales.
- Verificar el grado de validez de los datos obtenidos en la simulación de destilación actual, comparándolos con los datos históricos de operación actual y los datos de diseño establecidos por el fabricante.
- Determinar escenarios operativos flexibles de destilaciones complejas, que permitan con cada una de las corrientes y equipos de proceso disponibles incrementar a concentración del propileno grado refinería.
- Evaluar por modelación y por estudio mecánico-dinámico el uso del compresor C-556 como bomba de calor e integración energética.

3. MARCO CONCEPTUAL

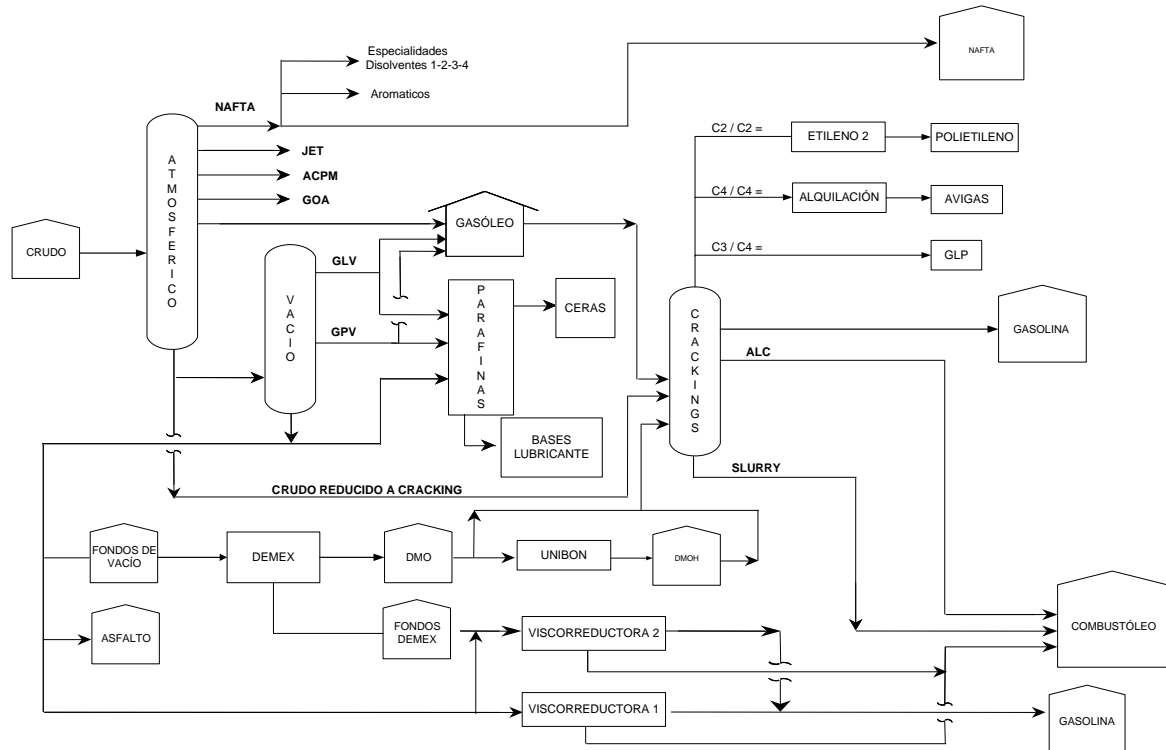
3.1 REFINACIÓN DE PETROLEO

Se conoce como refinación al conjunto de procesos que se aplican al petróleo crudo con la finalidad de separar sus componentes útiles y, además adecuar sus características a las necesidades de la sociedad, en cuanto a productos terminados.

La refinería convierte el petróleo crudo y produce una cantidad de derivados a través de una serie compleja de reacciones químicas y cambios físicos (Ver figura 1), que se engloban en las siguientes operaciones:

- Fraccionar (Ver figura 3)
- Desintegrar
- Mezclar
- Combinar
- Tratar
- Rearreglar

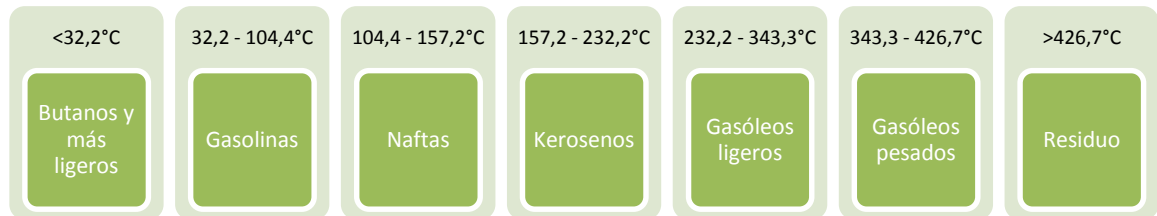
Figura 2. Esquema de refinación de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja.



Fuente: Manual de refinación de crudos de programación de producción GRB

Temperaturas de destilación de crudo

Figura 3. Rangos de temperatura para la refinería de Barrancabermeja



Fuente: Manual de refinación de crudos de programación de producción GRB.

3.1.1 Principales procesos de refinación

1. Destilación atmosférica.
2. Destilación al vacío.

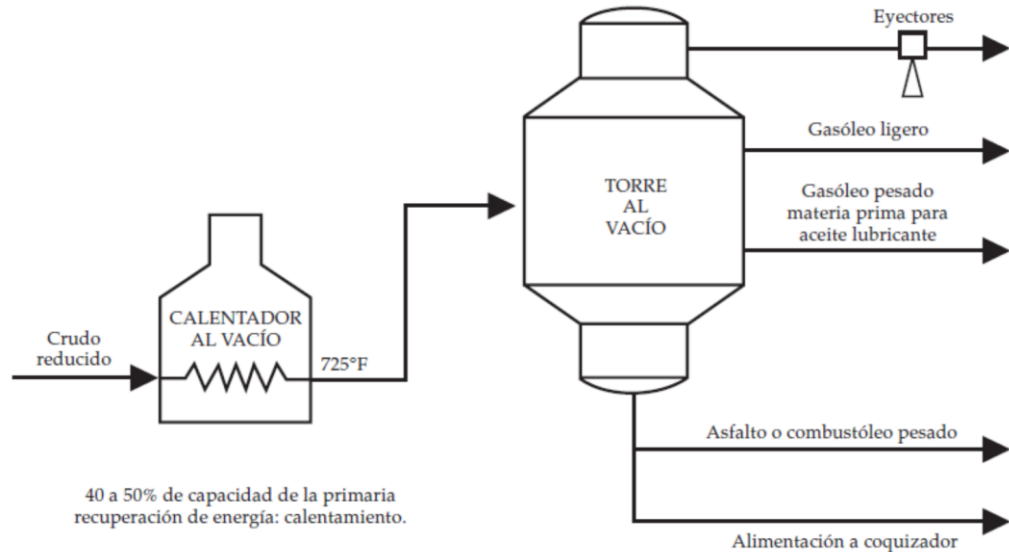
3. Hidrotratamiento o Hidrodesulfurización
4. Desintegración catalítica (**Obtención de Propileno**).
5. Reducción de viscosidad.
6. Coquización
7. Alquilación
8. Reformación
9. Isomerización
10. TAME y MTBE

Para este caso en particular se hará énfasis en el marco teórico en la unidad de destilación al vacío donde se obtiene el gasóleo que es cargado a la unidad de craqueo catalítico donde se obtiene el propileno grado refinería (PGR). [4,9]

3.1.2 Destilación al vacío Las torres de destilación al vacío proporcionan la presión reducida necesaria para evitar el craqueo térmico al destilar el residuo, o crudo reducido, que llega de la torre atmosférica a mayores temperaturas. Los diseños internos de algunas torres de vacío se diferencian de los de las torres atmosféricas en que en lugar de platos se utiliza relleno al azar y pastillas separadoras de partículas aéreas. A veces se emplean también torres de mayor diámetro para reducir las velocidades. Una torre de vacío ordinaria de primera fase produce gasóleos, material base para aceites lubricantes y residuos pesados para desasfaltación de propano. Una torre de segunda fase, que trabaja con un nivel menor de vacío, destila el excedente de residuo de la torre atmosférica que no se utiliza para procesado de lubricantes, y el residuo sobrante de la primera torre de vacío no utilizado para la desasfaltación.

Por lo común, las torres de vacío se usan para separar productos de craqueo catalítico del residuo sobrante. Asimismo, los residuos de las torres de vacío pueden enviarse a un coquizador, utilizarse como material para lubricantes o asfalto, o desulfurizarse y mezclarse para obtener fuel bajo en azufre. [4,9]

Figura 4. Esquema típico de una unidad al vacío.



Fuente: (Torres Robles Rafael & Castro Arellano, 2003), página 16

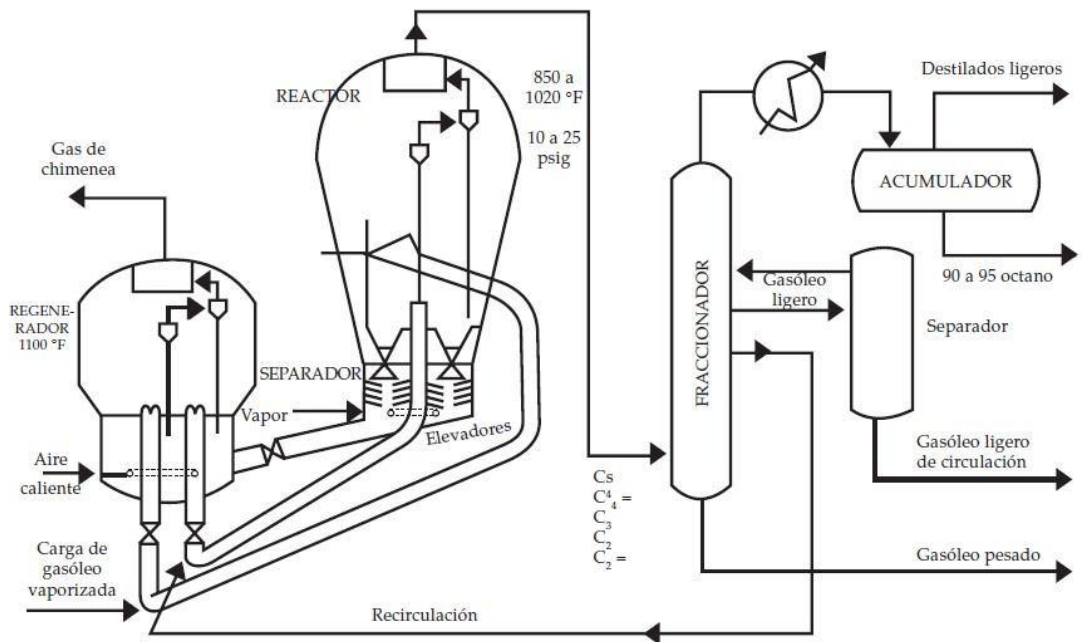
3.2 UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO

Proceso que consiste en descomponer las moléculas de hidrocarburos más grandes, pesadas o complejas, en moléculas más ligeras y simples. Se lleva a cabo mediante la aplicación de calor y mediante el uso de catalizadores. La utilización de este proceso permite incrementar el rendimiento de gasolina y de otros productos importantes que tienen aplicaciones diversas en la industria del petróleo. [4,9]

Las reacciones generan una cantidad de carbón que se deposita sobre la superficie del catalizador. Los procesos se desarrollan en forma continua, mediante una circulación de catalizador que se contacta íntimamente con la carga. Posteriormente el catalizador se regenera por medio de la combustión del carbón producido, lo que produce la energía que requiere el sistema para funcionar (Ver figura 5).

Las fracciones del rango de ebullición intermedio (gasóleo, nafta pesada y destilados) se extraen de la sección intermedia de la torre como corrientes laterales y se envían a las operaciones de acabado para su empleo como queroseno, gasóleo diésel, fuel, combustible para aviones de reacción, material de craqueo catalítico y productos para mezclas. Algunas de estas fracciones líquidas se separan de sus residuos ligeros, que se devuelven a la torre como corrientes de reflujo descendentes. Las fracciones pesadas, de alto punto de ebullición (denominadas residuos o crudo reducido), que se condensan o permanecen en el fondo de la torre, se utilizan como fuel, para fabricar betún o como carga de craqueo, o bien se conducen a un calentador y a la torre de destilación al vacío para su ulterior fraccionamiento [1,4,9].

Figura 5. Esquema típico de una Unidad Destiladora de Crudo



Fuente: (Torres Robles Rafael & Castro Arellano, 2003) página 16

3.3 OBTENCIÓN DE PROPILENO GRADO REFINERÍA

El propileno grado polímero es una mezcla de propileno/propano con una concentración máxima de 0,5% volumen de propano, la cual se utiliza, principalmente, para la obtención de polipropileno, acrilonitrilo (caucho) y óxido de propileno [5]. Así mismo, los derivados del propileno se pueden clasificar según el propósito al que se destinen: en productos de refinería y productos químicos. Para el primer tipo, se llega a la producción de combustibles de alto octano por medio de los procesos de alquilación y de polimerización; la segunda clasificación implica la producción de petroquímicos, aprovechando la elevada reactividad que tienen las moléculas de propileno. Comúnmente, el propileno es obtenido a partir de la destilación de gas licuado de petróleo, separando, en un tren de destilación, el anhídrido carbónico en primera instancia y luego compuestos como metano y etano, y, por último, retirar el propano en una columna de destilación de varios platos y reflujo de condensado (Ver Figura 6).

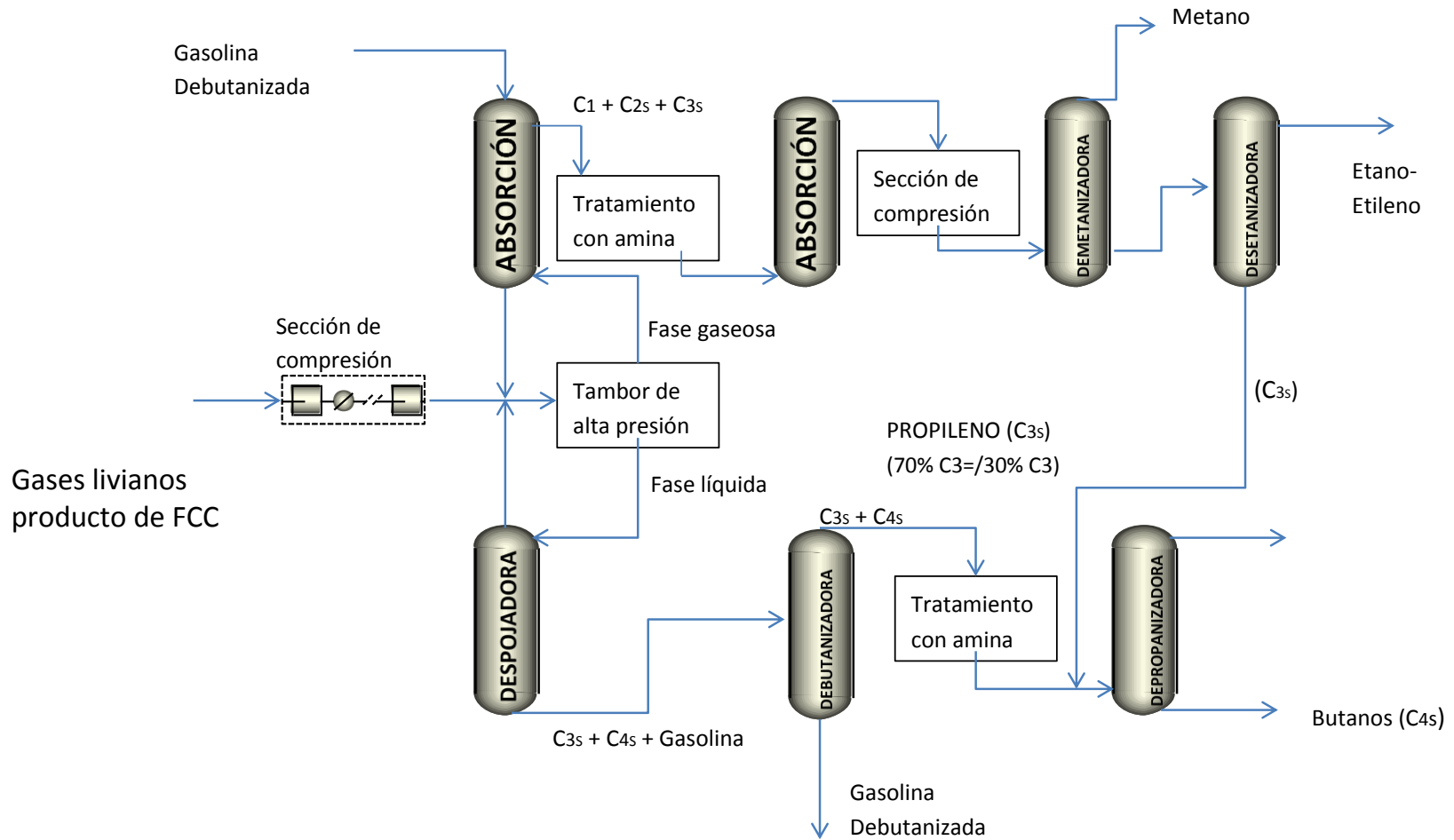
En la refinería de Barrancabermeja, el propileno es obtenido debido a la recuperación de los gases livianos que llegan de las unidades de craqueo catalítico (unidad Cracking Orthoflow, UOP I, UOP II) mediante destilación [6-8]. Sin embargo, tal como se describió anteriormente, la separación sólo logra obtener un producto con una concentración máxima de 70% volumen de propileno, por lo que se hace necesario valorar la utilización de equipos en desuso como etapas de concentración, que permitan aumentar el grado de pureza del monómero. Dichos equipos son la torre desetanizadora T-561, utilizada para la separación de etano de gases livianos y la torre separadora etano-etileno T-563. La tabla 1 resume las características de los equipos a evaluar.

El proceso de recuperación de propileno inicia desde el primer tratamiento de los livianos que salen de la fraccionadora de la unidad de craqueo catalítico, pues esos livianos pasan a una unidad de compresión, parte de los condensados como butanos

y pentanos e envía hacia las torres de tratamiento de gasolina liviana. Para extraer la mayor cantidad de gasolina liviana se emplea como medio absorbente gasolina liviana de la torre fraccionadora. Esa gasolina que absorbe butanos se envía hacia la torre despojadora para remoción de livianos como metano y etano arrastrados. Dichos gases son enviados a mezclarse con la corriente de gases donde fue removido los propanos, butanos y pentanos (Ver figura 6).

Los gases, que en mayor proporción es hidrogeno, metano y propano pasan por un proceso de tratamiento con amina para remoción de H_2S y CO_2 , y seguidamente a una unidad de absorción para retirar trazas de amina. Luego pasa a una unidad de compresión con inter-enfriamiento hasta llevar los gases a estado líquido. Esta mezcla pasa a una torre donde se remueve metano e hidrogeno, quedando en el fondo etano, etileno, propano, propileno y mínimas cantidades de butanos. Dicho fondo pasa a una torre para recuperar la mezcla etano-etileno por la cima y los productos de fondo de última son propano, propileno y trazas de butanos a recuperar en la torre de producción de propano-propileno por la cima y butanos por el fondo (Ver figura 6).

Figura 6. Esquema de purificación de propano-propileno en las unidades de craqueo catalítico.

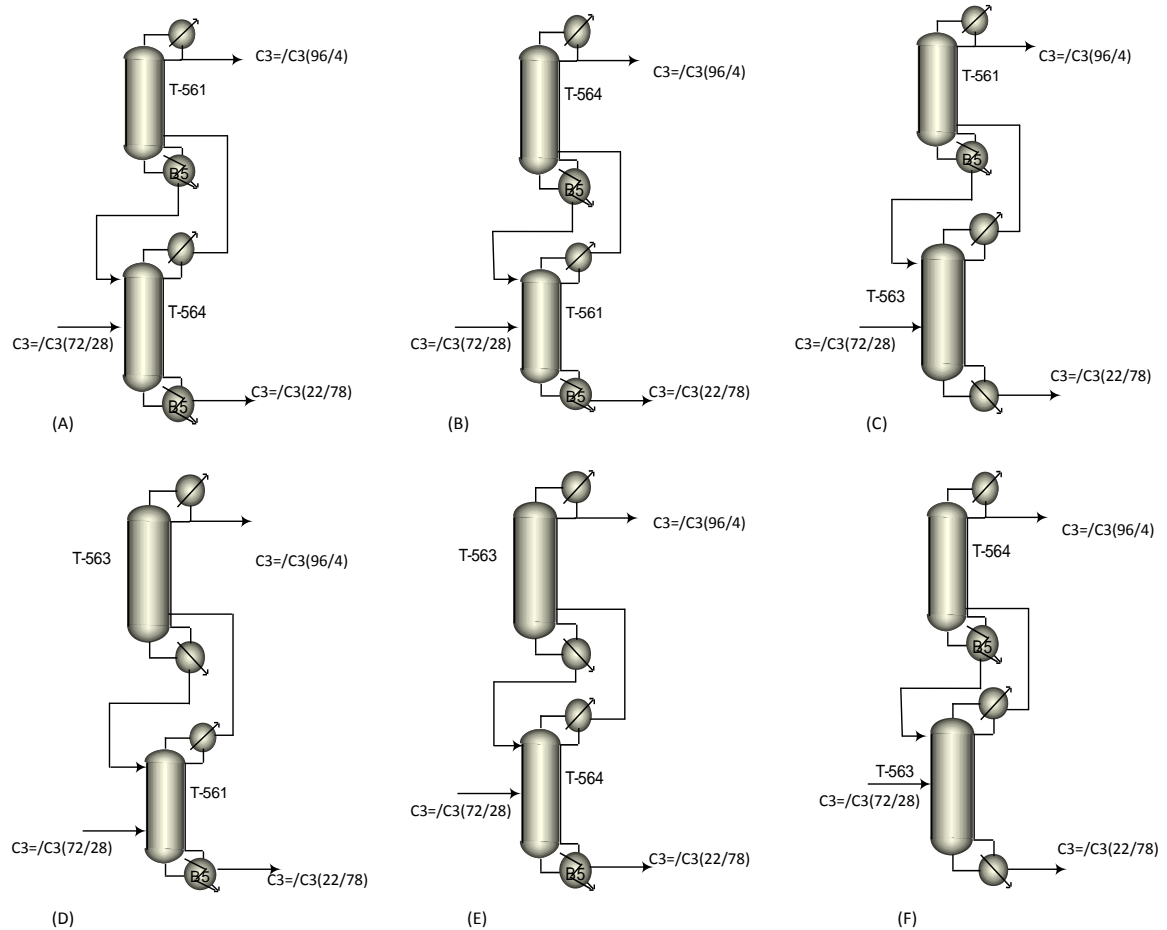


3.4 ESQUEMAS DE DESTILACIÓN PARA PURIFICACIÓN

En la industria de refinación de gases licuados, cuando se desea recuperar o llevar a una mayor concentración gases licuado como propileno, etileno entre otros se plantean modelos de destilación simples que comprende secuencias de torres de destilación en serie o en paralelo teniendo en cuenta volúmenes de carga y concentración del producto deseado. Para casos de extrema pureza, se utilizan esquemas de destilaciones complejas, lo cual consiste es secuencias directas, indirectas, fraccionado lateral primaria o destilación secuencial de alto reciclo. Estos esquemas se aplican la mayoría de los casos en que la diferencia de puntos de ebullición es inferior a 2°C, casos de reingeniería de equipos y casos de deficiencias de equipos debido a incrementos de carga. [9,32]

En la figura 7, se encuentran las secuencias de torres de destilación simples donde en trabajos anteriores solo evaluaron dos torres en serie o en paralelo, donde se detallan las opciones que se tuvieron en cuenta para el desarrollo de este estudio, recomendadas para purificación de componentes. De acuerdo a esos esquemas se plantearon las opciones seleccionadas para incrementar la concentración de propileno. En cuanto a las destilaciones complejas con el objeto de alcanzar el mayor desempeño de las torres seleccionadas, se pueden observar en la figura 8, los esquemas que fueron seleccionados para determinar el esquema final de este trabajo.

Figura 7. Esquemas simples de destilación de concentración de gases licuados



Fuente: Richard and Coulson-modificado por Autor

Todos estos esquemas de destilación se desarrollaron en función de variables críticas como refujo de cima y recirculación a través del evaporador, buscando que dichas variables tengan mayor incidencia para lograr las concentraciones deseadas, pues se vuelven las variables manipuladas para los sistemas de control, para ajustar las condiciones de requeridas para un mayor número de etapas de contacto al colocar dos torres en serie, esto ayuda a que las relaciones de refujo sean menores con respecto a la manejada para una sola torre. Cabe resaltar que, en muchos casos de destilación en serie, resulta fundamental definir el plato de alimento,

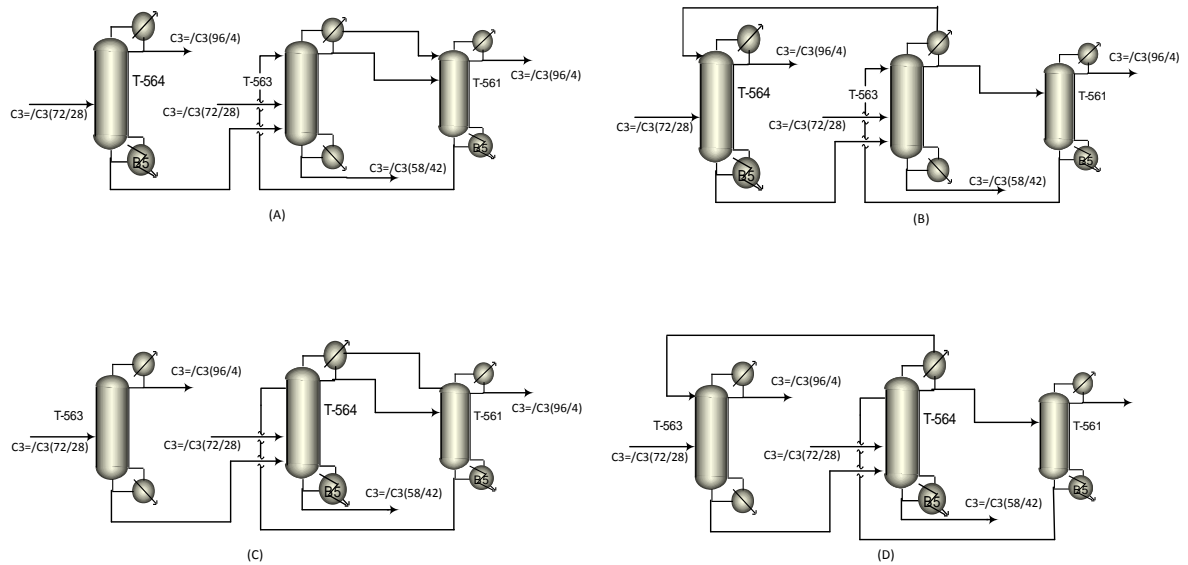
además de los diferentes platos de reflujo medio encontrado al colocar las torres en serie.

Con respecto a los casos; esquemas de destilación compleja, se plantean para lograr incremento de producción, comparados con los sistemas en serie y en paralelo. Además, que pueden llegar a concentraciones mayores, por flexibilidad en la operación, logrando mayor recuperación de producto liviano en el fondo. La gran ventaja de estos esquemas se debe al gran volumen de recirculación que se puede lograr con lo cual es posible alcanzar mayor concentración de producto deseado con respecto a los sistemas de destilación simple y los sistemas de destilación en serie o en paralelo que se muestran en la figura 7.

A continuación, se muestra en la figura 8, los esquemas de destilación compleja que se pueden lograr con las torres disponibles que están siendo analizadas en este proyecto. Cada esquema representa el ordenamiento y/o ubicación de las torres de destilación para aumentar concentración de propileno, para el caso del esquema (A), el cual muestra donde primero se instala la torre actual operativa, T-564, con la que se alcanza una concentración de propileno de 96%, se coloca la torre, T-563, como torre central y donde los vapores y destilado de cima son enviados hacia la última torre que es la de menor tamaño y menor número de platos. El esquema (B), es similar al esquema (A), con la diferencia que se recircula parte del producto destilado de cima de la torre central hacia la primera torre. El esquema (C), es similar al esquema (A) a diferencia que la torre, T-564, pasa a ser la torre central. Por último, es esquema (D), el cual se diferencia del esquema (C), pues los vapores de destilado de la torre central se envían hacia la primera torre.

Desde ahora en adelante, en este proyecto se harán referencia a estos esquemas, pues son los evaluados y analizados. Cada esquema se encuentra detallado de acuerdo a cada simulación en los anexos 7, 8, 9 y 10.

Figura 8. Esquemas de destilaciones complejas para incrementar concentración de propileno.



Fuente: Tecnología UOP

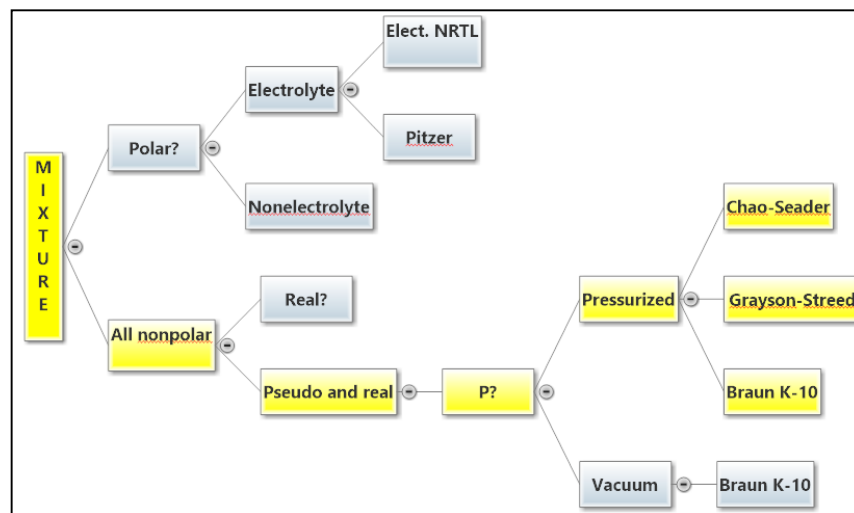
3.5 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

La simulación en estado estacionario es una herramienta que permite análisis de factibilidad y sensibilidad a los esquemas operativos para el desarrollo de un proyecto. Para este caso una simulación de procesos, permitirá identificar el mejor escenario para lograr la mayor concentración de propileno como producto principal. Se construirán modelamientos con ASPEN PLUS de *AspenTech®*, seleccionando el paquete termodinámico apropiado (Ver figura 9) que defina el comportamiento de las sustancias y a su vez el proceso a representar, para asegurar resultados con un intervalo de confianza dentro del 95%, lo cual se definirá por análisis de sensibilidad y variabilidad. Para sostener la rigurosidad del modelamiento se realizará una construcción integrada incluyendo los módulos de bombas, válvulas, además de emplear la integración modulo ASPEN EDR, especializado para el diseño y construcción de intercambiadores de calor. Con esta forma se construirá el modelo

computacional que cumpla con la filosofía de las operaciones unitarias; de tal forma que se aseguren los balances de masa, energía, fracciones de destilación, condiciones de equilibrio, volatilidad, relaciones hidráulicas y demás procesos a determinar en el sistema que se desea desarrollar. Esta estructura de modelamiento tiene como ventaja el hecho de que cada sistema de ecuaciones se resuelve consecutivamente, 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 representar el comportamiento del proceso.[9]

A diferencia de otros simuladores, ASPEN PLUS, cuenta con más de 50 operaciones, es un simulador modular capaz de construir un proceso con más de 30 recirculaciones, lo cual es limitante para otros cuyo máximo es 20 reciclos, su forma modular y secuencial permite desarrollar modelos estables y con estimaciones con respecto a un proceso real con el 95% de intervalo de confianza.

Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.



Fuente: CHE Property Selecty [en línea] disponible en: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

4. MARCO REFERENCIAL

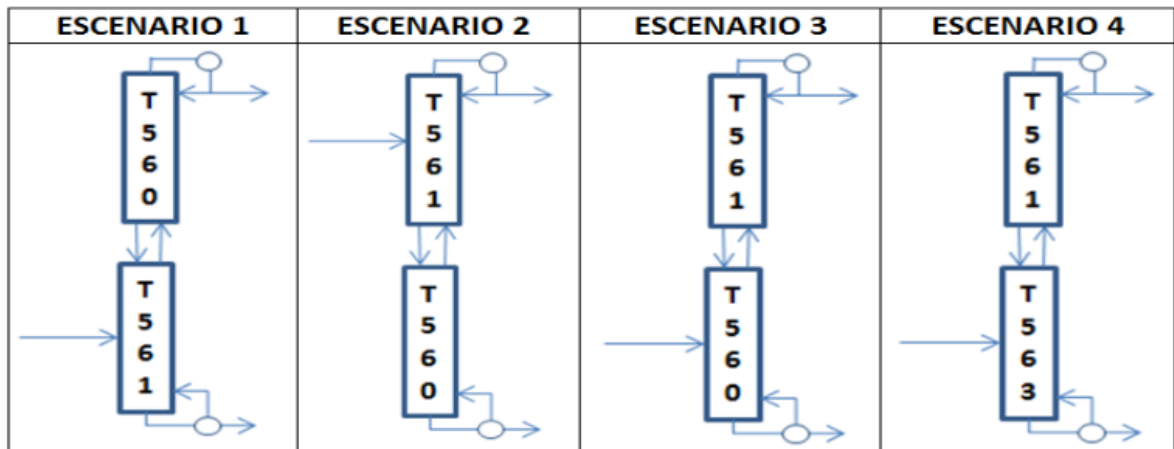
El polipropileno es, después del polietileno, el polímero más utilizado actualmente, siendo Propilco, empresa petroquímica filial del Ecopetrol, el principal proveedor de dicho material en el país [1]. La materia prima para la obtención del polipropileno es el propileno, el cual es suministrado por la refinería de Barrancabermeja, con un promedio de entregas de 4500 barriles por día (18 carros-cisternas diarios), siendo el infortunio de solo lograr una producción en planta con grado de pureza del 70% en volumen, versus la pureza requerida (99,0% volumen) por el proceso de polimerización. Por esta razón, en la refinería se han buscado alternativas para la obtención de propileno a la mayor concentración posible, modificando, por ejemplo, los catalizadores utilizados en el proceso de obtención del monómero [2]; además, también se ha indagado sobre la posible utilización de otros equipos en planta que sirvan para concentrar en mayor medida la materia prima del polímero [3].

Previamente, la refinería de Barrancabermeja evaluó el funcionamiento de la torre desmetanizadora T-2451 y de la torre desetanizadora T-2452 como unidades de concentración de propileno, no logrando obtener la pureza requerida del monómero debido a su diseño: cantidad de platos insuficientes para la separación demandada, pues los equipos fueron construidos para separaciones más flexibles, además de baja cantidad de carga de procesamiento de PGR (aproximadamente 12 veces menor que el monómero producido en cracking) [3].

También se simularon las torres T-561 y T-563 como destiladoras de propano/propileno, con el fin de evaluar la posibilidad de obtener monómero grado polímero, enfocándose dicha experiencia en la potencialización de la carga en las torres y en arreglos de destilación en serie o en paralelo. En la figura 11, se muestra la tabla resumen de esta tesis con el arreglo que ofreció la mejor producción y

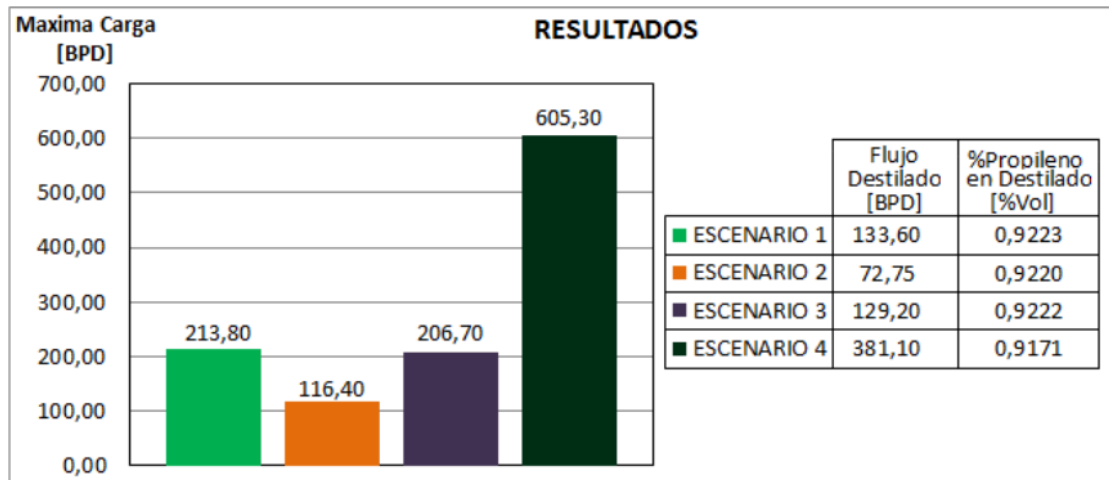
resultados [4]. Para este estudio utilizaron esquemas de destilación en serie y paralelo, diferente a un estudio por simulación, soportado por un análisis estadístico de datos de proceso y por ultimo una evaluación de margen económico, para definir ingeniería básica donde se contemple dos y/o tres unidades de destilación determinadas, planteando esquemas de destilación sencillos o complejos, para ser evaluadas en el trabajo de aplicación para lograr el objetivo de mayor concentración, además de reutilizar el compresor C-556 como potencial bomba de calor para dichas torres, dándole un mayor utilidad de forma integral. [4]

Figura 10. Escenarios realizados en las tesis anteriores, para concentrar propileno



Fuente: MARIN. Alexander/Factibilidad de purificación de propileno.

Figura 11. Resultados de los diferentes escenarios mostrados en la figura 9, para concentrar propileno.



Fuente: MARIN. Alexander/Factibilidad de purificación de propileno

5. DISEÑO METODOLÓGICO

En esta sección se presentan las características metodológicas del estudio realizado, así como los aspectos organizativos y el diseño de la investigación: proceso metodológico, integración de variables y mediciones de campo y técnicas empleadas en los análisis estadísticos de los datos. Además de modificaciones y transformaciones necesarias para que las torres de destilación seleccionadas ajusten a las condiciones de operación

5.1 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE CONCENTRACIÓN DE PROPILENO

Inicialmente se realizó la toma de datos y caracterización de las corrientes propileno/propano que desea ser tratado, para definir el esquema operativo de mayor con el valor más alto de la relación beneficio/costo, además de recolección de hojas de especificaciones de equipos, diagramas de bandera en diferentes situaciones del proceso para tener referencias para la simulación y poder asegurar escenarios comparativos de los diferentes esquemas al ser simulados.

Para realizar la simulación, inicialmente se planteó una revisión de los modelos termodinámicos factibles, tomando como método de análisis el árbol de decisiones y siguiendo el asistente de modelos de AspenTech que muestra un flujograma de la definición de cada modelo y los mejores resultados de acuerdo con cada situación, para este caso el flujograma dio como resultado la escogencia del modelo de Peng-Robinson combinado con Sour Redlich Kong, acompañado de los modelos de equilibrio líquido-vapor en estado real y solubilidad baja en agua (Ver Tabla 2 y Figura 9).

Después de la escogencia del modelo, se procedió a cargar las composiciones, condiciones de corrientes (Ver Tabla 3), y plantear una simulación rigurosa de la torre de destilación, que actualmente está en operación cumpliendo con la funcionalidad de concentrar propileno (FCC Orthoflow), escogiendo un modelo de destilación simple de Aspen Plus llevándolo a modelamiento detallado, realizando construcción de los sistemas de reflujo de condensador y re-hervidor, realizando integración con Aspen EDR para determinar la influencia hidráulica y mecánica de cada intercambiador de calor (Ver Figura 9 y 10). Esto También lleva como objeto corroborar el modelo termodinámico y la similitud de la simulación de dicha torre frente a los resultados de dicha torre en corrida real. Además de hacer un comparativo frente al análisis de variabilidad de resultados de laboratorio de las corrientes de propano/propileno carga y propileno producto (Ver figura 9, Esquema de simulación y Anexo 1, Simulación mecánica del rehervidor E550).

Tabla 2. Recomendaciones para escogencia del modelo termodinámico

<i>Tipo de proceso</i>	<i>Paquete Termodinámico recomendado</i>
Deshidratación de TEG	PR
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H₂	PR, Zudkevitch-Jofee (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
Sistemas de vapor	ASME Steam, Chao Seader, GS
Inhibición de hidratos	PR
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos-agua (alta solubilidad del agua en HC)	Kabadi Danner
Separación de hidrocarburos	PR, SRK

Tipo de proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Aromáticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Producción de éter (MTBE, ETBE, teramil metil eter TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etilbenceno / estireno	PR, SRK O Wilson, NRTL, UNIQUAC (según la tecnología de producción)
Producción de ácido tereftálico	Wilson, NRTL, UNIQUAC

Fuente: ASPEN-TECH, Honeywell

Tabla 3. Condiciones de las corrientes de propano-propileno a procesar.

	PGRORTH¹	PGRUOPI²	PGRUOPII³
Temperatura, °F	100	106	100
Presión, psia	230	260	267
Fracción de Vapor	0	0	0
Entalpía, MMBtu/hr	-1,4	-3,2	-8,6
Flujo másico, lb/hr	6039,1	9791,1	25606,4
<i>Fase Líquida</i>			
Flujo Volumétrico, bbl/hr	35,8	58,9	152,1
Liq. Vol 60F bbl/hr	33,3	54,2	141,7
Heat Cap Btu/lb-R	0,7	0,7	0,7
Viscosidad cP	0,1	0,1	0,1
<i>TOTAL</i>			
Gravedad específica 60F	0,518	0,517	0,517
RVP API psia	134,6	132,663	132,627
Std Flujo TOTAL bbl/day	800	1300	3400
Propileno	603	873,7	2279,8
Propano	197	426,3	1120,2
<i>Composición, %mol</i>			
Propileno	75,375	67,208	67,053
Propano	24,625	32,792	32,947

5.2 SELECCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA INCREMENTAR CONCENTRACIÓN DE PROPILENO

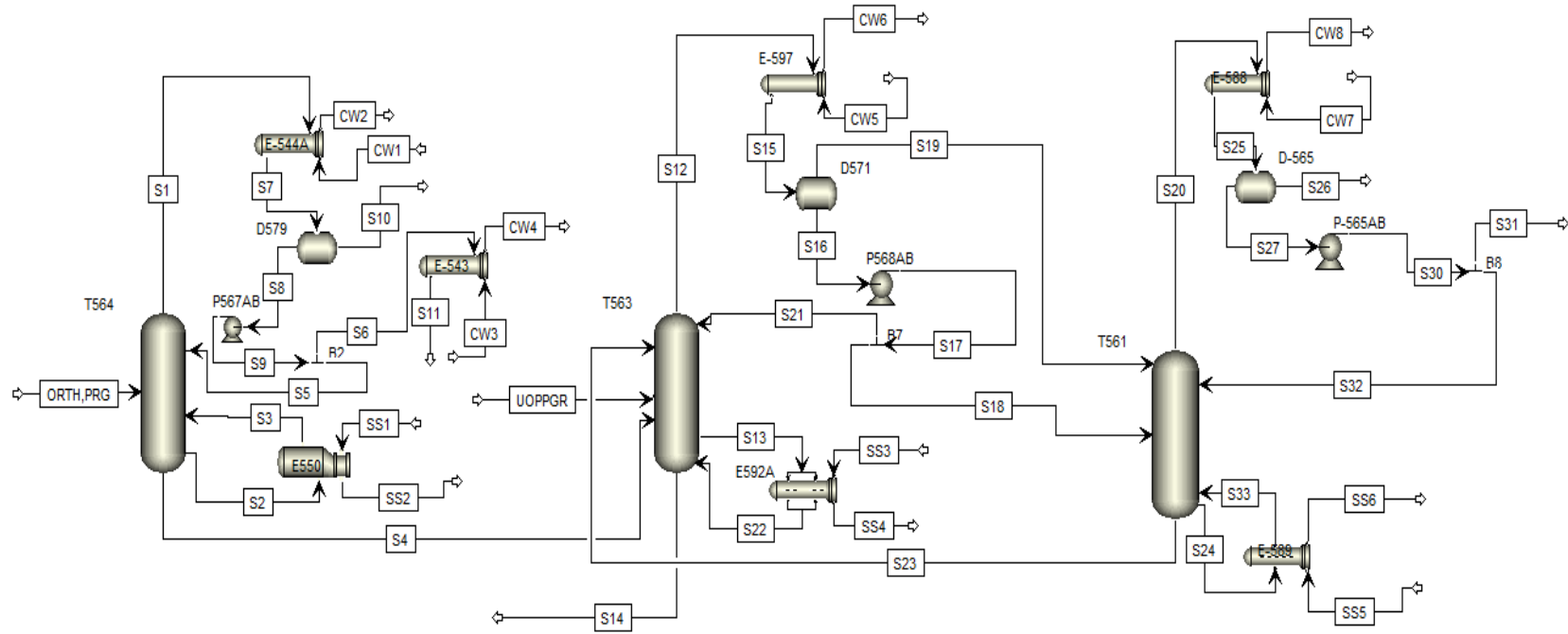
Al revisar trabajos anteriores, se encontró que ellos plantearon diferentes esquemas de destilación en serie, los cuales se describen en el marco teórico en la figura 6, este trabajo se enfocó en revisar esquemas de destilación complejas teniendo en cuenta altos reflujos, variaciones de intercambio de corrientes tanto en fase vapor como en fase líquido con el objeto de poder orientar las concentraciones de las cimas de las torres con el mayor contenido de propileno posible (mayor de 90%), además de lograr mayor volumen de producción con respecto a los logrados actualmente y con respecto a los que se pueden lograr con torres en serie o en paralelo.

Para esta parte se desarrollaron simulaciones detalladas de los esquemas A, B, C y D que se muestran en la figura 8, contando con disponibilidad de mantener la integración con los diferentes esquemas, logrando así integraciones de reciclos, asegurando estabilidad en las simulaciones.

En la figura 13, se muestra uno de los esquemas de simulación desarrollado con base a los esquemas sugeridos para simulaciones de altos reflujos para incrementar concentraciones de producto final (Ver figura 8 ítem A). Este se planteó tomando como torre inicial de carga la torre actual de mayor desempeño en incrementar concentración de propileno, luego como segunda torre se colocó la de igual número de platos a la inicial, pero con menor diámetro que la primera, pero con mayor diámetro que la última. Esta segunda torre recibe los fondos de la primera torre, recibe carga de propileno con calidad proveniente de una de las unidades de craqueo catalítico (concentración 67/33 propileno-propano) y recibe el fondo de la tercera torre. Esta tercera torre recibe el líquido y la fracción de vapor de la cima de la segunda torre, como producto final obtiene propileno por la cima y el fondo se recircula hacia segunda columna.

Al igual que el planteamiento mostrado en la figura 13, se hicieron el resto de simulaciones para los otros esquemas recomendados y seleccionados, los cuales se pueden observar desarrollados como simulación detallada en los anexos del A7 al A10.

Figura 13. Diagrama simulación de la destilación de alto volumen de reciclo expuesto en la Figura 7 como ítem (A).



5.3 VARIABLES DE ESTUDIO

Los diferentes esquemas de simulación fueron sometidos a variabilidad para determinar variables críticas de comportamiento del proceso y de la obtención de la calidad deseada. Para este proceso se escogieron variable como carga de propileno a las torres, reflujo de cima (recirculación de líquido en el condensador hacia la torre), reflujo de fondo (recirculación de vapor del re-hervidor hacia la torre), flujo de recirculación entre torres y flujo de vapor a los re-hervidores, todos los cambios hechos sobre estas variables, fue para determinar el comportamiento de la variable resultante; concentración de propileno y así poder identificar patrones de comportamiento que pueden ayudar como punto de partida para el arranque y operación de las torres en el esquema elegido como definitivo a implementar.

Con el análisis de sensibilidad también se observó el comportamiento del proceso, llegando a definir que para el diseño de experimento se requerían más de un factor para predecir el comportamiento del proceso.

5.3.1 Análisis de Variabilidad y capacidad del proceso. Como variables dependientes se definieron la calidad de los productos y la producción de los mismos, donde resulta clave alcanzar concentraciones de propileno mayores al 90% con una producción sostenible mayor a 1500 BPD. Para ello las variables independientes, los cuales son los factores sometidos a variabilidad, son reflujo de cima, reflujo de fondo y la carga propileno de concentración inferior al 67%.

Para evaluar el análisis de variabilidad de la simulación se desarrollaron correlaciones multivariadas las cuales fueron validadas por análisis de varianza (Anova), con el fin de buscar modelos estadísticos significativos con un intervalo de confianza del 95%. Con estos modelos luego se aplicó superficies de respuesta y optimización para obtener rangos óptimos de variabilidad que permitan comparar entre los diferentes esquemas elegidos de concentración de propileno, cuál

presenta mayor estabilidad, mayor producción y concentración de propileno, y por ende mejor desempeño. Además de determinar los rangos para elección del esquema definitivo de operación, con dichos rangos se buscará enfocar las condiciones de operación que servirán como punto de partida para la puesta en marcha del esquema escogido como definitivo.

En las tablas 4 y 5, se muestran las tablas resumen de los análisis de variabilidad para los cuales fue aplicado regresión múltiple que a su vez fueron validados con ANOVA con el orden aleatorio de los datos y que cada resultante es el promedio de tres datos tomados al someter el proceso a la sensibilidad de cada factor y las perturbaciones por restricciones de diseños de intercambiadores y demás equipos simulados.

La variabilidad del proceso fue planteada con tres cargas (1200, 1500 y 1800 barriles por día, BPD) de propileno, de una unidad FCC, para la primera torre mostrada en la figura 10 y tres cargas posibles para la segunda torre (1400, 1700 y 2000 barriles por día, BPD) y se observó los efectos de incremento de concentración de propileno en las corrientes de cima de la primera y tercera torre y la concentración del propano producto que se obtiene en el fondo de la segunda torre. También se evaluó la variabilidad del reflujo de cima de cada torre, para la primera torre tres variaciones de relación de reflujo de cima (0,75, 0,85 y 0,95) manteniendo el reflujo de fondo constante, para la segunda torre tres variaciones (0,15, 0,25 y 0,35) y para la tercera torre en (0,55, 0,65 y 0,75). Para el esquema (A) de la figura 10 se plantearon el resto de cambios de variables independientes para observar el comportamiento de variables resultantes antes mencionadas (Ver anexo 11). Todo el proceso anterior fue ejecutado para los esquemas B, C y D de la figura 10, los cuales se pueden observar en los anexos A12 al A14.

para Luego para las mismas variaciones de carga se planearon tres variaciones de reflujo de cima (0,3, 0,33 y 0,36) manteniendo constante el reflujo de cima. Al final

con el ANOVA se evaluó la interacción entre las dos variables reflujo de cima y reflujo medio para determinar su significancia estadística frente al comportamiento de variables resultantes como fue la temperatura del 95% de destilación del diésel y el 90% de destilación de la nafta. Además de esto se evaluó las perturbaciones como horno y agua de enfriamiento frente a las variaciones de cada factor. Pues dichas perturbaciones son las comunes en la operación diaria de la planta.

Tabla 4. Resumen de tabla ANOVA y aleatoriedad de la toma de datos.

ANOVA	Variable Resultante		Concentración de Propileno
	Relación de Reflujo de cima		
Carga, BPD	0,75	0,85	0,95
1400	27	3	24
	11	9	14
	6	18	7
1600	2	26	16
	23	4	25
	15	21	12
1800	20	13	8
	19	17	22
	10	5	1

Tabla 5. Resumen de tabla ANOVA y aleatoriedad de la toma de datos

ANOVA	Variable Resultante		Concentración de propileno
	Relación de Reflujo Medio		
Carga, KBD	0,15	0,25	0,35
1400	27	18	23
	4	21	3
	10	12	16
1700	20	13	9
	8	1	15
	19	25	22
2000	14	6	11
	5	17	2
	24	7	26

Con los resultados arrojados por el estadístico ANOVA se construyó un campo muestral de análisis determinando tendencias, proporcionalidad entre variables y y finalmente análisis de regresión múltiple para obtener modelos estadístico que permitan predecir resultados finales a partir de perturbaciones de dos tres variables independientes, esto acompañado de una evaluación de superficie de respuesta con optimización de superficie, con lo cual se encontraron los rangos óptimos de control de carga, reflujo de cima, reflujo de fondo, con objeto de determinar el esquema de destilación compleja con el mejor desempeño en cuento a incrementar concentración de propileno final resultante. Al final se revisa económicamente, que cual arroja el mejor incremento de margen de destilación y craqueo catalítico.

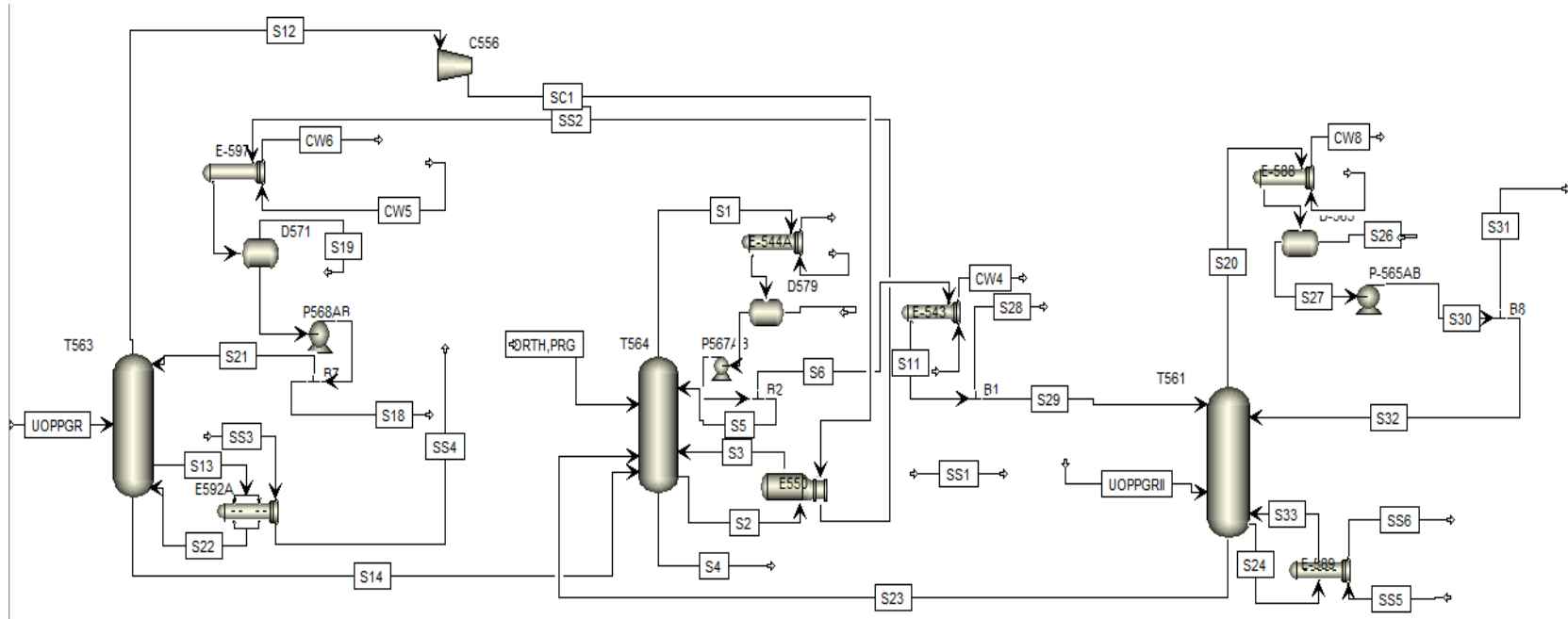
5.3.2 Análisis Energético y de margen bruto de refinación y craqueo catalítico.

Después de seleccionar el esquema apropiado para incrementar concentración de propileno producto, se procedió a validar la integración energética considerando la utilidad de un compresor como bomba de calor. Este compresor tomando los gases de cima que cumpla con las condiciones de caudal presión y temperatura, teniendo en cuenta las especificaciones del mismo. Después verificar las especificaciones del compresor se decidió a enfrentar la cantidad de calor producida por el compresor para determinar que cargas térmicas de vapor de agua podrían ser remplazadas por la carga térmica generada por el compresor y que intercambiadores serían suficientes para reducir el calor residual de la corriente de dicho compresor. Para ello se utilizó el modelo de redes de integración energética propuestos por ASPEN PLUS.

Después de la integración energética se volvió a evaluar el incremento del margen de craqueo catalítico de acuerdo con integración energética y condiciones óptimas de operación obtenidas por simulación. El esquema de esta simulación se detalla en la figura 14.

Para mayor información del desarrollo de la simulación rigurosa se deber ver el anexo 11.

Figura 14. Sección optimizada con integración energética utilizando un compresor como bombas de calor.



6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos al emplear todo el ejercicio metodológico del modelamiento, a las unidades por separado y a los diferentes esquemas de destilación, además de realizar un diseño de experimento de las mismas, a los cuales se les realizó un análisis estadístico, con los respectivos análisis de sensibilidad de una simulación, se interpretaron y fueron planteados de acuerdo con el siguiente orden:

6.1. ANÁLISIS DE SIMULACIÓN RIGUROSA DE LA TORRE ACTUAL.

Para este análisis se encontró que la torre (T564) que actualmente está en operación cumple con las condiciones de entregar una producción de propileno entre 92 a 95% de concentración y con una producción sostenida de 600 a 700 BPD, esto de forma similar se reflejó en la simulación de dicha torre, pues al realizar el anova se encontró que la simulación representa a simulación con intervalo de confianza del 95% (Ver Tabla 6), cabe resaltar que a pesar de alcanzar la purificación deseada la corriente de fondo sale con una mayor concentración de propileno que de propano, en busca de incrementar la recuperación de propileno de hizo un análisis de sensibilidad, encontrando que se requiere flujos intermedios que permitan desplazar el equilibrio de la torres hacia el producto con mayor volatilidad y que con respecto a la relación de reflujo de cima se debe manejar un rango entre 0,89 y 0,92, para asegurar concentración de propileno entre 95 y 97% y lograr una producción de 800 BPD, es decir 100 BPD más con respecto al historial que maneja la planta.

Para extrapolar la simulación de la torre actual concentradora de propileno hacia las otras torres (T563 y T561), se observa que, con una de la torre, T563, es necesario incrementar la relación de reflujo y disminuir la carga de propano-propileno para poder alcanzar concentraciones superiores al 76%, llegando a una máxima producción del propileno de 1400 BPD a una concentración del 89% donde la torres actual aporta 600 BPD a 96%, la segunda torre en tamaño aportar 480 BPD a una concentración de 79% en propileno y la tercera torre aporta 495 BPD con una concentración de 73% en propileno (Ver tabla 7).

Tabla 6. Tabla comparativa de condiciones de operación y calidad de propileno obtenido en la torre T564 (Real Vs Simulado)

Comparación bajo intervalo de confianza del 95%				°F	
Condición	Proceso Real	Proceso Simulado	Limite. Inf.	Limite. Sup.	
Carga, BPD	1011	1018	908,41	1114,29	
Fracción de reflujo de cima	0,909	0,919	0,876	0,952	
Temperatura de cima, °F	105,35	105,9	104,33	106,38	
Reflujo de cima, BPD	8597,2	7456,6	7440,24	9754,2	
Producción, BPD	738,75	699,1	605,69	871,81	
Propileno, %mol	96,3	96,2	94,2	98,4	
Propano, %mol	3,7	3,3	5,8	1,6	

Tabla 7. Resultados de las condiciones de operación y calidad de propileno obtenido en las torres T563 y T561 simuladas, con referencia de la T564.

Resultados de las torres T561 y T563 de forma independiente		
Condición	T563	T561
Carga, BPD	789,6	480
Fracción de reflujo de cima	0,892	0,899
Reflujo de cima, BPD	3936	1444,8
Producción, BPD	487,2	379,2
Propileno, %mol	90,3	81,2
Propano, %mol	9,2	18,1

La baja producción se debe al mantener una alta relación de reflujo en la cima para poder favorecer menor temperatura en la cima y mantener el equilibrio liquido vapor orientado hacia una mayor concentración de propileno. Cabe aclarar que cuando se alcanza una mayor relación de reflujo en la cima se requiere de un mayor suministro de vapor en el fondo para sostener el balance térmico del sistema. Por ende, las operaciones de las torres de forma independiente además de estar limitada por la hidráulica de las mismas torres también llegan al punto de límites de transferencia de calor para el caso del intercambiador de fondo de la torre de menos número de platos.

6.2 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA INCREMENTAR CONCENTRACIÓN DE PROPILENO

Las alternativas de destilación compleja seleccionadas incluyen la tres torres, tal como están propuestas en la figura 8, al desarrollarlas se encontró que logran incrementar la concentración de propileno, llegando al punto que la concentración promedio en la corriente total de propileno llega a ser superior al 85%, lo cual es superior a las propuestas de simulación, como el caso de cada torre operando de forma independiente o los casos de esquemas sencillos de destilación sea en serie o paralelo tal como en la figura 6. Todo esto se detalla en la tabla 8.

Al realizar observaciones de variabilidad en cada alternativa seleccionada, se encuentra que, con respecto a otros sistemas, este tiene la capacidad de realizar reciclos en puntos intermedios lo cual genera incremento de concentración de producto más volátil en este sentido el propileno, además que se cuenta con la disponibilidad entre una torre otra para asegurar reflujos mayores para favorecer el equilibrio de los platos de fondos orientados hacia mayor concentración de propano. Esto contribuye a que en todo momento los platos de fondo en las torres el equilibrio liquido vapor se mantenga orientado a mayor concentración de propano,

cosa que, algo que resulta mantener para el caso de las torres por independiente y el caso de los sistemas de destilación en serie mostrados en la figura 7.

A continuación, se muestran los resultados de análisis por cada esquema de simulación selección de acuerdo a los esquemas mostrados en el marco teórico.

6.2.1 Esquema de destilación compleja (A) Este esquema donde la torre actual de concentración de propileno (T564) inicia proceso de destilación y el fondo de esta, que aún mantiene una concentración de propileno mayor que la de propano, pasa a la segunda (T563) y esta a su vez entrega los productos de cima hacia la tercera torre, la tercera torre entrega producto destilado y los fondos son retornados hacia la segunda torre, para mayor detalle ver el anexo 7.

El análisis de sensibilidad mostró que este esquema alcanza una concentración de propileno mayor a los sistemas de destilación en serie y las torres en forma individual, pues logra superar la concentración promedio de 88,96% alcanzando una producción sostenida de 2179 BPD sin restricción es transferencia de calor, presión e hidráulica de los sistemas (Ver tabla 8). Bajo este esquema también se logró concentraciones cercanas al 92,6% sin limitar carga y obteniendo una producción de propileno de 1463 BPD. Además, que llegó al punto de recuperar propileno dejando una concentración el en fondo de 68,53% y 31,47% respectivamente para propano y propileno.

En cuanto a la revisión de la transferencia de calor para sostener la producción se puede observar que los intercambiadores de calor quedaron con sobre diseños entre en 9 al 16%, esto debido a que este esquema se favorece porque la segunda torre recibe el fondo de la primera torre lo cual aporta una cantidad de energía, que al final en el balance se traduce en un menor consumo de vapor para sostener el alto reflujo de cima, además cabe resaltar que la recirculación del fondo de la tercera torre, también suministra calor y asegura un suministro de calor que contribuye con

23% del calor necesario para sostener las altas recirculaciones hacia la torre central (Ver anexo 11).

De lo que se puede detallar con respecto este esquema es que también se favorece porque el fondo recibe recirculaciones de baja concentración de propileno, lo cual genera la volatilidad en el fondo sea menor favoreciendo el incremento de concentración de propano.

6.2.2 Esquema de destilación compleja (B) Este a diferencia del esquema anterior tiene un reciclo hacia la primera torre para promover incremento de volatilidad en la cima y buscar aumento de concentración de propileno en la fase vapor, para desplazar el equilibrio hacia las condiciones de mayor producción con más concentración de propileno (Ver Anexo 8).

El análisis de sensibilidad mostró que este esquema alcanza una concentración de propileno mayor al sistema de destilación del esquema (A), pues logra superar la concentración promedio de 85,36% alcanzando una producción sostenida de 2008,8 BPD sin restricción es transferencia de calor, presión e hidráulica de los sistemas (Ver tabla 8). Bajo este esquema también se logró concentraciones cercanas al 91,6% sin limitar carga y obteniendo una producción de propileno de 1239 BPD. Además, que llegó al punto de recuperar propileno dejando una concentración en el fondo de 65,3% y 34,5% respectivamente para propano y propileno.

En cuanto a la revisión de la transferencia de calor para sostener la producción se puede observar que los intercambiadores de calor quedaron con sobre diseños entre en 5 al 9%, esto debido a que este esquema se favorece porque la segunda torre recibe el fondo de la primera torre lo cual aporta una cantidad de energía, que al final en el balance se traduce en un menor consumo de vapor para sostener el alto reflujo de cima, además cabe resaltar que la recirculación del fondo de la tercera

torre, también suministra calor y asegura un suministro de calor que contribuye con 23% del calor necesario para sostener las altas recirculaciones hacia la torre central. A diferencia el esquema (A) se observa una reducción en disposición de transferencia de calor debido a la recirculación hacia la cima de la primera torre donde solo el suministro de calor depende del intercambiador de fondo. Cabe resultar que esta corriente entra como gas desplazando el equilibrio hacia la concentración de producto menor volátil.

De lo que se puede detallar con respecto este esquema es que también se favorece porque el fondo recibe recirculaciones de baja concentración de propileno, lo cual genera la volatilidad en el fondo sea menor favoreciendo el incremento de concentración de propano.

6.2.3 Esquema de destilación compleja (C) En este esquema la torre actual de destilación de propileno (T564), pasa a ser la torre central (Segunda torre), cumpliendo con la función de concentración de productos en zona media y recibiendo recirculación del fondo de la última torre y los fondos de la primera teniendo en cuenta la concentración de cada corriente (Ver Anexo 9).

El análisis de sensibilidad mostró que este esquema alcanza una concentración de propileno mayor a los sistemas de destilación antes mencionados (esquema A y B), pues logra superar la concentración promedio de 90,9% alcanzando una producción sostenida de 2205 BPD sin restricción de transferencia de calor, presión e hidráulica de los sistemas (Ver tabla 8). Bajo este esquema también se logró concentraciones cercanas al 96,1% sin limitar carga y obteniendo una producción de propileno de 1861 BPD. Además, que llegó al punto de recuperar propileno dejando una concentración en el fondo de 66,3 y 32,5% respectivamente para propano y propileno.

En cuanto a la revisión de la transferencia de calor para sostener la producción se puede observar que los intercambiadores de calor de las primeras torres quedaron con sobre diseños entre en 12 al 17%, esto debido a que este esquema se favorece porque la segunda torre recibe el fondo de la primera torre lo cual aporta una cantidad de energía que representa el 10,5% del total, que al final en el balance se traduce en un menor consumo de vapor para sostener el alto reflujo de cima, además cabe resaltar que la recirculación del fondo de la tercera torre, también suministra calor y asegura un suministro de calor que contribuye con 19,2% del calor necesario para sostener las altas recirculaciones hacia la torre central. A diferencia de los esquemas A y B mostrados en los anexos 5 y 6 respectivamente, se observa una mayor disposición de transferencia de calor debido a que las corrientes de recirculación de las otras torres llegan al fondo, incrementando el gradiente de temperatura para destilar propileno y concentrar propano en el fondo. Es por eso que se pudo detallar que se favorece la operación de la torre intermedia con un mayor diferencial de concentración de propano entre la cima y el fondo, lo cual genera alta disminución de volatilidad en el fondo, generando que los líquidos que desciende se enriquecen con propano, además cabe resaltar que en este caso la torre intermedia queda siendo la torre de mejor desempeño a nivel individual y que las recirculaciones en el fondo y en la parte media generan un perfil de mayor concentración de propano en el fondo, debido a que conlleva a que la zona de rectificación sea la zona dominante tanto por mayor número de etapas como en transferencia de masa.

6.2.4 Esquema de destilación compleja (D) A diferencia del escenario anterior, con esta se emplea la recirculación de una fracción de cima de la torre central hacia la cima de la primera torre (Ver Anexo 10).

El análisis de sensibilidad mostró que este esquema alcanza una concentración de propileno mayor al sistema de destilación del esquema (C), pues logra superar la concentración promedio de 88,21%, pero la producción llega a ser 2167 BPD, es

decir 38 BPD menos con respecto al esquema anterior, además presentando restricciones la primera torre al recibir líquidos sin restricción es transferencia de calor, presión e hidráulica de los sistemas (Ver tabla 8). Bajo este esquema también se logró concentraciones cercanas al 93,6% sin limitar carga y obteniendo una producción de propileno de 1639 BPD. Además, que llegó al punto de recuperar propileno dejando una concentración en el fondo de 68,3% y 31,5% respectivamente para propano y propileno.

En cuanto a la transferencia de calor para sostener la producción se puede observar que los intercambiadores de calor quedaron con sobre diseños entre en 5 al 9%, esto debido a que este esquema se favorece porque la segunda torre recibe el fondo de la primera torre lo cual aporta una cantidad de energía, que al final en el balance se traduce en un menor consumo de vapor para sostener el alto reflujo de cima, además cabe resaltar que la recirculación del fondo de la tercera torre, también suministra calor y asegura un suministro de calor que contribuye con 23% del calor necesario para sostener las altas recirculaciones hacia la torre central. A diferencia el esquema (A) se observa una reducción en disposición de transferencia de calor debido a la recirculación hacia la cima de la primera torre donde solo el suministro de calor depende del intercambiador de fondo. Cabe resultar que esta corriente entra como gas desplazando el equilibrio hacia la concentración de producto menor volátil.

De lo que se puede detallar con respecto este esquema es que también se favorece porque el fondo recibe recirculaciones de baja concentración de propileno, lo cual genera la volatilidad en el fondo sea menor favoreciendo el incremento de concentración de propano.

Tabla 8. Resultados de concentración logrado al final del proceso de simulación de los diferentes esquemas.

		Unidad	Escenario (A)	Escenario (B)	Escenario (C)	Escenario (D)
	Carga	BPD	3208,80	2808,00	3703,20	3703,20
Cima	Producto	BPD	2179,20	2008,80	2205,60	2167,20
	Propano	%mol	11,04	14,64	9,02	11,79
	Propileno	%mol	88,96	85,36	90,98	88,21
Fondo	Producto	BPD	1159,20	799,20	1497,60	1536,00
	Propano	%mol	68,53	65,36	69,42	52,71
	Propileno	%mol	31,47	34,64	30,58	47,29

Después de comparar las diferentes alternativas se encuentra que el escenario C, pasa a ser el que mejor desempeño, tanto en producción como en mayor concentración de propileno, además del análisis de sensibilidad se muestra que este esquema también alcanza el mejor rendimiento tanto por calidad como por producción. De aquí en adelante queda definido el sistema C, para ser tenido en cuenta en la evaluación energética y en la evaluación de incremento de margen.

6.3 ANÁLISIS DE VARIABILIDAD Y TENDENCIAS

En este análisis, se contemplará las proporcionalidades y comportamiento de las variables dependientes frente a las variables manipuladas o independientes, para inferir comportamiento y modelos que puedan predecir el comportamiento del proceso simulado, para poder extrapolar hacia el proceso real, condiciones y rangos óptimos de operación.

Se evaluó la purificación de propileno del esquema elegido, frente a variables como carga de propileno de las unidades de craqueo catalítico, además de las relaciones de reflujo de la cima de cada torre, que son las otras variables claves para controlar temperatura y la volatilidad en la cima.

De acuerdo con el análisis de la regresión y el análisis de varianza sobre a regresión, arrojó como resultado que las variables como carga de propileno a la primera y segunda torre del esquema A, tienen gran incidencia significativa con un intervalo de confianza del 95%, además que el coeficiente de correlación indica que las variables carga de la primera y segunda torre y que los reflujos de cima de la tres torres explican en un 97,56% el comportamiento de la variable resultante concentración de propileno en el producto final (Ver tablas 8, 10 y 11).

Tabla 9. Análisis de varianza de la regresión

	Grados de libertad	Suma de cuadrados	Promedio de los cuadrados	F	Valor crítico de F
Regresión	5	1,05039467	0,210078934	371,6216502	2,84091E-60
Residuos	94	0,05313851	0,000565303		
Total	99	1,10353318			

La tabla 10 muestra que los valores de probabilidad son menores a 0,05 por ende se rechaza la hipótesis nula que los factores seleccionados no representan el comportamiento del proceso de purificación de propileno.

Tabla 10. Coeficientes de la correlación y validez estadística.

FACTORES	Coeficientes	Error típico	Estadístico t	Probabilidad
Intercepción	-0,38736758	0,04991557	-7,76045645	1,5452E-10
Carga a la torre T653	9,5731E-06	3,4529E-06	2,7724833	0,00746737
Carga a la torre T654	2,2544E-05	4,0306E-06	5,59320823	6,3171E-07
Carga a la torres T561	1,1942E-05	4,0304E-06	2,96284067	0,0044143
Relación de Reflujo Cima T563	0,51400967	0,03457165	14,8679526	1,9117E-21
Relación de Reflujo Cima T564	0,57546449	0,0345685	16,6470769	9,2582E-24
Relación de Reflujo Cima T561	0,2995185	0,02890278	10,3629635	8,1445E-15

Tabla 11. Resumen estadístico de coeficiente de correlación

<i>Estadísticas de la regresión</i>	
Coeficiente de correlación múltiple	0,97562
Coeficiente de determinación R²	0,95184
R² ajustado	0,94928
Error típico	0,02378
Observaciones	100

También se puede detallar en la tabla 10, que de acuerdo con el signo de cada coeficiente, es la forma de influencia de cada variable, para el caso del reflujo de cima de la última torre, T561, al aumentar, incrementa la concentración de propileno resultante, esto en gran parte obedece que es la torre de menor número de etapas de contacto y esta limita para una relación de reflujo máxima (0,78), pues valores superiores a este presenta inundación en los platos inferiores y sumado a esto el intercambiador resulta insuficiente por transferencia de calor para garantizar el gradiente de temperatura mayor para sostener un mayor reflujo de cima.

Con respecto a los otros factores, estos inciden de forma positiva sobre la variable resultante teniendo en cuenta que tiene límites para asegurar el volumen de producción mayor a la más alta concentración de propileno. Con la ecuación de regresión se llevó a cabo resolución encontrando rangos óptimos para sostener la simulación con las condiciones que permitieron encontrar concentración de propileno resultante de 93,7% con el volumen de producción de 1773 BPD, con lo cual se alcanzó el más alto incremento sobre el margen como se muestra a continuación.

De igual forma que se realizó análisis estadístico para la concentración, de la misma forma se hizo para la producción simulada, encontrando que los reflujos de cima de cada torre definen el comportamiento de dicha variable en un 97% bajo un intervalo de confianza del 95%. Las variables de carga en cada torre tienen menor incidencia, pero a la vez son la que definen el límite de operación de las torres (Ver tabla 12).

Tabla 12. Coeficientes de correlación y validez estadística para el volumen de producción de propileno.

FACTORES	Coeficientes	Error típico	Estadístico t	Probabilidad
Intercepción	14377,8246	247,298243	58,1396148	4,0521E-53
Carga a la torre T653	-0,01910517	0,01710686	-1,11681349	0,26867932
Carga a la torre T654	0,02432049	0,01996874	1,21792788	0,22818294
Carga a la torres T561	0,02220175	0,01996813	1,11185947	0,27078616
Relación de Reflujo Cima T563	-6545,89931	171,279408	-38,2176667	8,0197E-43
Relación de Reflujo Cima T564	-5061,99018	171,2638	-29,5566849	1,1578E-36
Relación de Reflujo Cima T561	-2833,38385	143,193963	-19,7870342	1,8063E-27

Después de obtener las ecuaciones mostradas en las tablas 10 y 12, se procedió a realizar la optimización utilizando el “solver” de Excel y acompañado del optimizador de aspen plus, se obtuvieron los rangos óptimos mostrados en la tabla 13. Estos son los rangos definidos en todo el proceso de simulación requeridos para estimar las condiciones de arranque y operación del proceso propuesto para concentración de propileno.

Tabla 13. Tabla de rangos óptimos obtenidos por el análisis estadístico y la simulación.

FACTORES	Rangos óptimos
Carga a la torre T563, BPD	1100 - 1200
Carga a la torre T564, BPD	1200 - 1400
Carga a la torre T561, BPD	300 - 400
Relación de Reflujo Cima T563	0,88 – 0,92
Relación de Reflujo Cima T564	0,91 – 0,94
Relación de Reflujo Cima T561	0,75 – 0,78
RESULTANTES	
Concentración de Propileno, %	92,63 - 95,77
Producción de Propileno,	1512 - 1745

6.4 ANÁLISIS DE RECUPERACIÓN ENERGÉTICA

Al realizar una integración energética de utilizar un compresor como bomba de calor, se desarrolló una simulación donde el compresor toma el volumen de gases que cumple con las condiciones de masa y volumen específico para evitar sobre esfuerzo mecánico, para este caso se encontró que el compresor toma los gases de cima la torre T563 con una temperatura máxima de 108°F y una presión de 238 psia, al comprimirlos a la máxima presión de entrega (503 psia) alcanza una temperatura de 199,4°F y se hace pasar a través del re-hervidor (E550) de la torre, T564, y luego a través del condensador de cima de la E597 de la torre T563. Con este esquema después aplicarle los rangos óptimos se encontró que se alcanzan concentraciones propileno de 88,6% con una producción máxima de 1397 BPD. Se observa que es una concentración inferior con respecto al escenario escogido, además de una menor producción, esto en gran parte se debe a que al inicio realiza transferencia de calor sensible que es mucho menor que el calor latente entregado por el vapor, luego entrega calor latente hasta obtener líquido a 107°F el cual una fracción es retornada hacia la torre E563 y la otra queda como producción. La restricción de este sistema es la transferencia de calor para lograr los gradientes de temperatura para sostener mayor carga y por ende mayor producción. El mayor beneficio de esta alternativa es la disminución de 76,2% (41000 lb/h) del consumo de vapor para sostener el escenario propuesto para la operación (Ver anexo 11).

6.5 EVALUACIÓN DEL MARGEN DE PURIFICACIÓN DE PROPILENO

Después de aplicar los rangos óptimos se consigue un punto de referencia en la simulación como objetivo alcanzado de mayor concentración de propileno y mayor producción, pues se encontró soluciones donde se obtuvo alta concentración de propileno, cercana a las 99%, pero con producción inferior a las 1600 BPD. Se buscó hasta encontrar un mayor volumen con concentración de tal forma de resulta

mayor beneficio económico. A continuación, se muestra una tabla comparativa entre el caso actual (caso base), la simulación propuesta por MARIN F y la simulación propuesta en este proyecto con la aplicación del punto óptimo de referencia (Ver tabla 14).

Para evaluar el incremento en el margen de concentración de propileno se tiene en cuenta el aumento de la concentración de propileno en el volumen de entrega final a Essentia, a eso se le resta los costos del retorno del propano excedente por menor concentración de propileno. En las siguientes tablas se muestran que al mayor impacto se logra al disminuir el transporte de propano que es devuelto a Ecopetrol.

A continuación, se muestra el comparativo de escenarios, entre actual, el propuesto por MARIN F y el propuesto en este proyecto (Ver tablas 15, 16, 17 y 18).

Tabla 14. Comparación de caso actual propuesto por MARIN F y el propuesto en este documento

	Caso Actual	Caso MARIN	Caso Propuesto Optimizado
Cantidad PGR, BPD	4.600	4.095	4.700,00
%V/V Propileno	69	77,6	77,90
Propileno neto, BPD	3.174	3.177,7	3.661,16
Cantidad de GLP, BPD	1.426	917	1.038,84

Tabla 15. Margen bruto actual de purificación de propileno

Concepto	Valor
Ingreso por propileno entregado, US\$/día	92.046
Costo de transporte de propileno, US\$/día	54.280
Costo de transporte de propano retornado, US\$/día	8.556
Margen bruto Actual	29.210

Tabla 16. Margen bruto del escenario simulado propuesto por MARIN

Concepto	Valor
Ingreso por propileno a entregar, US\$/día	92.133
Costo de transporte de propileno, US\$/día	48.321
Costo de transporte de propano a retornar, US\$/día	5.502
Margen bruto de simulación	38.310

Fuente: MARIN F.

Tabla 17. Margen bruto esperado de acuerdo a la purificación de propileno simulada

Concepto	Valor
Ingreso por propileno a entregar, US\$/día	106169
Costo de transporte de propileno, US\$/día	55460
Costo de transporte de propano a retornar, US\$/día	6228
Margen bruto de simulación	44481

Tabla 18. Incremento del margen debido a la propuesta de destilación simulada

Margen base, US\$/día	29.210
Margen simulado, US\$/día	44.481
Diferencia, US\$/día	15.271
Diferencia, US\$/año	5.497.560

7. CONCLUSIONES

En este último capítulo se presenta una síntesis de los resultados más importantes obtenidos en el estudio, a continuación, las conclusiones de los análisis de resultados:

- Las simulaciones realizadas reproducen propiedades termodinámicas y condiciones de operación que se desean implementar para incrementar la concentración de propileno por encima del 70%, que las opciones revisadas para aumentar concentración de propileno cumplieron con análisis de sensibilidad mostrando que los resultados son reproducibles bajo un intervalo de 95% de confianza.
- El esquema seleccionado como propuesta para implementación como ingeniería de detalle, es el esquema de destilación compleja que utiliza como torre central, la actual torre de concentración de propileno (T-564), con la cual se alcanza el objetivo de llevar propileno a una concentración superior al 90% para una producción sostenida de 2217 BPD, además de ser la alternativa de menor consumo de vapor y menor consumo de agua de enfriamiento.
- El esquema definitivo tiene rangos óptimos, que siguen ecuaciones estadísticas obtenidas bajo correlaciones de factores críticos, para lograr calidad y mayor volumen de producción, como relación de reflujo de cima y volumen de carga de materia prima.

$$\text{Concentración propileno} = -0,33987 + 6030,9 \times \text{FC63} - 226,961 \times \text{FC64} - 5,48303 \times \text{FC61} + 4522,78 \times \text{FRC63} + 0,53 * \text{FRC64} + 0,23 * \text{FRC61}$$

- El compresor C556, puede emplearse como bombas de calor. De forma estable en el esquema seleccionado para la mayor ahorro consumo de vapor de 24000 lb/h, los cuales son remplazados por 566 hp de energía que entrega el compresor.
- Al optimizar la unidad el esquema seleccionado como propuesta definitiva en operación de destilación propileno para aumentar concentración se puede lograr un incremento de margen anual de 5,4 millones de dólares y en caso de realizar una integración energética con escenarios de cambio contemplados usando el compresor se genera una disminución del incremento a 3,6 millones de dólares anual, correspondiente a menor producción de propileno.

8. RECOMENDACIONES

A continuación, las recomendaciones de mayor relevancia:

- Desarrollar la ingeniería de detalle teniendo en cuenta el esquema propuesto por este proyecto y planteando condiciones de operación de acuerdo con los rangos óptimos de variabilidad propuestos por este proyecto.
- Implementar control avanzado para llevar al punto de optimización al producción y purificación de propileno.
- La sintonía del control avanzado se debe programar teniendo en cuenta las ecuaciones de regresión obtenidas en este trabajo para darle precisión al sistema durante la operación normal.
- Se debe realizar un proyecto adicional que complemente a este proyecto en darle un uso adicional al propano recuperado en el fondo.

CITAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Empresa Colombiana de Petróleos S.A. Propilco (ESENTTIA). <http://www.esenttia.co/>. Consultado: julio 2015.
- [2] Gómez M, Vargas C, Lizcano J. Petrochemical promoters in catalytic cracking. *Ciencia, Tecnología y Futuro*. 2009, vol. 3, No 5, p. 143-158.
- [3] Castro J, Lizcano J, Suarez D. Evaluación mediante simulación en PRO II de uso de T-2451 y T-2452 como "splitter" de PGR. Estudios técnicos de proyectos Ecopetrol-ICP. Piedecuesta, 2011.
- [4] Marín Ferreira A. Estudio de factibilidad de purificación de propileno en el lado frío de la unidad conocida como orthoflow en la refinería de Barrancabermeja. Universidad Industrial de Santander. Tesis de grado en ingeniería química. Bucaramanga, 2012.
- [5] Goldhammer B, Webber C, Yeung S. Future of opportunity crudes processing. *Petroleum Technology Quarterly*. 2011, Q4, p. 33-41.
- [6] Ecopetrol S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking Orthoflow. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 156-180.
- [7] Ecopetrol S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP I. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190.
- [8] Ecopetrol S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP II. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190.

- [9] McCabe W L, Smith J C, Harriott P. Operaciones unitarias en ingeniería química. McGraw-Hill, 7ed. Ciudad de México. 2007.
- [10] Aspen Tech. <http://www.aspentech.com/hysys/>. Consultado: julio 2015.
- [11] Meyers, Robert A. Handbook of petroleum refining processes. McGraw Hill 3rd edition. United States of America. 11 on may from 2003.
- [12] Richard and Coulson. Applied Processes Design Engineering. Mc Graw Hill. 2nd edition 1998.
- [13] Fuentes, Carmelo. Prácticas de laboratorio de Control de Procesos. 2002
- [14] Luyben W.L. Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control, Marcel Dekker, 2002.
- [15] Shinskey Frederic Greg. Distillation Control for Productivity and Energy Conservation. McGraw Hill 2nd edition. United States of America.
- [16] Bagajewicz, M., & Ji, S. (2001). Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I: Targeting. Industrial & Engineering Chemistry Research, 40(2), 617–626. <http://doi.org/10.1021/ie000302+>
- [17] Cheng L. I. Actualización de las especificaciones de los productos blancos del mercado de exportación de petróleos de Venezuela S.A. Tesis de grado en ingeniería de petróleos. Universidad Central de Venezuela. Caracas, 2006.

- [18] Gil, I. (2010). Análisis y simulación de procesos en estado estable y dinámico. Obtenido de http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html
- [19] HAYANC MICHAEL, Chemical process simulation and the Aspen HYSYS V 8.3 software. Capítulos 1, 2, 3. Lewisburg, 2013.
- [20] ECOPETROL S.A. (2010a). Manual de Descripción de Procesos de la Unidad cracking Orthoflow. Barrancabermeja.
- [21] ECOPETROL S.A. (2010b). Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP I. Barrancabermeja.
- [22] ECOPETROL S.A. (2010b). Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP I. Barrancabermeja.
- [23] Fahim, M. A. (2010). Fundamentals of petroleum refining. Amsterdam; London: Elsevier Science. Retrieved from <http://site.ebrary.com/id/10378873>.
- [24] Ferreira M. C., Meirelles A. J. A., Batista E. A. C. Study of the Fusel Oil Distillation Process. Industrial & Engineering Chemistry Research. 2013, 52, 2336-2351.
- [25] J01 Committee, & Active Standard ASTM NACE/ASTMG193. (2012). Terminology and Acronyms Relating to Corrosion (p. 20). ASTM International. Retrieved from <http://www.astm.org/doiLink.cgi?G193>.
- [26] Joshi, J. B., Pandit, A. B., Kataria, K. L., Kulkarni, R. P., Sawarkar, A. N., Tandon, D., ... Kumar, M. M. (2008). Petroleum Residue Upgradation via

Visbreaking: A Review. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(23), 8960–8988. <http://doi.org/10.1021/ie0710871>.

- [27] Speight, J. G. (2012). Visbreaking: A technology of the past and the future. *Scientia Iranica*, 19(3), 569–573. <http://doi.org/10.1016/j.scient.2011.12.014>.
- [28] NAVARRO LINA, ÁLVAREZ MARIO, GROSSO JORGE, NAVARRO URIEL, Separación y caracterización de resinas y asfáltenos provenientes del crudo castilla. evaluación de su interacción molecular, CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro - Vol. 2 Núm. 5 Dic. 2004, pag (44-66).
- [29] Proyectos De Crudo Pesado En Colombia, < <http://www.anh.gov.co/Sala-de-Prensa/Presentaciones/Proyectos%20de%20crudo%20pesado%20en%20Colombia.pdf> > [citado en de 13 de Junio de 2015].
- [30] SHADBAHR, J., KHOSRAVANI, L., KHORASHEH. Development of a continuous kinetic model for visbreaking reactions. *Scientia Iranica, Science Direct*, Vol. 18 pag. 465-469.
- [31] MIGUEL BAGAJEWICZ* AND SHUNCHENG JI, Rigorous procedure for the design of conventional atmospheric crude fractionation units. part i: targeting, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 40, No. 2, 2001, pag 617-626.
- [32] MEYERS, Robert, *Petroleum Refining Processes*, Mc Graw Hill, Third Edition, 2003. Pag. 123 – 454.
- [33] SHINSKEY, F. Greg, *Distillation Control*, Mc Graw Hill, Second Edition, 1997. Pag. 36 – 165.

- [34] PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Quimica, Mc Graww Hill, Sexta Edicion, Mexico 2004, Tomo 2, Paginas 11.1 – 15.48
- [35] PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Quimica, Mc Graww Hill, Sexta Edicion, Mexico 2004 Tomo 4, Paginas 22.11 – 23.18.
- [36] FUENTES, Carmelo, Manual de Prácticas de Simulación de Proceso, 2003. Universidad del Atlántico.

BIBLIOGRAFÍA

ANH Proyectos de crudo pesado en Colombia, [en línea] [citado en de 13 de Junio de 2015]. disponible en: <http://www.anh.gov.co/Sala-de-Prensa/Presentaciones/Proyectos%20de%20crudo%20pesado%20en%20Colombia.pdf> >

ASPEN Tech. [en línea] [citado el 13 julio 2015] disponible en: <http://www.aspentech.com/hysys/>.

ASTM INTERNATIONAL J01 Committee, & Active Standard ASTM NACE/ASTMG193. Terminology and Acronyms Relating to Corrosion (p. 20).. 2012 [en línea] disponible en: <http://www.astm.org/doiLink.cgi?G193>.

BAGAJEWICZ Miguel and SHUNCHENG JI, Rigorous procedure for the design of conventional atmospheric crude fractionation units. part i: targeting, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 40, No. 2, 2001, pag 617-626.

BAGAJEWICZ, M., & JI, S. Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I: Targeting. Industrial & Engineering Chemistry Research, 40(2), 2001 617–626. [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie000302+>

CASTRO J, LIZCANO J, SUAREZ D. Evaluación mediante simulación en PRO II de uso de T-2451 y T-2452 como "spliter" de PGR. Estudios técnicos de proyectos Ecopetrol-ICP. Piedecuesta, 2011.

CHENG L. I. Actualización de las especificaciones de los productos blancos del mercado de exportación de petróleos de Venezuela S.A. Tesis de grado en ingeniería de petróleos. Universidad Central de Venezuela. Caracas, 2006.

ECOPETROL S.A Manual de Descripción de Procesos de la Unidad cracking Orthoflow. Barrancabermeja. 2010^a

ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP I. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190.

ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP I. Barrancabermeja. 2010b

ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP I. Barrancabermeja. 2010b

ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking Orthoflow. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 156-180.

ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP II. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190.

EMPRESA COLOMBIANA DE PETRÓLEOS S.A. Propilco (ESENTTIA). [en línea] disponible en: <http://www.esenttia.co/>.

FAHIM, M. A. Fundamentals of petroleum refining. Amsterdam; London: Elsevier Science. 2010 [en línea] disponible en: <http://site.ebrary.com/id/10378873>.

FERREIRA M. C., MEIRELLES A. J. A., BATISTA E. A. C. Study of the Fusel Oil Distillation Process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2013, 52, 2336-2351.

FUENTES, Carmelo, *Manual de Prácticas de Simulación de Proceso*, 2003. Universidad del Atlántico.

FUENTES, Carmelo. *Prácticas de laboratorio de Control de Procesos*. 2002

GIL, I. *Análisis y simulación de procesos en estado estable y dinámico* 2010. [en línea] disponible en: http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html

GOLDHAMMER B, WEBBER C, YEUNG S. Future of opportunity crudes processing. *Petroleum Technology Quarterly*. 2011, Q4, p. 33-41.

GÓMEZ M, VARGAS C, LIZCANO J. Petrochemical promoters in catalytic cracking. *Ciencia, Tecnología y Futuro*. 2009, vol. 3, No 5, p. 143-158.

HAYANC Michael, *Chemical process simulation and the Aspen HYSYS V 8.3 software*. Capítulos 1, 2, 3. Lewisburg, 2013

JOSHI, J. B., PANDIT, A. B., KATARIA, K. L., KULKARNI, R. P., SAWARKAR, A. N., TANDON, D., ... KUMAR, M. M. Petroleum Residue Upgradation via Visbreaking: A Review. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 2008, 47(23), 8960–8988. [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie0710871>.

LUYBEN W.L. *Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control*, Marcel Dekker, 2002.

MARÍN FERREIRA A. Estudio de factibilidad de purificación de propileno en el lado frío de la unidad conocida como orthoflow en la refinería de Barrancabermeja. Universidad Industrial de Santander. Tesis de grado en ingeniería química. Bucaramanga, 2012.

McCABE W L, SMITH J C, HARRIOTT P. Operaciones unitarias en ingeniería química. McGraw-Hill, 7ed. Ciudad de México. 2007.

MEYERS, Robert A. Handbook of petroleum refining processes. McGraw Hill 3rd edition. United States of America. 11 on may from 2003.

MEYERS, Robert, Petroleum Refining Processes, Mc Graw Hill, Third Edition, 2003. Pag. 123 – 454.

NAVARRO LINA, ÁLVAREZ MARIO, GROSSO JORGE, NAVARRO URIEL, Separación y caracterización de resinas y asfáltenos provenientes del crudo castilla. evaluación de su interacción molecular, CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro - Vol. 2 Núm. 5 Dic. 2004, pag (44-66).

PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Química, Mc Graww Hill, Sexta Edicion, Mexico 2004, Tomo 2, Paginas 11.1 – 15.48

PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Química, Mc Graww Hill, Sexta Edicion, Mexico 2004 Tomo 4, Paginas 22.11 – 23.18.

RICHARD and COULSON. Applied Processes Design Engineering. Mc Graw Hill. 2nd edition 1998.

SHADBAHR, J., KHOSRAVANI, L., KHORASHEH. Development of a continuous kinetic model for visbreaking reactions. *Scientia Iranica*, Science Direct, Vol. 18 pag. 465-469.

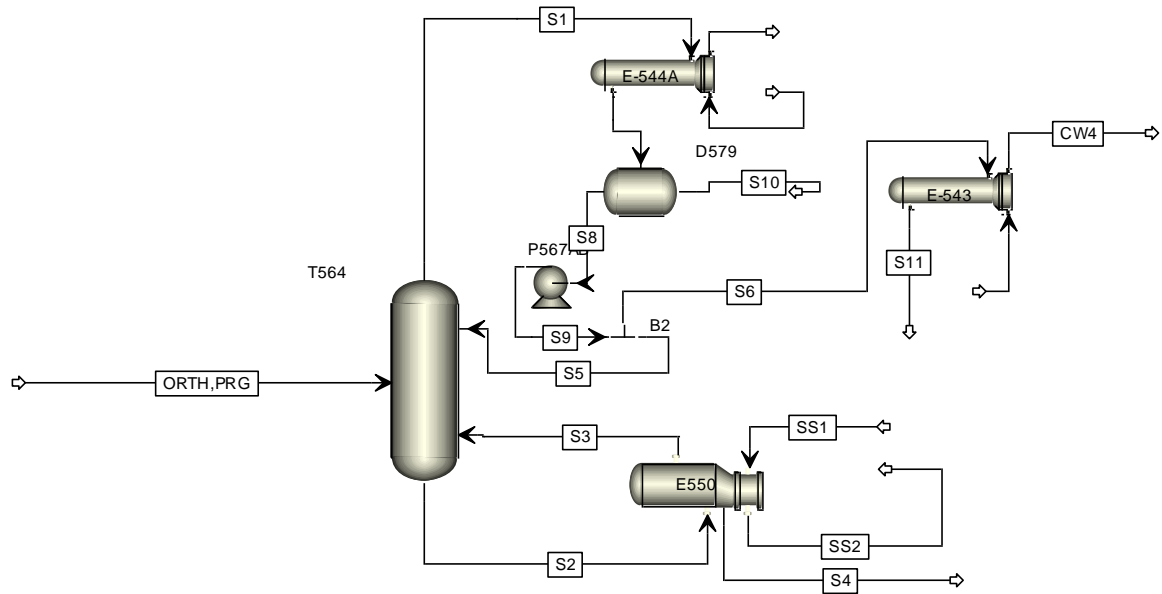
SHINSKEY FREDERIC GREG. *Distillation Control for Productivity and Energy Conservation*. McGraw Hill 2nd edition. United States of America.

SHINSKEY, F. Greg, *Distillation Control*, Mc Graw Hill, Second Edition, 1997. Pag. 36 – 165.

SPEIGHT, J. G. (). Visbreaking: A technology of the past and the future. *Scientia Iranica*, 2012 19(3), 569–573. [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.scient.2011.12.014>.

ANEXOS

Anexo A. Simulación de la torre T-564 de acuerdo con las condiciones reales de la operación.



Anexo B. Simulación del rehedidor de la torre T-564, tipo BKU.

in Flowsheet × E550 (HeatX) - EDR Browser × +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Calculation mode: Simulation

Recent Previous **Setting Plan** Tube Layout

Configuration

TEMA Type: **B** **K** **U** BKU

Tube layout option: Use existing layout Use existing layout

Location of hot fluid: Tube side Tube side

Tube OD \ Pitch: in 0,75 \ 1 0,75 \ 1

Tube pattern: 90-Square 90

Tubes are in baffle window: Set default Yes

Baffle type: Unbaffled Unbaffled

Baffle cut orientation: Set default

Default exchanger material: Carbon Steel Carbon Steel

Size

Specify some sizes for Design: Set default

Shell ID \ OD: in 44 \ 45,125 44 \ 45,125

Tube length: in 120 120

Baffle spacing center-center: in

Number of baffles: 0

Number of tube \ passes: 300 \ 2 300 \ 2

Shells in series: 1 1

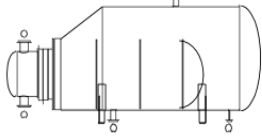
Shells in parallel: 1 1

Overall Results

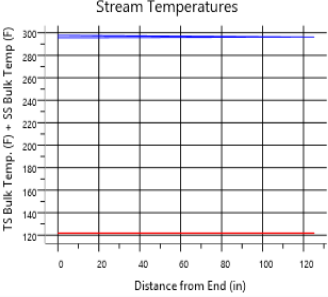
Excess surface (%): 0

Dp-ratio Shellside \ Tubeside: 0,4126 \ 0,0476

Total cost (all shells): \$1000

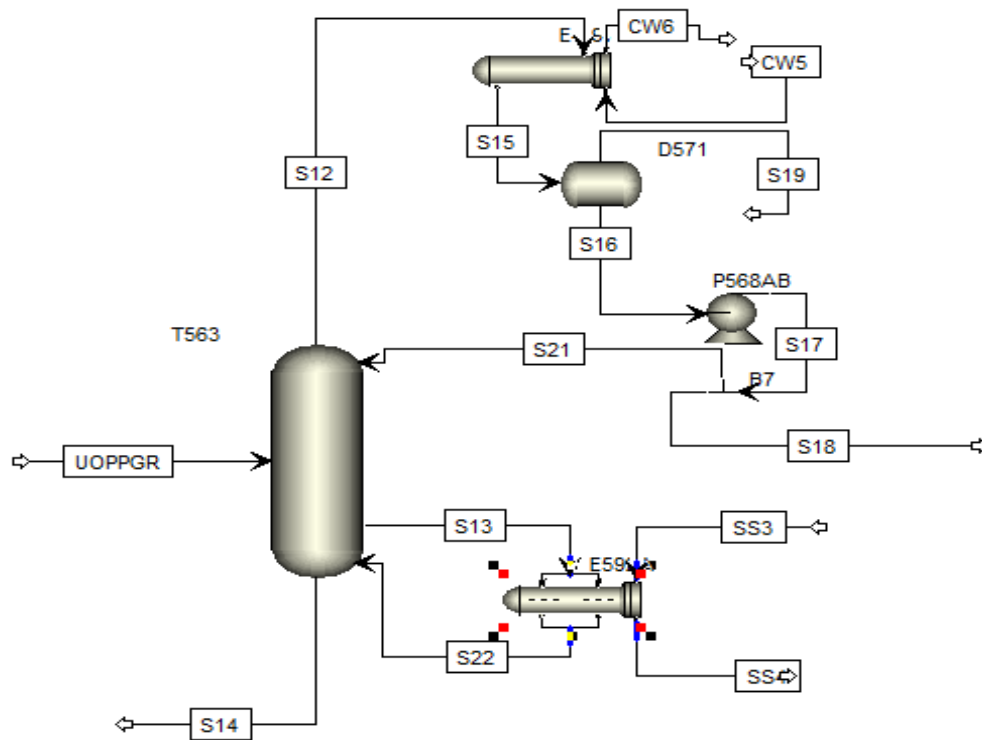


Stream Temperatures

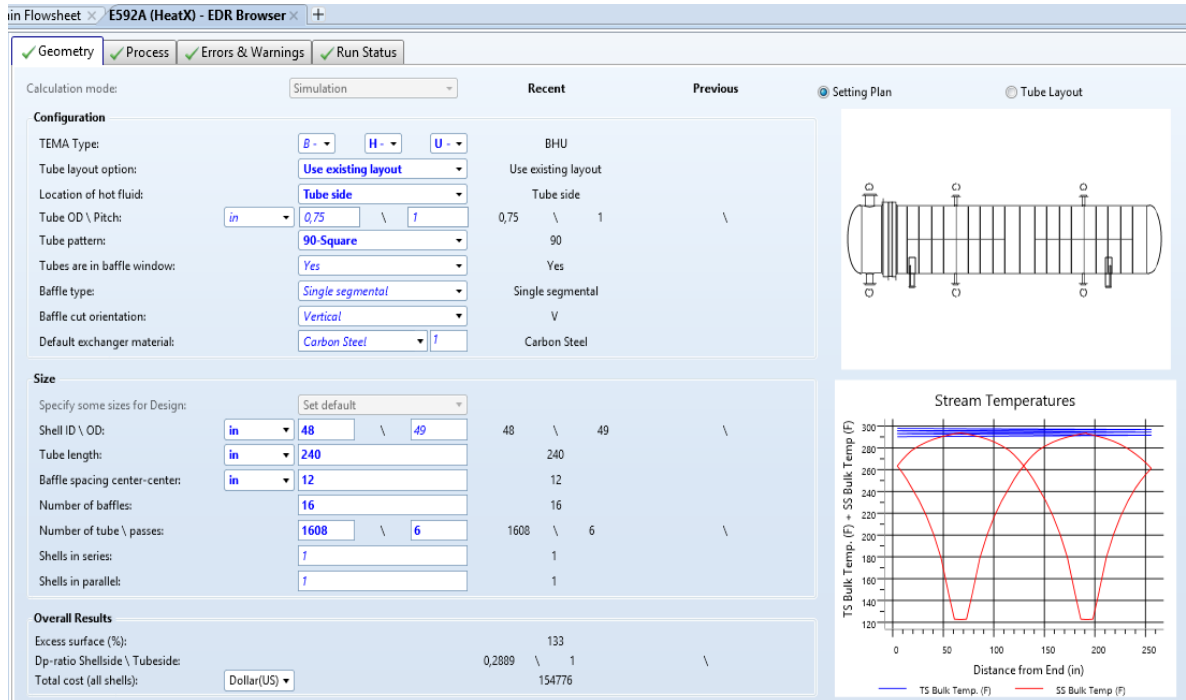


Distance from End (in)	TS Bulk Temp. (F)	SS Bulk Temp. (F)
0	300	120
120	300	120

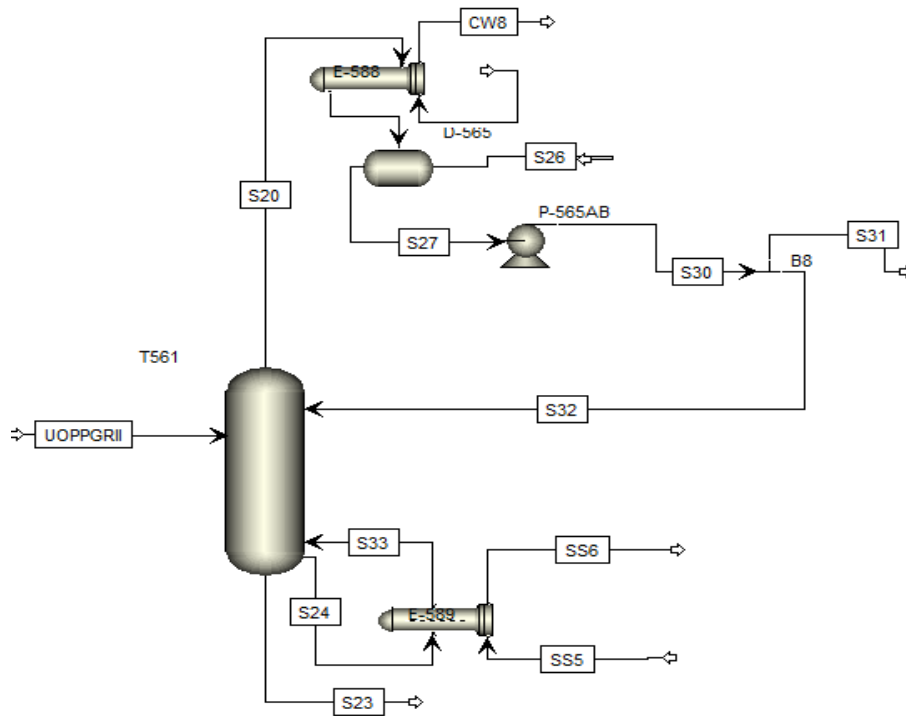
Anexo C. Simulación de la torre T-563 basados en los resultados de la T564.



Anexo D. Simulación del rehervidor de la torre T-561, tipo BKU..



Anexo E. Simulación de la torre T-561, de acuerdo con los resultados de la T564.



Anexo F. Intercambiador de calor del fondo de la torre T-561 TEMA BHU.

Flowsheet E-589 (HeatX) - EDR Browser

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Calculation mode: Simulation

Setting Plan
 Tube Layout

Configuration

TEMA Type:	B - G - U	BGU
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout
Location of hot fluid:	Tube side	Tube side
Tube OD \ Pitch:	in 0,75 \ 1	0,75 \ 1
Tube pattern:	90-Square	90
Tubes are in baffle window:	Yes	Yes
Baffle type:	Single segmental	Single segmental
Baffle cut orientation:	Vertical	V
Default exchanger material:	Carbon Steel	Carbon Steel

Size

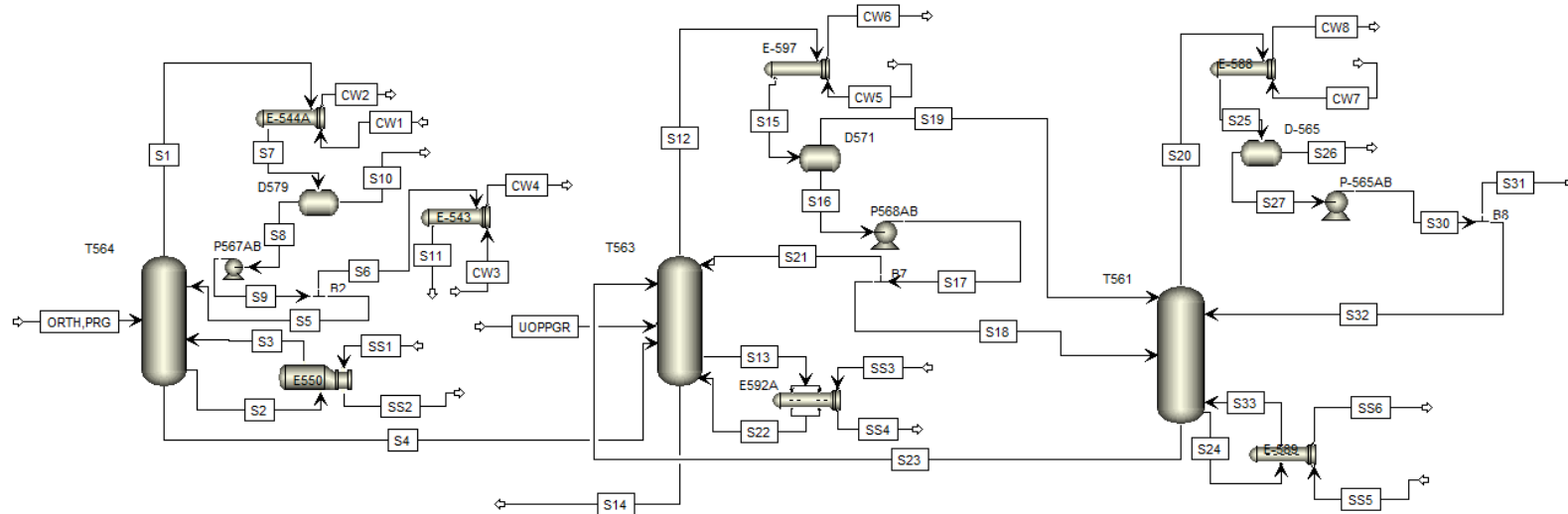
Specify some sizes for Design:	Set default	
Shell ID \ OD:	in 18 \ 18,75	18 \ 18,75
Tube length:	in 96	96
Baffle spacing center-center:	in 7	7
Number of baffles:	14	14
Number of tube \ passes:	150 \ 2	150 \ 2
Shells in series:	1	1
Shells in parallel:	1	1

Overall Results

Excess surface (%):	0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,1104 \ 1
Total cost (all shells):	Dollar(US) 22259

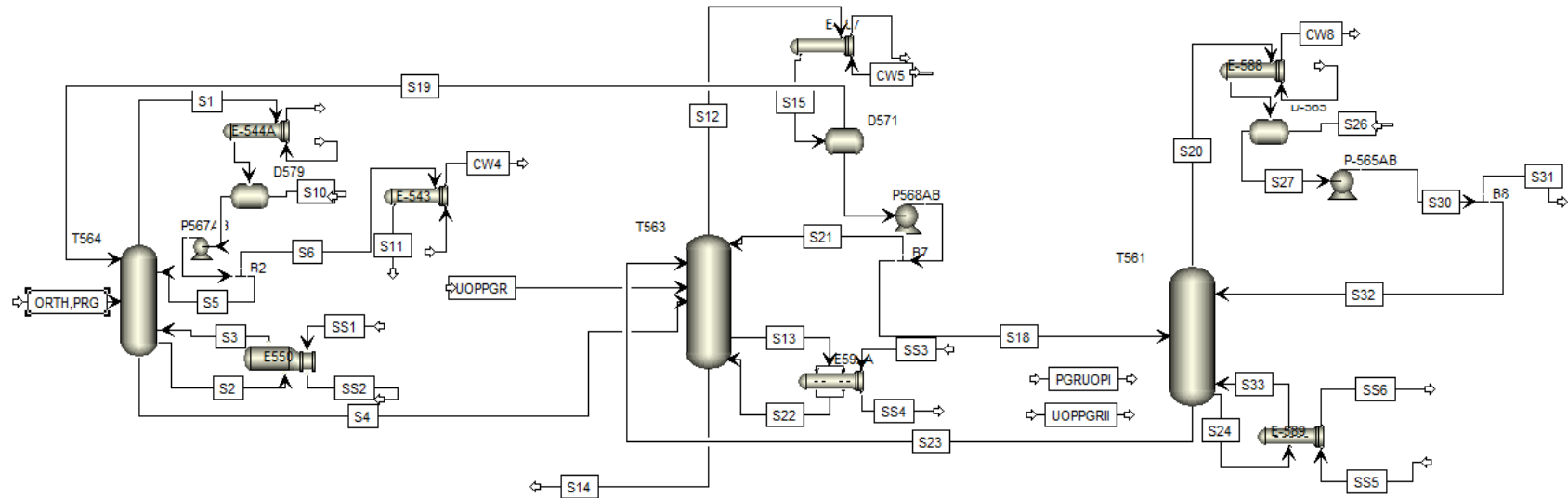
Stream Temperatures

Anexo G. Esquema (A) de destilación compleja con el orden: T564, T563 y T561 y gases y líquidos de la cima de la T563 hacia T561.



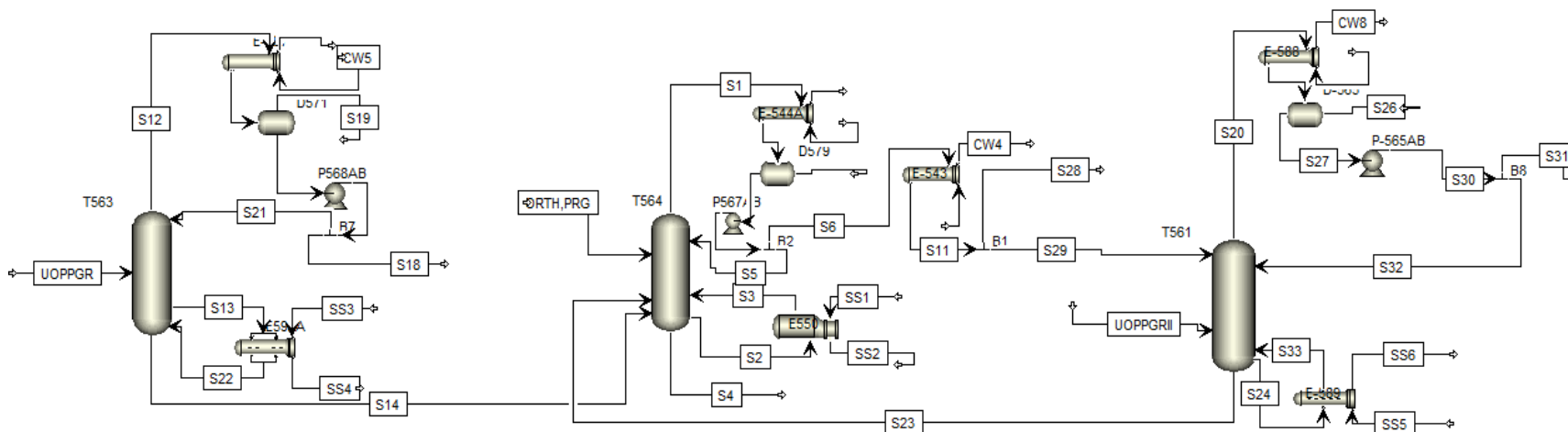
	ORTH,PRG	UOPPGR	S6	S31	S14	SS1	SS3	SS5	CW1	CW5	CW7
Temperatura, °F	103	104	104	106,3	121,3	298	298	298	79	87	89
Presión, psia	270	270	268	252	274,2	65	65	64	28	35	29
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	1	1	1	0	0	0
Entalpía, MMBtu/hr	-2,6	-4,8	0,2	-3,2	-4,3	-108,1	-113,7	-133,6	-4472,9	-2581,3	-1885,8
Flujo másico, lb/hr	10632,1	13549,9	5069,6	12405,8	6706	19000	20000	23500	655936,4	378985,5	276950,9
Flujo volumétrico, bbl/hr	63,4	81,2	24,2	74,6	48,3	126416,6	133070,1	158916,3	1877,2	1086	793,9
Liq Vol 60F, bbl/hr	58,7	75	22,3	68,5	42,9	378656,4	398585,7	468338,2	1875	1083,3	791,7
Heat Cap, Btu/lb-R	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,5	0,5	0,5	1	1	1
Viscosidad, cP	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1				0,9	0,8	0,8
Std Flow TOTAL, bbl/day											
C3E	1042,1	1176,6	694,6	1253,7	270,2	0	0	0	0	0	0
C3A	366,9	623,4	31,1	210,7	588,5	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	1303,5	1372,1	1612,2	45000	26000	19000

Anexo H. Esquema (B) de destilación compleja con el orden: T564, T563 y T561 y gases de la cima de la T563 hacia T564.



	ORTH,PRG	UOPPPGR	S6	S31	S14	SS1	SS3	SS5	CW1	CW5	CW7
Temperatura, °F	103	104	104,6	106,4	121,3	298	298	298	79	87	89
Presión, psia	270	270	268	252	274,2	65	65	64	28	35	29
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	1	1	1	0	0	0
Entalpía, MMBtu/hr	-2,6	-3,7	-0,6	-2,3	-3,3	-108,1	-108,1	-129,1	-4472,9	-2581,3	-1885,8
Flujo másico, lb/hr	10632,1	10538,8	5398,9	9787,9	5984,3	19000	19000	22700	655936,4	378985,5	276950,9
Flujo Volumétrico, bbl/hr	63,4	63,2	32,2	58,8	37,5	126416,6	126416,6	153506,4	1877,2	1086	793,9
Liq Vol 60F bbl/hr	58,7	58,3	29,7	54	33,3	378656,4	378656,4	452394,7	1875	1083,3	791,7
Heat Cap Btu/lb-R	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,5	0,5	0,5	1	1	1
Viscosidad cP	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1				0,9	0,8	0,8
Std Flow TOTAL, bbl/day											
C3E	1042,1	915,1	649,7	1006,4	301	0	0	0	0	0	0
C3A	366,9	484,9	53,5	230,5	567,9	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	1303,5	1303,5	1557,3	45000	26000	19000

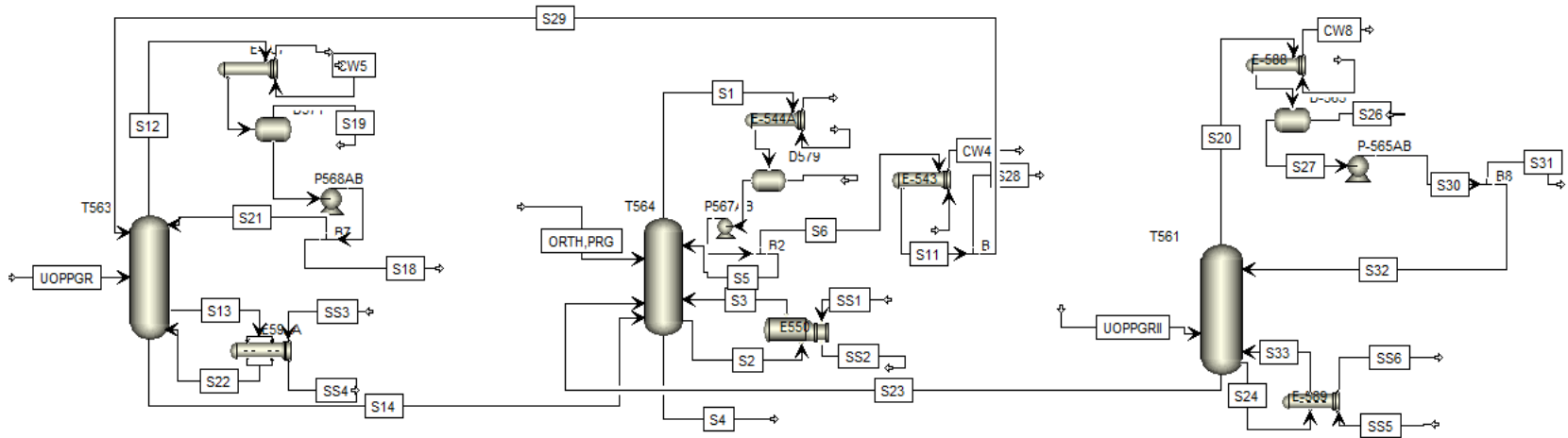
Anexo I. Esquema (C) de destilación compleja con el orden: T563, T564 y T561 y fracción de la cima de la T564 hacia la cima de la T561.



	UOPPGR	ORTH,PRG	UOPPGRII	S18	S28	S31	S4	SS1	SS3	SS5	CW1	CW5	CW7
Temperatura, F	104	103	104	101,5	102	102,3	120,1	298	298	298	87	87	87
Presión, psia	270	270	270	258	268	252	269,5	65	65	64	28	35	29
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	0	0	0
Entalpía, MMBtu/hr	-3,2	-2,8	-2,7	-0,5	-0,1	-1,4	-6,5	-125,1	-108,1	-130,8	-4472,9	-2581,3	-1290,3
Flujo másico, lb/hr	9048,4	10318,8	7527,7	5340,8	5368,9	5552,7	10632,4	22000	19000	23000	655936,4	378985,5	189492,8
Flujo Volumétrico, bbl/hr	54,2	67,5	45,1	31,6	31,2	36	70,4	146377,1	126416,6	155535,1	1877,2	1086	543,2
Vol 60F, bbl/hr	50,1	62,5	41,7	29,4	30,1	32,4	62,4	438444,2	378656,4	458373,5	1875	1083,3	541,7
Heat Cap, Btu/lb-R	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,5	0,5	0,5	1	1	1
Viscosidad, cP	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,2	0,2	0,1	0,9	0,8	0,8
Std Flow TOTAL, bbl/day													
C3E, propileno	785,7	1109,4	653,6	641,7	684,7	625,9	458	0	0	0	0	0	0
C3A, propano	416,3	390,6	346,4	63,6	38,2	91,8	1039,6	0	0	0	0	0	0
H2O, agua	0	0	0	0	0	0	0	1509,3	1303,5	1577,9	35000	26000	13000

Tabla de balance global de materiales para el escenario C

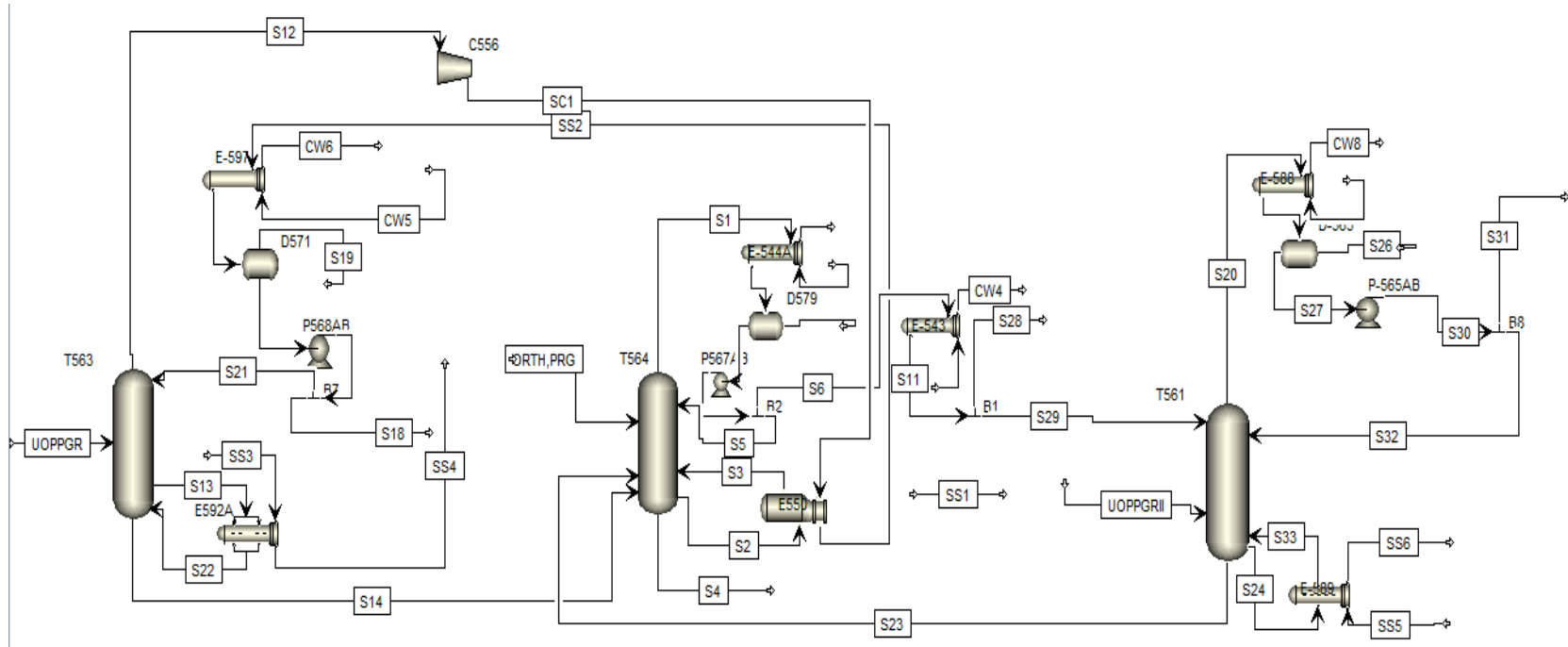
Anexo J. Esquema (D) de destilación compleja con el orden: T563, T564 y T561 y fracción de la cima de la T564 hacia la cima de la T563.



	UOPPGR	ORTH,PRG	UOPPGR II	S18	S28	S31	S4	SS1	SS3	SS5	CW1	CW5	CW7
Temperatura, °F	104	103	104	101,5	102	102,3	120,1	298	298	298	79	87	89
Presión, psia	270	270	270	258	268	252	269,5	65	65	64	28	35	29
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	0	0	0
Entalpía, MMBtu/hr	-3,2	-2,8	-2,7	-0,3	-0,1	-1,6	-6,5	-125,1	-108,1	-130,8	-4472,9	-2581,3	-1290,3
Flujo másico, lb/hr	9048,4	10318,8	7527,7	5432,3	4929,1	5023,7	11508,3	22000	19000	23000	655936,4	378985,5	189492,8
Flujo Vol., bbl/hr	54,2	67,5	45,1	32,1	29,2	35,9	72	146377,1	126416,6	155535,1	1877,2	1086	543,2
Liq Vol 60F, bbl/hr	50,1	62,5	41,7	29,9	27,1	33,3	64	438444,2	378656,4	458373,5	1875	1083,3	541,7
Heat Cap, Btu/lb-R	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,5	0,5	0,5	1	1	1
Viscosidad, cP	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1					0,9	0,8	0,8
Std Flujo TOTAL, bbl/day													
C3E	785,7	1109,4	653,6	643,1	603,3	575,4	726,7	0	0	0	0	0	0
C3A	416,3	390,6	346,4	73,6	46,5	123,3	809,9	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0		1509,3	1303,5	1577,9	45000	26000	13000

Tabla de balance de materiales global para el escenario D

Anexo K. Simulación de la propuesta de integración energética utilizando el compresor C556 como bomba de calor.



Anexo L. Balance global de componentes de la simulación usando un compresor como bomba de calor.

	ORTH,PRG	UOPPGR	UOPPGRII	S18	S28	S31	SC1	SS2	CW1	CW5	CW7	SS3	SS5
Temperatura, °F	103	104	104	102,9	102	102,3	199,2	163,7	79	87	89	298	298
Presión psia	270	270	270	258	268	252	512	511,4	28	35	29	65	64
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	0	1	0,274	0	0	0	1	1
Entalpía, MMBtu/hr	-1,7	-3,2	-2,7	-0,5	-0,1	-0,7	2,3	-1,3	-4472,9	-2581,3	-1290,3	-108,1	-130,8
Flujo Másico, lb/hr	6791,3	9033,3	7527,7	5374,8	2437,9	4243,3	39813,2	39813,2	655936,4	378985,5	189492,8	19000	23000
*** VAPOR PHASE ***													
Flujo Vol. cuft/hr							8546,6	1707,3				126416,6	155535,1
Vap StdVol 0C cuft/hr							337645,8	92386,9				378656,4	458373,5
Heat Cap Btu/lb-R							0,7	2,2				0,5	0,5
Densidad, lb/cuft							4,7	6,4				0,2	0,1
*** LIQUID PHASE ***													
Flujo Vol. bbl/hr	40,5	54,1	45,1	31,9	14,4	25,2		207,1	1877,2	1086	543,2		
Liq Vol 60F bbl/hr	37,5	50	41,7	29,6	13,4	23,4		159,2	1875	1083,3	541,7		
Heat Cap Btu/lb-R	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7		0,9	1	1	1		
*** DRY TOTAL ***													
Gravidad Espef, 60F	0,518	0,517	0,517	0,52	0,521	0,519	0,52	0,52					
*** ALL PHASES ***													
Std Flow TOTbbl/day													
C3E	665,6	784,4	653,6	614,2	291,7	450,2	4549,9	4549,9	0	0	0	0	0
C3A	234,4	415,6	346,4	95,6	29,9	111,2	707,8	707,8	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	45000	26000	13000	1303,5	1577,9

Anexo M. Análisis de sensibilidad y análisis estadístico de concentración de propileno para el caso (C) seleccionado

Resumen estadístico para la correlación de producción de propileno.

<i>Estadísticas de la regresión</i>	
Coeficiente de correlación múltiple	0,95848767
Coeficiente de determinación R ²	0,91869862
R ² ajustado	0,91028813
Error típico	0,00968056
Observaciones	65

ANÁLISIS DE VARIANZA

	<i>Grados de libertad</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Valor crítico de F</i>
Regresión	6	0,06141917	0,01023653	109,2325	9,7544E-30
Residuos	58	0,00543537	9,3713E-05		
Total	64	0,06685454			

	<i>Coeficientes</i>	<i>Error típico</i>	<i>Estadístico t</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Inferior 95%</i>	<i>Superior 95%</i>
Intercepción	-0,3873675	0,04991557	-7,7604564	1,5452E-10	-0,4872844	-0,2874507
Variable X 1	9,5731E-06	3,4529E-06	2,7724833	0,00746737	2,6614E-06	1,6485E-05
Variable X 2	2,2544E-05	4,0306E-06	5,59320823	6,3171E-07	1,4476E-05	3,0612E-05
Variable X 3	1,1942E-05	4,0304E-06	2,96284067	0,0044143	3,8737E-06	2,0009E-05
Variable X 4	0,51400967	0,03457165	14,8679526	1,9117E-21	0,44480699	0,58321235
Variable X 5	0,57546449	0,0345685	16,6470769	9,2582E-24	0,50626812	0,64466086
Variable X 6	0,2995185	0,02890278	10,3629635	8,1445E-15	0,24166329	0,3573737

Anexo N. Análisis de sensibilidad y análisis estadístico de la producción de propileno para el caso (C) seleccionado

<i>Estadísticas de la regresión</i>	
Coeficiente de correlación múltiple	0,98954009
Coeficiente de determinación R ²	0,97918959
R ² ajustado	0,97703679
Error típico	47,9606921
Observaciones	65

ANÁLISIS DE VARIANZA

	<i>Grados de libertad</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Valor crítico de F</i>
Regresión	6	6277474,92	1046245,82	454,844401	7,5848E-47
Residuos	58	133413,223	2300,22799		
Total	64	6410888,15			

	<i>Coeficientes</i>	<i>Error típico</i>	<i>Estadístico t</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Inferior 95%</i>	<i>Superior 95%</i>
Intercepción	14377,8246	247,298243	58,1396148	4,0521E-53	13882,8034	14872,8458
Variable X 1	-0,01910517	0,01710686	-1,11681349	0,26867932	-0,05334827	0,01513793
Variable X 2	0,02432049	0,01996874	1,21792788	0,22818294	-0,01565129	0,06429226
Variable X 3	0,02220175	0,01996813	1,11185947	0,27078616	-0,0177688	0,0621723
Variable X 4	-6545,89931	171,279408	-38,2176667	8,0197E-43	-6888,75229	-6203,04632
Variable X 5	-5061,99018	171,2638	-29,5566849	1,1578E-36	-5404,81192	-4719,16844
Variable X 6	-2833,38385	143,193963	-19,7870342	1,8063E-27	-3120,01771	-2546,74999