



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**“DESARROLLO DE UN NUEVO DISEÑO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA DE CRUDO EXISTENTE APLICANDO TÉCNICAS DE ANÁLISIS DEL
PUNTO DE PLIEGUE”**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

JOSÉ LUIS SILVA SANTIAGO



MÉXICO, D.F.

2015



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Profesor: **ANTONIO VALIENTE BALDERAS**

VOCAL: Profesor: **MARTÍN RIVERA TOLEDO**

SECRETARIO: Profesor: **JUAN MANUEL ANZALDO TREJO**

1er. SUPLENTE: Profesor: **CARLOS ÁLVAREZ MACIEL**

2do. SUPLENTE: Profesor: **ILEANA RODRÍGUEZ CASTAÑEDA**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

ASESOR DEL TEMA:

ING. JUAN MANUEL ANZALDO TREJO

SUSTENTANTE (S):

JOSÉ LUIS SILVA SANTIAGO

CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN	8
2	DESTILACIÓN	9
2.1	CONCEPTOS DE EQUILIBRIO	11
2.2	EQUILIBRIO DE FASES	11
2.3	ECUACIONES DE ESTADO	12
2.4	MÉTODOS APROXIMADOS DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE	13
2.5	SIMULACIÓN DE PROCESOS DE DESTILACIÓN	14
2.6	ECUACIONES MESH (FORMULACIÓN 2C + 3)	14
2.7	ANÁLISIS DE GRADOS DE LIBERTAD	16
2.8	SOLUCIONES DE LAS ECUACIONES MESH	18
2.9	MÉTODOS NUMÉRICOS	19
2.10	MÉTODOS PARA LA RESOLUCIÓN DE LAS ECUACIONES MESH	20
3	EL PETRÓLEO	21
3.1	PROPIEDADES DEL PETRÓLEO CRUDO	23
3.2	CURVAS DE DESTILACIÓN	28
3.3	PRINCIPALES FRACCIONES DEL CRUDO	31
3.4	PSEUDOCOMPONENTES	34
3.5	ENSAYO DE CRUDO	36
4	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	37
4.1	DESALADO	37
4.2	TREN DE PRECALENTAMIENTO Y CALENTADOR A FUEGO DIRECTO	37
4.3	VAPOR DE AGOTAMIENTO	38
4.4	OVERFLASH	39
4.5	EXTRACCIONES DE CALOR (PUMPAROUND Y PUMPBACK)	40
4.6	AGOTADORES LATERALES	42
4.7	PRESIÓN	43
5	ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE (PINCH)	44
5.1	EXTRACCIÓN DE DATOS	46
5.2	CONSTRUCCIÓN DE LAS CURVAS COMPUESTAS	46
5.3	EL PRINCIPIO DEL PUNTO DE PLIEGUE	48
5.4	MÉTODO DE LA TABLA PROBLEMA	49
5.5	GRAN CURVA COMPUESTA	52
5.6	SERVICIOS MÚLTIPLES	53
6	DISEÑO DE TORRES DE DESTILACIÓN DE CRUDO USANDO ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE	56
6.1	DESCOMPOSICIÓN DE COLUMNAS COMPLEJAS	56
6.2	MECANISMOS DE VAPORIZACIÓN	58
6.3	ACOPLAMIENTO TÉRMICO	60
6.4	ANÁLISIS PINCH A SISTEMAS DE DESTILACIÓN	62

7	PROCEDIMIENTO DE DISEÑO DE SISTEMAS DE DESTILACIÓN DE CRUDO	64
8	CASO DE ESTUDIO	68
8.1	DATOS DE LA TORRE DE DESTILACIÓN AS.....	68
8.2	SIMULACIÓN DE LA TORRE AS (CASO BASE).....	71
8.3	CONVERSIÓN A UNA SERIE DE COLUMNAS SENCILLAS (SERIE 1).....	86
8.4	SUSTITUCIÓN DEL VAPOR DE AGOTAMIENTO POR REHERVIDORES.....	95
8.4.1	TORRE A.....	96
8.4.2	TORRE B.....	96
8.4.3	TORRE C.....	96
8.4.4	TORRE D.....	98
8.4.5	TORRE E.....	99
8.5	FUSIÓN DE LA NUEVA COLUMNA COMPLEJA	100
8.6	PRUEBAS DE ACOPLAMIENTO TÉRMICO	104
8.6.1	ACOPLAMIENTO E-D.....	104
8.6.2	ACOPLAMIENTO C-D.....	105
8.6.3	ACOPLAMIENTO B-C.....	106
8.6.4	ACOPLAMIENTO A-B.....	107
8.7	DISEÑO FINAL	110
8.8	COSTOS OPERATIVOS.....	114
9	CONCLUSIONES	119
10	BIBLIOGRAFÍA.....	121
11	ANEXO.....	123

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1: ECUACIONES DE ESTADO PRINCIPALES (HENLEY & SEADER, 2000)	13
TABLA 2: NÚMERO DE ECUACIONES PARA UNA ETAPA DE EQUILIBRIO. (GREEN & PERRY, 2008)	16
TABLA 3: NÚMERO DE VARIABLES EN UNA ETAPA DE EQUILIBRIO. (GREEN & PERRY, 2008)	17
TABLA 4: TIPO DE CRUDO SEGÚN SU GRAVEDAD ESPECÍFICA. (KAYODE COKER, 2010)	24
TABLA 5: CURVAS DE DESTILACIÓN Y SU APLICACIÓN PRINCIPAL PARA PETRÓLEO CRUDO O SUS FRACCIONES. (KAYODE COKER, 2010)	31
TABLA 6: RANGO DE EBULLICIÓN Y PRINCIPALES USOS DE LAS FRACCIONES DEL PETRÓLEO. (KAYODE COKER, 2010)	33
TABLA 7: COMPUESTOS HIPOTÉTICOS PARA CADA RANGO DE PUNTO DE EBULLICIÓN. (CHANG, PASHIKANTI, & LIU, 2012)	35
TABLA 8: INFORMACIÓN EXTRAÍDA PARA EL ANÁLISIS PINCH.	46
TABLA 9: TEMPERATURAS DE INTERVALO ORDENADAS DE FORMA DECRECIENTE.	50
TABLA 10: CONSTRUCCIÓN DE LA CASCADA DE CALOR.	52
TABLA 11: FLUJOS DE LOS PRODUCTOS DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA AS.	68
TABLA 12: CONDICIONES PRINCIPALES DE LA TORRE DE DESTILACIÓN AS	70
TABLA 13: CARGAS TÉRMICAS DE LA TORRE AS	70
TABLA 14: GEOMETRÍA Y HETP DE VARIOS EMPAQUE ESTRUCTURADOS. (PETERS, TIMMERHAUS, & WEST, 2004)	71
TABLA 15: EQUIVALENCIA DEL EMPAQUE ESTRUCTURADO A PLATOS TEÓRICOS.	72
TABLA 16: EFICIENCIA DE PLATOS PERFORADOS Y PLATOS DE CAPUCHA DE BURBUJEJO. (KAYODE COKER, 2010)	72
TABLA 17: UBICACIÓN DE LAS CONEXIONES REALES Y LAS CONEXIONES “TEÓRICAS”	74
TABLA 18: CARGA TÉRMICA TOTAL DE LOS PUMPAROUND.	76
TABLA 19: DATOS DE LOS PUMPAROUND.	76
TABLA 20: CONDICIONES DEL VAPOR DE AGOTAMIENTO.	77
TABLA 21: COMPARATIVA TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN D86 DE LA TORRE COMPLEJA	81
TABLA 22: VALIDACIÓN TÉRMICA DE LA SIMULACIÓN DEL DISEÑO ORIGINAL	82
TABLA 23: DATOS DE CORRIENTES PARA CREAR LA GCC DEL CASO BASE.	82
TABLA 24: SERVICIOS MÍNIMOS PARA EL CASO BASE.	83
TABLA 25: FLUJOS DE VAPOR DE AGOTAMIENTO	84
TABLA 26: TABLA DE VAPOR A 18.86 KG/CM ² ABS.	85
TABLA 27: PLATOS DE CONEXIÓN A AGOTADOR	86
TABLA 28: PLATOS Y CONDICIONES DE CADA COLUMNA SENCILLA.	88
TABLA 29: COMPARATIVA TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN D86 DE LA SERIE 1.	91
TABLA 30: DATOS DE CORRIENTES PARA CREAR LA GCC DE LA SERIE 1.	92
TABLA 31: SERVICIOS MÍNIMOS PARA LA SERIE DE COLUMNAS 1.	93
TABLA 32: UBICACIÓN DE LAS CONEXIONES REALES Y FINALES.	101
TABLA 33: DATOS DE LOS PUMPAROUND A, B, C, D.	101
TABLA 34: SERVICIOS MÍNIMOS PARA LA NUEVA TORRE COMPLEJA.	103
TABLA 35: DATOS DEL PUMPAROUND D.	105
TABLA 36: DATOS DEL PUMPAROUND C.	106
TABLA 37: DATOS DEL PUMPAROUND B.	107
TABLA 38: DATOS DEL PUMPAROUND A.	108
TABLA 39: COMPARATIVA TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN D86 DEL NUEVO DISEÑO.	112
TABLA 40: COMPARATIVA DE CARGAS TÉRMICAS POR DISEÑO	113
TABLA 41: COSTO DE UTILITIES.	114
TABLA 42: DISMINUCIÓN DE LOS SERVICIOS Y EL COSTO OPERATIVO ENTRE EL DISEÑO ORIGINAL Y EL DISEÑO FINAL.	118

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

ILUSTRACIÓN 1: REPRESENTACIÓN TEÓRICA DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN. (GREEN & PERRY, 2008).....	10
ILUSTRACIÓN 2: (A) ETAPA DE EQUILIBRIO, (B) TORRE MULTITAPA. (GREEN & PERRY, 2008).....	14
ILUSTRACIÓN 3: COMPARACIÓN ENTRE LAS CURVAS DE DESTILACIÓN ASTM, TBP Y EFV PARA EL QUEROSENO. (GREEN & PERRY, 2008).....	30
ILUSTRACIÓN 4: CURVA TBP DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA. (SURINDER, 2003)	32
ILUSTRACIÓN 5: REPRESENTACIÓN GRÁFICA DEL 'GAP' O DESFASE. (WAUQUIER, 2004).....	34
ILUSTRACIÓN 6: REPRESENTACIÓN GRÁFICA DEL 'OVERLAP' O TRASLAPE. (WAUQUIER, 2004).....	34
ILUSTRACIÓN 7: CURVA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA TBP CON LA REPRESENTACIÓN DE LOS PSEUDO COMPONENTES. (KAYODE COKER, 2010)	35
ILUSTRACIÓN 8: DESTILACIÓN DE CRUDO ATMOSFÉRICA. (GARY & HANDWERK, 2001)	38
ILUSTRACIÓN 9: COMPARACIÓN DEL REFLUJO INTERNO QUE PROVEE CADA MÉTODO. (GREEN & PERRY, 2008).....	42
ILUSTRACIÓN 10: DIAGRAMA TEMPERATURA VS ENTALPÍA DE UN INTERCAMBIADO PROCESO-PROCESO.	46
ILUSTRACIÓN 11: CURVAS COMPUESTA CALIENTE (ROJA) Y CURVA COMPUESTA FRÍA (AZUL).....	47
ILUSTRACIÓN 12: CURVAS COMPUESTAS CALIENTE Y FRÍAS SUPERPUSTAS.....	48
ILUSTRACIÓN 13: TRANSFERENCIA DE CALOR A TRAVÉS DEL 'PINCH'	49
ILUSTRACIÓN 14: CURVAS COMPUESTAS Y GRAN CURVA COMPUESTA.	52
ILUSTRACIÓN 15: GRAN CURVA COMPUESTA CON DIFERENTES NIVELES DE SERVICIOS.	54
ILUSTRACIÓN 16: GRAN CURVA COMPUESTA CON 'POCKET' O BOLSILLO.	55
ILUSTRACIÓN 17: EQUIVALENCIA ENTRE UNA TORRE COMPLEJA CON AGOTADOR LATERAL Y UNA SERIE DE COLUMNAS SIMPLES. (LIEBMANN, 1996)	57
ILUSTRACIÓN 18: DESCOMPOSICIÓN DE UNA COLUMNA COMPLEJA EN UNA SERIE DE COLUMNAS SIMPLES. (LIEBMANN, 1996) ..	58
ILUSTRACIÓN 19: COMPARACIÓN DE LA VAPORIZACIÓN GENERADA POR VAPOR DE AGOTAMIENTO Y REHERVIDORES. (LIEBMANN , DHOLE, & JOBSON, 1998).....	59
ILUSTRACIÓN 20: COLUMNAS SIN ACOPLAMIENTO TÉRMICO (A), COLUMNAS CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO (B) Y COLUMNAS CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO PARCIAL (C). (LIEBMANN , DHOLE, & JOBSON, 1998).....	61
ILUSTRACIÓN 21: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA TORRE UNA TORRE DE DESTILACIÓN COMPLEJA. (LIEBMANN, 1996)	63
ILUSTRACIÓN 22: METODOLOGÍA PARA LA OPTIMIZACIÓN DE UNA COLUMNA COMPLEJA DE DESTILACIÓN DE CRUDO.....	67
ILUSTRACIÓN 23: ESQUEMA DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA AS.	69
ILUSTRACIÓN 24: CONVERSIÓN DE LOS INTERNOS DE LA TORRE AS PARA LA SIMULACIÓN.	73
ILUSTRACIÓN 25: MONITOR DE LA TORRE AS EN ASPEN HYSYS®	78
ILUSTRACIÓN 26: SIMULACIÓN DE LA TORRE AS EN ASPEN HYSYS®.....	81
ILUSTRACIÓN 27: GRAN CURVA COMPUESTA DEL CASO BASE	83
ILUSTRACIÓN 28: SERIE DE COLUMNAS.....	87
ILUSTRACIÓN 29: SIMULACIÓN DE LA SERIE 1 EN ASPEN HYSYS®	89
ILUSTRACIÓN 30: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE 1.....	93
ILUSTRACIÓN 31: TORRE COMPLEJA FUSIONADA A PARTIR DE LA SERIE DE COLUMNAS SENCILLAS.....	102
ILUSTRACIÓN 32: SIMULACIÓN DE LA NUEVA TORRE COMPLEJA.....	103
ILUSTRACIÓN 33: GCC SIN TREN DE PRECALENTAMIENTO NI HORNO.	112

ÍNDICE DE ECUACIONES

ECUACIÓN 1.....	12
ECUACIÓN 2.....	12
ECUACIÓN 3.....	15
ECUACIÓN 4.....	15
ECUACIÓN 5.....	15
ECUACIÓN 6.....	15
ECUACIÓN 7.....	15
ECUACIÓN 8.....	16
ECUACIÓN 9.....	25
ECUACIÓN 10.....	25
ECUACIÓN 11.....	45
ECUACIÓN 12.....	45
ECUACIÓN 13.....	50
ECUACIÓN 14.....	71
ECUACIÓN 15.....	76
ECUACIÓN 16.....	79
ECUACIÓN 17.....	84

ÍNDICE DE GRÁFICAS

GRÁFICA 1: SERVICIOS TOTALES VS VAPOR DE AGOTAMIENTO - TORRE C.....	97
GRÁFICA 2: SERVICIOS TOTALES VS VAPOR DE AGOTAMIENTO - TORRE D.....	98
GRÁFICA 3: SERVICIOS TOTALES VS VAPOR DE AGOTAMIENTO - TORRE E.....	99
GRÁFICA 4: SERVICIOS TOTALES VS CARGA TÉRMICA DE PA_D.....	105
GRÁFICA 5: SERVICIOS TOTALES VS CARGA TÉRMICA DE PA_D.....	106
GRÁFICA 6: SERVICIOS TOTALES VS CARAG TÉRMICA DE PA_B.....	107
GRÁFICA 7: SERVICIOS TOTALES VS CARAG TÉRMICA DE PA_A.....	108
GRÁFICA 8: CARGAS TÉRMICAS POR DISEÑO.....	116
GRÁFICA 9: COSTO OPERATIVO POR DISEÑO.....	117

ACRÓNIMOS Y SIGLAS

API	AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE
ASTM	AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS
RIAMA	REFINERÍA INGENIERO ANTONIO M. AMOR
GCC	GRAN CURVA COMPUESTA
TIE	TEMPERATURA INICIAL DE EBULLICIÓN
TFE	TEMPERATURA FINAL DE EBULLICIÓN
TIR	TASA INTERNA DE RETORNO
VPN	VALOR PRESENTE NETO



1 INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas ha existido una creciente preocupación sobre el consumo de energía, debido a que el costo de ella se ha ido incrementando. Enfocando este tema al sector de la transformación de las materias primas, los procesos han ido cambiando de tal forma que se pueda aprovechar de una mejor manera el consumo de la energía que se requiere para llevar a cabo estos procesos.

Han existido muchos cambios en el diseño de los procesos para hacerlos energéticamente más eficientes, en especial en los procesos de destilación del petróleo crudo, ya que es uno de los mayores consumidores de energía dentro de una refinería. El análisis del punto de pliegue o análisis 'pinch' es uno de los métodos que logra maximizar el uso eficiente de la energía que contiene el proceso y minimizar la energía de fuentes externas (servicios de calentamiento y enfriamiento).

Debido a lo anterior, el objetivo del presente trabajo es realizar modificaciones de diseño a una torre de destilación de crudo atmosférica existente, aplicando técnicas de análisis del punto de pliegue, para generar un diseño energéticamente más eficiente que el diseño original. Este nuevo diseño tendrá un menor costo operativo.

A continuación, se presentan los temas sobre los cuales se fundamenta este trabajo, con la intención de dar un panorama general y sentar las bases para el desarrollo del mismo. Se comienza por explicar el proceso de destilación, así como los métodos de cálculo, haciendo énfasis en los métodos rigurosos. Después, se habla sobre el petróleo, sus principales propiedades y la forma en que se caracteriza esta mezcla tan compleja. Así mismo, se da un repaso sobre el análisis del punto de pliegue y se enfoca principalmente hacia la gran curva compuesta, la cuál será la técnica principal para la optimización energética. Finalmente, se presenta un método (Liebmann, 1996) para obtener un diseño optimizado de una torre de destilación.



2 DESTILACIÓN

Las operaciones de separación logran su objetivo con la creación de dos o más zonas coexistentes que difieren en temperatura, presión, composición y/o fase. Cada especie molecular en la mezcla responde de manera única a las condiciones de estas zonas. Mientras el sistema se desplaza al equilibrio, cada especie establece una concentración diferente en cada zona, y esto resulta en la separación entre las especies.

La destilación es una operación de separación de uno o varios componentes presentes en una mezcla líquida o gaseosa, mediante la vaporización (calentamiento) o condensación (enfriamiento) de la mezcla original.

La destilación utiliza fase vapor y fase líquida prácticamente a la misma temperatura y presión en las zonas coexistentes. Se utilizan varios dispositivos como platos, empaque aleatorio o empaque estructurado para poner en contacto a las fases. Los platos son colocados uno encima del otro y encerrados en una coraza cilíndrica para formar una columna o torre. Los empaques también son contenidos generalmente en una columna con platos de contención.

El material de alimentación, el cual se separará en fracciones, se introduce en uno o más puntos a lo largo de la columna. Debido a la diferencia de densidades entre las fases líquida y vapor, la fase líquida desciende por la columna en forma de cascada de un plato a otro, mientras que el vapor asciende por la columna teniendo contacto con el líquido en cada plato.

El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un rehervidor para proveer vapor que será enviado de regreso a la columna. El remanente del líquido en el fondo de la columna se le conoce como fondos o producto de fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa en el condensador. Parte de este líquido se regresa a la columna como reflujo que será el líquido que desciende por la columna. El remanente de la corriente superior se obtiene como destilado o producto de domo. En algunos



casos solo parte del vapor se condensa para que se pueda obtener una corriente de vapor producto.

El patrón de flujo global en una columna de destilación provee contacto a contracorriente de las corrientes líquidas y vapor en todos los platos a lo largo de la columna. Las fases líquido y vapor en un plato se aproximan al equilibrio de presión, temperatura y composición en base a la eficiencia del plato de contacto.

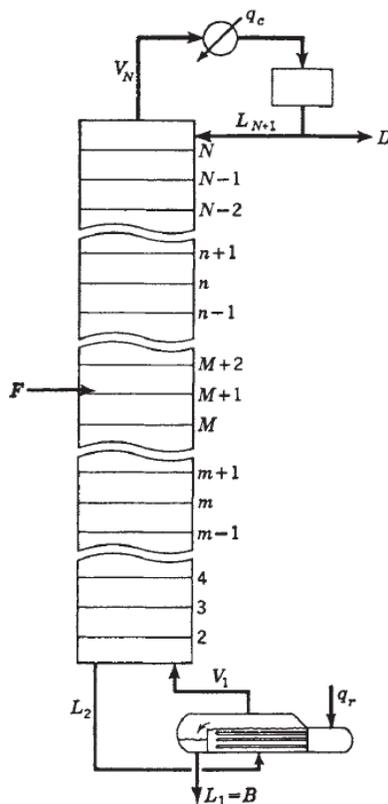


ILUSTRACIÓN 1: REPRESENTACIÓN TEÓRICA DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN. (GREEN & PERRY, 2008)

Los compuestos más ligeros (puntos de ebullición más bajos) tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los compuestos pesados (puntos de ebullición más altos) se concentran en la fase líquida. El resultado es una fase vapor que se enriquece de compuestos ligeros a medida que asciende por la columna, y una fase líquida que se enriquece de compuestos pesados mientras descende. La separación global lograda entre el destilado y los fondos depende



principalmente de las volatilidades relativas de los compuestos, el número de platos de contacto en cada sección de la columna, y de la razón entre el flujo de líquido y flujo de vapor en cada sección de la columna.

Si la alimentación se introduce en un punto a lo largo de la columna, se divide en una sección superior llamada sección de rectificación, y una sección inferior llamada sección de agotamiento.

En la operación convencional de destilación, la energía requerida para separar a las especies se añade en forma de calor empleando un rehervidor en el fondo de la columna, zona en donde la temperatura es mayor. Esto usualmente resulta en una gran cantidad de energía requerida y eficiencias termodinámicas globales muy bajas, especialmente si el calor que se remueve en el condensador se desperdicia.

2.1 CONCEPTOS DE EQUILIBRIO

Los procesos de transferencia que tienen lugar en una columna de destilación real son interacciones entre las propiedades de equilibrio termodinámico de las fases de la mezcla, velocidades de transferencia de calor y masa en la intrafase e interfase y flujos multifase. El modelo de etapa de equilibrio considera que el vapor y líquido que dejan cada etapa están en equilibrio termodinámico entre ellos. Esto es necesario para que con las relaciones de equilibrio termodinámico de fases se pueda determinar la temperatura y composición de las corrientes de equilibrio a una presión dada. Una columna teórica compuesta de etapas de equilibrio está diseñada para lograr la separación especificada para la columna real. El número de etapas de equilibrio teóricas se convierte en el número de etapas reales por medio de la eficiencia de las etapas.

2.2 EQUILIBRIO DE FASES

Para una mezcla binaria, la presión y temperatura fijan las composiciones de vapor y líquido en equilibrio. Frecuentemente se presentan datos experimentales



en tablas de fracción mol 'x' del líquido y fracción mol 'y' del vapor de un constituyente en un rango de temperaturas a una presión fija o viceversa.

Las representaciones de equilibrio multicomponente líquido-vapor en forma tabular o gráfica son difíciles o imposibles. En su lugar, comúnmente se representa en términos de valores K (relaciones de equilibrio vapor-líquido) que se define como:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

ECUACIÓN 1

Las relaciones de equilibrio se correlacionan empíricamente o teóricamente en términos de temperatura, presión y composición de fase en forma de tablas, gráficas y ecuaciones. Los valores K son ampliamente utilizados en destilaciones multicomponente, y la relación de los valores K de dos especies se llama volatilidad relativa:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j}$$

ECUACIÓN 2

La volatilidad relativa, es un indicador de la dificultad o facilidad para llevar a cabo una separación de los componentes 'i' y 'j' por destilación.

2.3 ECUACIONES DE ESTADO

Los procedimientos de diseño de equipos de operaciones de separación requieren el conocimiento de entalpías y densidades (volumen molar), además de relaciones de equilibrio entre fases. La termodinámica clásica proporciona un medio de obtener todas estas magnitudes a partir de las relaciones $P - v - T$. Que se conocen generalmente como ecuaciones de estado. En la tabla se resumen algunas, en todas interviene R, la constante universal de los gases, y en todos los casos excepto en dos, intervienen otras constantes que son únicas para una especie en particular.



Nombre	Ecuación	Constantes de la ecuación y funciones
Ley del Gas Ideal	$P = \frac{RT}{V}$	Ninguna
Generalizada	$P = \frac{ZRT}{V}$	$Z = Z(P_r, T_r, Z_c \text{ o } \omega)$
Van-der-Waals	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2}$	a y b son constantes dependientes de la especie y se estiman con P_c y T_c
Redlich-Kwong (RK)	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2 + bV}$	$b = 0.08664 RT_c/P_c$ $a = 0.42748 R^2 T_c^{2.5}/P_c T^{0.5}$
Soave-Redlich-Kwong (SRK)	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2 + bV}$	$b = 0.08664 RT_c/P_c$ $a = 0.42748 R^2 T_c^2 [1 + f_\omega (1 - T_r^{0.5})]^2 / P_c$ $f_\omega = 0.48 + 1.574\omega - 0.176\omega^2$
Peng-Robinson (PR)	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2 + 2bV + b^2}$	$b = 0.07780 RT_c/P_c$ $a = 0.45724 R^2 T_c^2 [1 + f_\omega (1 - T_r^{0.5})]^2 / P_c$ $f_\omega = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$

TABLA 1: ECUACIONES DE ESTADO PRINCIPALES (HENLEY & SEADER, 2000)

2.4 MÉTODOS APROXIMADOS DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

Algunos métodos de cálculo aproximados para la solución de sistemas multicomponentes con separaciones multietapas continúan siendo útiles incluso cuando existen computadoras que proveen simulaciones más rigurosas. Los datos de equilibrio y entalpía pueden no ser suficientemente precisos para justificar los métodos rigurosos.

El método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) combina la ecuación de reflujo total de Fenske y la ecuación de reflujo mínimo de Underwood con una correlación gráfica por Gilliland que relaciona el desempeño real de una columna a condiciones totales y mínimas de reflujo para una separación especificada entre dos componentes clave.

La ecuación de Fenske se utiliza para calcular N_{\min} , que es el número de platos mínimos requeridos para hacer una separación especificada a reflujo total. La ecuación de Underwood se utiliza para estimar la relación de reflujo mínimo R_{\min} .



La correlación empírica de Gilliland utiliza estos valores para dar el valor de N a cualquier R especificada, o R para cualquier N especificada.

Los métodos aproximados son utilizados como un diseño preliminar para establecer las condiciones de diseño óptimas, determinar secuencias de separación óptimas y como una aproximación inicial para los métodos rigurosos.

2.5 SIMULACIÓN DE PROCESOS DE DESTILACIÓN

A pesar de que los procesos reales de destilación operan en condiciones fuera del equilibrio, se puede emplear el concepto de etapa de equilibrio, en el cual las corrientes que dejan la etapa se encuentran en equilibrio entre ellas. El uso de etapas de equilibrio permite añadir una eficiencia global o por etapa, que sirve para modelar un comportamiento más cercano al proceso real.

En la ilustración 2 se muestra un diagrama esquemático, en donde el vapor de la etapa inferior y el líquido de la etapa superior se ponen en contacto con la etapa de alimentación o recirculación. Se asume que el vapor y el líquido que dejan la etapa están en equilibrio entre ellos. Una separación completa, como se muestra en la ilustración 3, se modela como una secuencia de estas etapas de equilibrio.

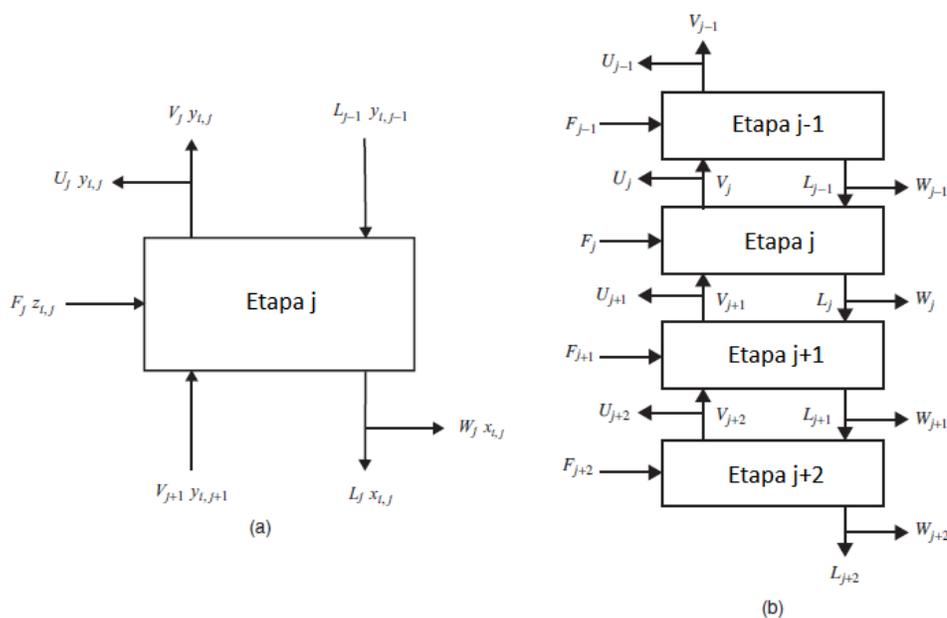


ILUSTRACIÓN 2: (A) ETAPA DE EQUILIBRIO, (B) TORRE MULTIELETA. (GREEN & PERRY, 2008)



2.6 ECUACIONES MESH (FORMULACIÓN 2C + 3)

Las ecuaciones que modelan las etapas de equilibrio usualmente son referidas como ecuaciones MESH (Green & Perry, 2008). Las ecuaciones M son las ecuaciones de balance de materia, la E indica a las ecuaciones de equilibrio, la S hace referencia a las ecuaciones de sumatoria de fracciones mol y la H indica las ecuaciones de balance o entalpía.

Existen dos tipos de balances de materia, el balance total de materia:

$$V_{j+1} + L_{j-1} + F_j - (1 + r_j^L)V_j - (1 + r_j^V)L_j = 0$$

ECUACIÓN 3

y el balance de materia por componente,

$$V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} - F_jz_{i,j} - (1 + r_j^V)V_jy_{i,j} - (1 + r_j^L)L_jx_{i,j} = 0$$

ECUACIÓN 4

En las ecuaciones de balance presentadas arriba, r_j es la relación de flujo de corrientes laterales a flujo inter-etapa:

$$r_j^V = \frac{U_j}{V_j} \quad y \quad r_j^L = \frac{W}{L_j}$$

ECUACIÓN 5

Las fracciones mol están forzadas a sumar la unidad,

$$\sum_{i=1}^c x_{i,j} = 1 ; \quad \sum_{i=1}^c y_{i,j} = 1 \quad y \quad \sum_{i=1}^c z_{i,j} = 1$$

ECUACIÓN 6

El balance de entalpía está dado por:

$$V_{j+1}H_{j+1}^V + L_{j-1}H_{j-1}^L + F_jH_j^F - (1 + r_j^V)V_jH_j^V - (1 + r_j^L)L_jH_j^L - Q_j = 0$$

ECUACIÓN 7

Para completar el modelo, es usual añadir ecuaciones que relacionan la composición de las dos corrientes que dejan la etapa. En el modelo estándar de



una columna de destilación, asumimos que estas dos corrientes están en equilibrio entre sí. Así, las fracciones mol de las corrientes que dejan la etapa, están relacionadas con las ecuaciones de equilibrio de fases:

$$y_{i,j} = K_{i,j}x_{i,j}$$

ECUACIÓN 8

$K_{i,j}$ es la razón de equilibrio o valores K para las especies i en la etapa j .

2.7 ANÁLISIS DE GRADOS DE LIBERTAD

La tabla 2 resume las ecuaciones para una etapa de equilibrio. Hay $2c + 4$ ecuaciones por etapa, de las cuales sólo $2c + 3$ son independientes. Una de las ecuaciones debe de ser ignorada para resolver las ecuaciones. En algunos métodos se ignora el balance total de materia, al combinar las ecuaciones de suma de las fracciones mol, como en los cálculos flash por Rachford y Rice.

Ecuación	Número
Balance Total de Materia	1
Balance de Materia por Componente	c
Balance Total de Energía	1
Suma de las Fracciones	2
Ecuaciones de Equilibrio	c
Total	$2c+4$

TABLA 2: NÚMERO DE ECUACIONES PARA UNA ETAPA DE EQUILIBRIO. (GREEN & PERRY, 2008)

Las variables de la etapa j están resumidas en la tabla 3. El número total de variables que aparece en las ecuaciones es $3c + 10$. Los valores K y las entalpías que aparecen en las ecuaciones MESH no están incluidas en las tablas de variables, así como tampoco las ecuaciones para su estimación. Las propiedades termodinámicas son funciones de la temperatura, presión y composición, cantidades que sí aparecen en la tabla de variables.

Las $2c + 3$ variables desconocidas que normalmente se determinan al resolver las ecuaciones MESH son las c fracciones mol de vapor $y_{i,j}$; las c fracciones de líquido $x_{i,j}$; la temperatura de la etapa T_j ; y los flujos de vapor y líquido V_j y L_j . Las variables restantes, $c + 7$ que necesitan ser especificadas son la presión de la



etapa P_j , el flujo de la alimentación, $c - 1$ fracciones molares de la alimentación, temperatura y presión de la alimentación, el calor de la etapa Q_j , y los flujos laterales U_j y W_j . Se debe identificar que las otras variables de flujos y composición que aparecen en las ecuaciones MESH están asociadas con las ecuaciones equivalentes de las etapas adyacentes.

Variable	Símbolo	Número
Flujo de Vapor	V_j	1
Flujo de Líquido	L_j	1
Flujo de Alimentación	F_j	1
Flujo Lateral de Vapor	W_j	1
Flujo Lateral Líquido	U_j	1
Fracciones mol de la fase Vapor	$y_{i,j}$	c
Fracciones mol de la fase Líquida	$x_{i,j}$	c
Composición de la Alimentación	$z_{i,j}$	c
Temperatura de la Etapa	T_j	1
Presión de la Etapa	P_j	1
Temperatura de la Alimentación	T_F	1
Presión de la Alimentación	P_F	1
Carga Térmica de la Etapa	Q_j	1
Total		3c+10

TABLA 3: NÚMERO DE VARIABLES EN UNA ETAPA DE EQUILIBRIO. (GREEN & PERRY, 2008)

Para una columna de N etapas, se deben resolver $N(2c + 3)$ ecuaciones. Por lo que dependiendo del número de componentes y de etapas, se deberán resolver cientos e incluso miles de ecuaciones. Existen otras formulaciones de las ecuaciones MESH que incluyen la formulación $2c + 1$ y $c + 3$.

Las ecuaciones MESH dadas anteriormente, aplican para todas las etapas interiores de la columna. Consecuentemente cualquier rehervidor o condensador se debe considerar. En la práctica el condensador y el divisor de reflujo siempre se modelan como una única unidad, y las ecuaciones MESH descritas anteriormente pueden ser utilizadas con modificaciones menores. Para un condensador total el destilado líquido es U_1 y la razón de reflujo es $R = 1/r_1^L$. Para un condensador parcial, el producto vapor es V_1 y la razón de reflujo es $R = L_1/V_1$. Finalmente, para un rehervidor parcial en la base de la columna, el flujo en el Fondo es L_N .



En los métodos computacionales para resolver las ecuaciones MESH, es común reemplazar el balance de energía del condensador y rehervidor con una ecuación específica. Las especificaciones posibles incluyen:

- Flujo del producto de destilado/fondos.
- La fracción mol de un componente, ya sea la corriente de producto de domo o de fondo.
- Flujo de componente, ya sea la corriente de producto de domo o de fondo.
- La carga térmica del condensador o rehervidor.

Si la carga térmica del condensador y/o rehervidor no se especifican, es posible calcularlas de los balances de energía después de que todas las ecuaciones del modelo hayan sido resueltas.

2.8 SOLUCIONES DE LAS ECUACIONES MESH

Existen varias clases de métodos para resolver el modelo de las ecuaciones de etapa de equilibrio. (Green & Perry, 2008).

Métodos gráficos: fueron desarrollados antes que los métodos computacionales, y que ahora son ampliamente utilizados.

Métodos aproximados: En estos, se realizan muchas suposiciones para obtener soluciones de las ecuaciones del modelo. El método FUG es uno de ellos.

Métodos computacionales: La evolución de los algoritmos para solucionar las ecuaciones del modelo se han visto influenciados, entre otras cosas, por la disponibilidad o falta de almacenamiento y velocidad de procesamiento computacional, el desarrollo de técnicas matemáticas, la complejidad de las correlaciones de las propiedades físicas (valores K y entalpía), y la forma en que se resuelven las ecuaciones del modelo. El cálculo de las propiedades físicas es lo que domina el costo computacional de los simuladores



Las ecuaciones MESH forman un conjunto de ecuaciones algebraicas no lineales (no hay integrales ni derivadas involucradas) y deben ser resueltas, por lo tanto, por algún proceso iterativo. Existen dos pasos clave en el desarrollo de un algoritmo para resolver un sistema de ecuaciones no lineales:

- La selección de un método numérico en particular
- La selección del orden en que las ecuaciones serán resueltas

2.9 MÉTODOS NUMÉRICOS

Las técnicas por matriz se utilizaron una vez que se demostró que las ecuaciones $M + E$ (formulación $c + 3$) se podían escribir convenientemente en forma de matriz tridiagonal. De tal forma que las ecuaciones M quedan como ecuaciones lineales en las fracciones molares desconocidas de la fase líquida. Este conjunto de ecuaciones, uno para cada componente, se resuelve de manera eficiente y confiable por medio de un algoritmo de eliminación Gaussiana en el que se procede inicialmente a una eliminación comenzando en la etapa 1 hasta llegar a la etapa N , aislando finalmente $x_{i,N}$. Se obtienen así todos los valores de $x_{i,j}$ comenzando con $x_{i,N-1}$ mediante una sustitución por el camino inverso.

Tres diferentes enfoques al problema de computar los flujos y la temperatura han evolucionado:

1. Método del Punto de Burbuja (BP). Las ecuaciones $S+E$ se utilizan para determinar la temperatura de las etapas por un cálculo del punto de burbuja. Los flujos de vapor y líquido se computan de los balances de energía y de los balances totales de materia. Las ecuaciones M se resuelven de forma separada utilizando el método de la matriz tridiagonal.
2. Método de la suma de flujos (SR). Los flujos de vapor y líquido son computados directamente de la suma de ecuaciones y de la temperatura de la etapa determinada por los balances de energía, en conjunto con la formulación de la matriz tridiagonal para las ecuaciones M .



3. Método de Newton-Raphson. Las ecuaciones del punto de burbuja y los balances de energía se resuelven simultáneamente para la temperatura de la etapa y los flujos de vapor; los flujos de líquido se obtienen de los balances totales de materia.

2.10 MÉTODOS PARA LA RESOLUCIÓN DE LAS ECUACIONES MESH

Existen varias clases de métodos que involucran la resolución numérica de las ecuaciones MESH, en ellos se elige un método numérico en particular y el orden en el cual serán resueltas las ecuaciones.

1. Métodos de ruptura.
2. Métodos Inside-Out (IO)
3. Métodos de convergencia simultánea.
4. Métodos de relajación.
5. Métodos de continuación.
6. Métodos de colocación.
7. Métodos de optimización.

Los métodos más ampliamente utilizados para resolver las ecuaciones MESH son los métodos de las categorías 1 a 3 y 5. Los viejos métodos de ruptura eran la médula de los programas de simulación, sin embargo estos métodos han sido ampliamente reemplazados por los métodos inside-out que ahora son un estándar en la mayoría de los programas de simulación.

Métodos de ruptura. Involucra romper el sistema de ecuaciones no lineales en grupos pequeños y resolver cada grupo de ecuaciones. Al resolver cualquier conjunto de ecuaciones, sólo un número correspondiente de variables, las variables de ruptura, pueden ser determinadas. Para iniciar los cálculos es necesario asumir valores para las variables restantes. Entonces, el conjunto de ecuaciones se resuelve asumiendo que los valores asignados a las demás variables son correctos. Los grupos sucesivos de ecuaciones y variables se



actualizan y resuelven. En este punto el proceso inicia el proceso de nuevo y se repite hasta que todas las ecuaciones sean satisfechas de forma simultánea.

Métodos *Inside-Out*. Realmente pertenecen a los métodos de ruptura; sin embargo, su amplio uso en los softwares de simulación comercial demanda su propia categoría. En estos métodos, las complicadas expresiones de equilibrio y entalpía se reemplazan por modelos más simples, y las variables de iteración T , V , x , y son reemplazadas por variables que están relativamente libres de interacciones entre ellas.

Métodos de Convergencia Simultánea. Se han hecho avances para desarrollar métodos que logren resolver todas las ecuaciones al mismo tiempo. Se emplean métodos como el de Newton o parecidos para resolver las ecuaciones MESH. Esos métodos se han vuelto un estándar en los softwares de simulación, la mayoría de las veces en los sistemas en los cuales los métodos de ruptura son menos exitosos, típicamente los que involucran mezclas altamente no ideales.

Métodos de Continuación. Para los problemas que los demás métodos fallan en resolver, se utilizan los métodos de continuación. Estos métodos inician con una solución conocida de un conjunto de ecuaciones y siguen un camino hasta la solución deseada del conjunto de ecuaciones que se quiere resolver.

Métodos de Relajación. No resuelven problemas en estado estacionario. Al menos un conjunto de las ecuaciones MESH se formula en una forma de estado no estacionario. Las ecuaciones se integran a partir de un estado inicial supuesto hasta que los valores de las variables no cambian. Generalmente es un proceso muy lento. Únicamente se utilizan con problemas que son muy difíciles de convergir.

Métodos de Colocación. Son ampliamente utilizados para resolver sistemas de ecuaciones diferenciales parciales. Los métodos de colocación no se han vuelto parte de la corriente principal de simulación de etapas de equilibrio.



3 EL PETRÓLEO

El petróleo es una masa fosilizada de compuestos orgánicos que se ha ido acumulando debajo de la superficie de la tierra por millones de años. Es una de las principales fuentes de los hidrocarburos, que contiene compuestos tales como metano, etano, propano, butano, pentano y varios otros cientos.

Los compuestos en el petróleo crudo son esencialmente hidrocarburos en los cuales los elementos principales son carbono (85%-90%) e hidrógeno (10%-14%), y el resto son elementos como el azufre (0.2%-3%), nitrógeno (<0.1%-2%), oxígeno (1%-1.5%) y compuestos órgano-metálicos de níquel, vanadio, arsénico, plomo y trazas de otros metales. Sales inorgánicas de cloruro de magnesio, cloruro de sodio y otras sales minerales también acompañan al petróleo crudo por la inyección de agua o productos químicos durante el perforado y producción.

El petróleo crudo se clasifica de acuerdo a la familia de hidrocarburos dominante que contiene:

- Hidrocarburos parafínicos
- Hidrocarburos nafténicos
- Hidrocarburos aromáticos
- Hidrocarburos olefínicos
- Otros hidrocarburos

Hidrocarburos alifáticos saturados o alcanos o parafinas: Están constituidos por una cadena de átomos de carbono enlazados, cada carbono está ligado siempre a otros cuatro átomos (carbono o hidrógeno) y su fórmula general es C_nH_{2n+2} . Cuando es de cadena recta, se llama parafinas normales o n-alcanos. También se pueden formar ramificaciones con los mismos números de carbonos llamados isómeros, si son parafinas se llaman isoparafinas o isoalcanos.

Hidrocarburos cíclicos saturados, cicloalcanos o naftenos: Tienen una ciclación total o parcial del esqueleto carbonado de enlace simple. En los petróleos crudos, los anillos más frecuentes son los de cinco a seis átomos de carbono. Su fórmula



general es C_nH_{2n} . Aunque también existen ciclo alcanos formados por varios anillos condensados.

Hidrocarburos aromáticos: Son hidrocarburos cíclicos poliinsaturados. La presencia en su fórmula de uno o más ciclos con tres dobles enlaces les confiere notables propiedades. Benceno, Tolueno y Xileno son materias primas fundamentales de la petroquímica, que contribuyen igualmente a aumentar el número de octano de las gasolinás.

Hidrocarburos alifáticos insaturados, olefinas o alquenos: Algunos átomos de la molécula están ligados sólo a tres átomos, lo que implica la presencia de uno o varios dobles enlaces carbono-carbono. Las olefinas apenas se encuentran en el petróleo crudo o en los productos de destilación directa (straight run) pero pueden estar presentes en los productos refinados, particularmente en las fracciones procedentes de los procesos de conversión de fracciones pesados, ya sean térmicos o catalíticos.

Otros hidrocarburos: En los productos de conversión se encuentran otros hidrocarburos como las diolefinas, hidrocarburos acetilénicos, etc. que no están presentes en los crudos de petróleo, o si lo están, sólo como trazas. Por ejemplo butadieno e isopreno.

Existen dentro del petróleo algunos otros compuestos que llegan a caracterizar al crudo. Por ejemplo, los compuestos de azufre, si se encuentran en grandes cantidades, denominan al petróleo como amargo, si por el contrario su presencia es mínima se denomina dulce. Otro tipo de compuestos presentes son los compuestos oxigenados, nitrogenados, asfaltenos y resinas.

A medida que las cadenas de hidrocarburos que contiene el petróleo aumentan, su punto de ebullición, densidad y peso molecular también lo hacen. La separación de los compuestos puros es extremadamente difícil, porque las propiedades de los miembros adyacentes de una serie difieren de otra muy



levemente, y porque prevalecen mezclas de ebullición constante, que no pueden separarse por fraccionamiento.

3.1 PROPIEDADES DEL PETRÓLEO CRUDO.

Aunque ha habido mucho progreso al identificar las especies químicas presentes en el petróleo, generalmente para propósitos de diseño y análisis de destilación es suficiente caracterizar al petróleo y sus fracciones, por gravedad, curvas de destilación de laboratorio, análisis de compuestos ligeros (light ends) y análisis de hidrocarburos de cortes medios y pesados. Con estos datos se predice las propiedades físicas de mezclas complejas por un buen número de correlaciones. Muchas otras propiedades características o atributos son el contenido de azufre, punto de fluidez (pour point), contenido de agua y sedimentos, contenido de sales, contenido de metales, presión de vapor Reid, viscosidad Universal Saybolt, punto de anilina, número de octano, punto de congelamiento, punto de turbidez, punto de humo, índice de refracción, índice de cetano, contenido de cera y contenido de carbono. En una torre de destilación puede que las alimentaciones y productos requieran cumplir con algún valor específico de estos atributos.

A continuación se explican las propiedades del petróleo y sus fracciones que se consideran útiles para este trabajo. La experiencia ha demostrado que algunas propiedades físicas se pueden correlacionar con la composición dominante de una fracción del petróleo o de un crudo.

La gravedad es una expresión de la densidad, o peso por unidad de volumen de material. La gravedad del petróleo crudo o sus fracciones se mide generalmente por la prueba ASTM D287 o la prueba equivalente ASTM D1298 y debe ser reportada como gravedad específica (SG) 60/60 °F. La gravedad específica es la relación del peso de una unidad de volumen de petróleo por el peso del mismo volumen de agua a una temperatura estándar. Si no se especifica lo contrario, está referida a 60 °F (15.6 °C).



La siguiente tabla muestra la denominación de un tipo de crudo de acuerdo a su gravedad específica.

Crudo ligero, Sp Gr: $(d_4^{15})^*$	<0.825
Crudo medio, Sp Gr: (d_4^{15})	<0.875
Crudo Pesado, Sp Gr: (d_4^{15})	<1.000
Crudo extra pesado, Sp Gr: (d_4^{15})	>1.000
* d_4^{15} Representa la densidad a 15 °C con respecto a la del agua a 4 °C	

TABLA 4: TIPO DE CRUDO SEGÚN SU GRAVEDAD ESPECÍFICA. (KAYODE COKER, 2010)

La gravedad API utilizada más ampliamente en la industria del petróleo y es obtenida por medio de la siguiente ecuación:

$$\text{Grados API} = \left(\frac{141.5}{SG} \right) - 131.5$$

ECUACIÓN 9

La densidad API está inversamente relacionada con la gravedad específica, así que un valor más alto muestra un material menos denso (API del agua es 10), los valores varían entre 10 y 80. La gravedad API es preferida a la gravedad específica como medida de la densidad ya que las gravedades específicas de varios crudos están muy próximas unas a otras y la gravedad API puede diferenciarse más fácilmente.

El Factor de caracterización Watson (K_w) es uno de los índices de composición más utilizados:

$$K_w = \frac{T_B^{0.333}}{Sp. Gr.}$$

ECUACIÓN 10

Donde:

K_w = Factor de Caracterización

T_B = Punto de ebullición medio promedio, °R

$Sp. Gr.$ = gravedad específica a 60 °F referida al agua.

Este factor de caracterización es un indicador aproximado de la clase de hidrocarburo. Se relaciona con el peso molecular, viscosidad, temperatura crítica, etc. El factor de caracterización Watson varía de menos de 10 para materiales



altamente aromáticos, hasta cerca de 15 para compuestos altamente parafínicos. El petróleo crudo muestra un rango más estrecho para K_W y varía de 10.5 para un crudo altamente nafténico a 12.9 para un crudo con base parafínica. Estos valores proveen una 'regla de dedo' general para el rendimiento de productos.

El factor de caracterización Watson fue desarrollado en los años 30. La información con la que se cuenta actualmente se demuestra que en su mejor caso la caracterización del factor es aproximada, y por lo tanto se necesita más información para una caracterización definitiva.

El punto de fluidez (Pour Point) es usado para determinar la cerosidad del petróleo. Las ceras son parafinas con largas cadenas laterales. Un crudo ceroso, tiene un alto punto de fluidez por ejemplo, se solidifica a una temperatura arriba de la temperatura ambiente. Inversamente, un bajo punto de fluidez indica ausencia de compuestos parafínicos y/o la presencia de compuestos aromáticos, ya que éstos tienden a bajar el punto de fluidez.

Punto de congelación (Freezing point): Cuando un crudo está expuesto al frío no se observa un paso total del estado líquido al estado sólido. Primero aparece un aumento más o menos importante de la viscosidad, después, si el descenso de temperatura es suficiente, deja de ser fluido y se aproxima al estado sólido espesándose. Esto debido a las mezclas complejas que son los crudos, su paso al estado sólido no se hace a temperatura constante sino en un intervalo de temperatura cuyos límites son función de los tratamientos anteriores a los que los crudos se han sometido. El punto de congelación de los crudos se mide para dar una indicación aproximada sobre sus posibilidades de bombeo.

Contenido de azufre: El contenido de azufre y gravedad API tienen la mayor influencia en el valor del crudo. Varía desde trazas hasta >5% peso. Crudos con alto contenido de azufre son referidos como crudos "amargos" y requieren un procesamiento más extensivo que el de bajo azufre o crudos "dulces". Generalmente, a menor gravedad API, el contenido de azufre es mayor, aunque



existen excepciones. Los tratamientos adicionales para crudos amargos involucran procesos de tratamiento con hidrógeno para convertir el azufre en H_2S , el cual puede ser removido más fácilmente.

Contenido de sales: Todos los crudos contienen algunas sales inorgánicas, generalmente cloruros. Si el contenido de sales excede 10 libras / 1000 barriles, es necesario removerlas antes de la destilación para reducir la corrosión en la columna de destilación y sus condensadores.

Punto Flash (Flash Point): Es una medida de los componentes volátiles. Se define como la temperatura del petróleo a la cual 'flashea' momentáneamente en la presencia de aire y de una fuente de ignición. Tres procedimientos básicos son usados para determinarlo: ASTM D92, D93 y D53.

Viscosidad: La viscosidad del petróleo es la resistencia interna a fluir y una medida de su utilidad como sustancia lubricante. Las viscosidades del crudo son utilizadas usualmente para calcular la caída de presión en ductos, y para las especificaciones de equipos tales como intercambiadores de calor y bombas. La prueba de viscosidad universal Saybolt (ASTM D88) es el método más común usado por los refinadores. Ésta es la medida del tiempo que toma (en segundos) para una muestra de 60 centímetros cúbicos de aceite para fluir de un contenedor a través de un orificio calibrado a una cierta temperatura. Las temperaturas usuales para la prueba son 40 y 100 °C (100 y 210 °F).

La viscosidad cinemática en centistokes (mm^2/s) se puede convertir a viscosidad universal Saybolt en segundos universales Saybolt (SUS, por sus siglas en inglés) a la misma temperatura usando tablas de conversión ASTM.

Número de Octano: Los motores de gasolina exigen que sus carburantes presenten una gran resistencia a la autoinflamación, lo que se expresa por el número de octanos. Si el intervalo de desarrollo de potencia no es uniforme con la velocidad, o fluctúa, entonces este tipo de situación se llama martilleo. La prueba del octano se usa para medir las características de martilleo de un combustible en



motor de gasolina de laboratorio. Por definición, el número de octano 100 se asigna al 2-2-4 trimetil pentano o isooctano.

Número o Índice de Cetano: En los motores diésel la inflamación del carburante al inyectarse a alta presión en el aire, es el principio de funcionamiento. Se ha encontrado que los hidrocarburos parafínicos tienen una temperatura de auto ignición menor que los aromáticos. Por lo tanto si el aceite diésel es más rico en hidrocarburos aromáticos, que en su contraparte parafínica, la mayor parte del aceite diésel no se quemará al inicio y empezará a quemarse simultáneamente al iniciar a elevarse la temperatura debido a la combustión de los hidrocarburos parafínicos. Este tipo de situación supondrá aumento a la presión no uniforme (onda de choque) en el motor. La calidad del aceite diésel se mide por el número de cetano, el cual está definido como el porcentaje de cetano normal (n-hexadecano) en una mezcla de n-cetano y α -metil naftaleno.

Aunque el número de cetano se determina en un motor de laboratorio (ASTM engine test D613), se calcula con una fórmula que relaciona el número de cetano, la gravedad API y ASTM D86, 50% destilado.

3.2 CURVAS DE DESTILACIÓN

Curva de Punto de Ebullición Verdadero 'True Boiling Point' (TBP): La composición de cualquier muestra de crudo se aproxima usando una curva TBP. El método para determinarla se llama ASTM D2892, este método emplea una columna de fraccionamiento con una eficiencia de entre 14 y 18 platos teóricos con una alta relación de reflujo 5:1. La temperatura en cualquier punto de la curva temperatura vs rendimiento volumétrico representa el punto de ebullición verdadero del hidrocarburo presente al porcentaje de volumen destilado dado. Generalmente las curvas TBP sólo se encuentran para el crudo y no para productos del petróleo.

La destilación llamada ASTM D86 es una destilación batch rápida que involucra el equivalente de aproximadamente una etapa de equilibrio y sin ningún reflujo



excepto el causado por las pérdidas de calor. Las temperaturas se reportan a una presión base de una atmósfera (760 mm Hg). La prueba consiste en destilar 100 mL de la muestra y registrar la temperatura de vapor contra el volumen recuperado. El punto inicial de ebullición 'initial boilign point' (IBP) se define como la temperatura a la cual cae la primera gota de líquido al final del condensador. El punto final de ebullición 'final boiling point' (FBP) es la temperatura más alta registrada durante la prueba. El volumen total de destilado se registra como recuperación. Todo el líquido remanente se enfría y cuantifica como el residuo. La diferencia entre estas dos cantidades se registra como la pérdida.

Destilación ASTM D1160, ésta destilación está diseñada para muestras con alto punto de ebullición en las que existe un rompimiento o 'cracking' significativo a presión atmosférica. La prueba es similar a la ASTM D86 pero la muestra se destila a una presión reducida para inhibir el 'crackeo'. La presión de destilación más comúnmente usada para la prueba ASTM D1160 es 10 mm Hg. Todas las temperaturas D1160 son corregidas a sus equivalentes a 760 mm Hg. Teniendo una presión de 10 mm Hg, el petróleo puede ser destilado a una máxima temperatura de ebullición equivalente a 950-1000 °F (510-538 °C) a 760 mm Hg. La reducida presión usada en la destilación D1160 produce una mejor separación de componentes que la destilación D86. El método D1160 se aproxima al método TBP. Las temperaturas registradas para 50% de destilado o más, se asumen idénticas a las temperaturas TBP. El método D1160 es usado algunas veces para extender la curva de destilación TBP para mezclas con materiales de alto punto de ebullición.

Un tercer tipo de destilación fundamental de laboratorio, el cual es el más lento de realizar, es la vaporización flash de equilibrio 'equilibrium flash vaporization' (EFV), para la cual no existe una prueba estándar. La muestra es vaporizada de tal manera que todo el vapor producido esté en contacto con el líquido remanente hasta la temperatura deseada a una presión fija. El porcentaje de volumen vaporizado a estas condiciones es registrado. Para determinar la curva flash



completa, una serie de corridas a una presión fija se realiza en un rango de temperaturas suficiente para cubrir el rango de vaporización de 0 a 100%. La separación de componentes en una destilación EFV es mucho menor que en las pruebas de destilación ASTM o TBP. Los puntos EFV iniciales y finales son el punto de burbuja y el punto de rocío, respectivamente, de la muestra. Si se desea, las curvas EFV pueden ser establecidas en diferentes series de presiones.

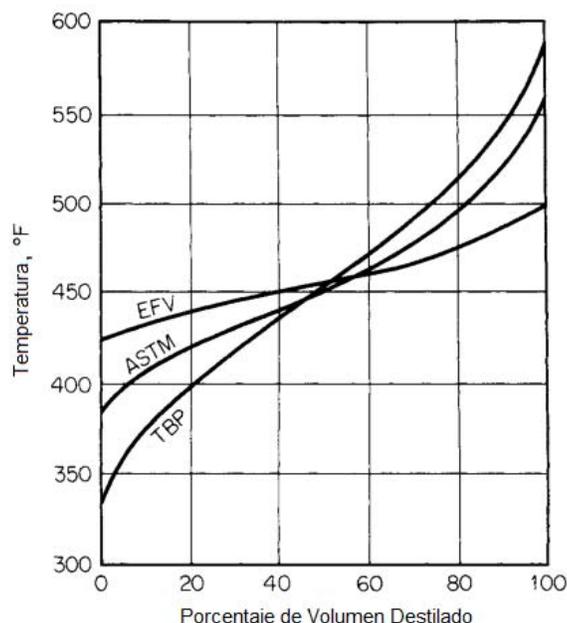


ILUSTRACIÓN 3: COMPARACIÓN ENTRE LAS CURVAS DE DESTILACIÓN ASTM, TBP Y EFV PARA EL QUEROSENO. (GREEN & PERRY, 2008)

Ya sea por el tiempo y gasto involucrados en la realización de las pruebas de destilación, se ha vuelto común el uso de correlaciones empíricas para estimar las otras dos curvas de destilación cuando la curva ASTM, TBP o EFV está disponible.

La curva TBP es normalmente utilizada para petróleos crudo y no para sus fracciones. Para analizar los productos del petróleo y sus fracciones se utilizan los métodos ASTM. Las curvas EFV están casi limitadas al petróleo crudo o a muestras reducidas de crudo (líquido del fondo de la torre atmosférica).



La siguiente tabla resume el uso que se le da a cada curva de destilación:

Nombre de la prueba	Referencia	Principal aplicación
ASTM (presión atmosférica)	ASTM D 86	Fracciones de petróleo o productos, incluyendo gasolina, turbosina, nafta, kerosina, gasóleo, combustóleo y solventes que no tienden a descomponerse cuando son vaporizados a 760 mmHg
ASTM [a vacío, comúnmente a 10 torr (1.3 kPa)]	ASTM D 1160	Fracciones pesadas de petróleo o productos que tienden a descomponerse en la prueba ASTM D 86 pero que pueden ser parcial o completamente vaporizados a una temperatura de líquido máxima de 750 °F (400 °C) a presiones bajas tanto como 1 torr (0.13 kPa)
TBP [presión atmosférica, o 10 torr (1.3 kPa)] TBP simulada (cromatografía de gases) EFV (p. atmosférica, superatmosférica o subatmosférica)	(Nelson, 1936), ASTM D2892 ASTM D2887 (Nelson, 1936)	Petróleo crudo o fracciones Petróleo crudo o fracciones Petróleo crudo o fracciones

TABLA 5: CURVAS DE DESTILACIÓN Y SU APLICACIÓN PRINCIPAL PARA PETRÓLEO CRUDO O SUS FRACCIONES. (KAYODE COKER, 2010)

El propósito de correr estas pruebas es caracterizar la composición del material bajo estudio, y por esta razón, el rango de ebullición de los líquidos del petróleo es de principal importancia. La curva TBP es un indicador teórico de la composición real, la curva ASTM es la que se usa por diseñadores y operadores. La curva EFV se utiliza para determinar el comportamiento de fase de líquidos y es de principal interés para los diseñadores.

Aunque los métodos descritos con los métodos tradicionales, existen métodos más modernos para la determinación de la distribución del rango de ebullición por cromatografía de gases como el ASTM D2887 o ASTM D7169.

3.3 PRINCIPALES FRACCIONES DEL CRUDO

La mayoría de los destilados de petróleo, especialmente los provenientes de la destilación atmosférica, usualmente se definen en términos de un rango de ebullición. El rango de ebullición define la composición general de las fracciones, y es usualmente una de las especificaciones clave para la mayoría de los destilados tanto de torres atmosféricas como de vacío. Las siguientes clases generales de productos destilados se obtienen del petróleo:

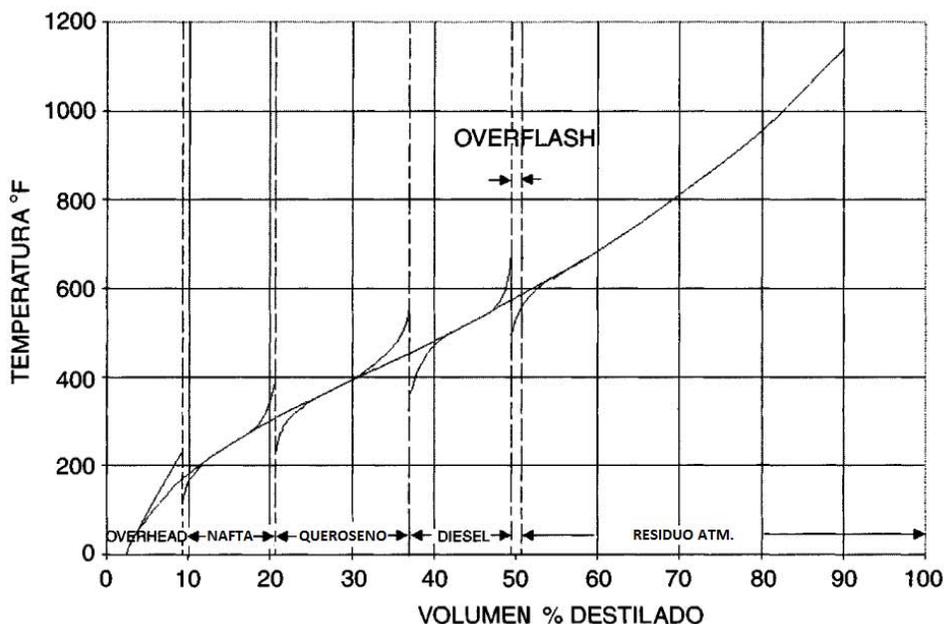


ILUSTRACIÓN 4: CURVA TBP DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA. (SURINDER, 2003)

Gas Licuado de Petróleo (LPG): etano, propano, butano e isopentano. Estos productos no se producen directamente de la destilación de crudo y requieren una consecuente destilación a alta presión.

Nafta (gasolina): pentano hasta 200 °C. Existen muchos grados y rangos de ebullición de las naftas, cuyas propiedades están influenciadas por su uso final planeado. Muchas refinerías producen una nafta de 200 °C como un producto de domo de la torre atmosférica y luego se fracciona en instalaciones diferentes. Si el patrón del producto puede ser determinado, es más económico producir una nafta ligera como producto de domo y una nafta pesada como la corriente lateral más ligera de la torre de crudo. La mayoría de las naftas son utilizadas en la producción de gasolina.

Destilado ligero: rangos de 270 a 300 °C. Un destilado ligero de rango completo es el queroseno, teniendo un rango de ebullición de 160 a 290 °C. Un destilado importante es la turbosina, que tiene un rango de ebullición de 165 a 245 °C. Este producto es obtenido de mezclas de nafta y destilado ligero. Sin embargo, bajo



condiciones de operación adecuadas, este material puede ser obtenido directamente de la torre atmosférica como un destilado ligero.

Destilado pesado: rangos de 340 a 370 °C. El diésel es una mezcla de destilado ligero y destilado pesado y tiene un rango de ebullición ASTM de aproximadamente 175 a 360 °C.

Gasóleo: todos los destilados más pesados que el destilado pesado. El gasóleo obtenido de una torre atmosférica tendrá un punto final de ebullición de aproximadamente 370 °C.

Fracción	Rango de Ebullición	Características y usos
1. Gases (principalmente metano 65-90% junto con algo de etano, propano y butano)	<20 °C	Parecido al gas natural, es usado como combustible y para elaboración de químicos. En muchas de las refinерías, la mayoría de estos gases es quemada en hornos como combustible, debido a los costos involucrados en su recuperación.
2. Nafta a) Nafta Ligera (C ₅ -C ₆) b) Nafta Pesada (C ₇ -C ₉)	70-140 °C 140-200 °C	Útil como combustible y elaboración de químicos. La nafta ligera se utiliza poco en la gasolina porque en la reformación catalítica produce el carcinógeno benceno. Base para la gasolina.
3. Gasóleo atmosférico a. Keroseno (C ₉ -C ₁₆) b. Diésel (C ₁₅ -C ₂₅ , lineales)	175-275 °C 200-370 °C	Utilizado como combustible calorífico. Combustible para motores diésel.
4. Fracciones Pesadas a. Aceites Lubricantes b. Residuo o Combustóleo Pesado	>370 °C -	Como Aceite Lubricante. Útil como combustible.

TABLA 6: RANGO DE EBULLICIÓN Y PRINCIPALES USOS DE LAS FRACCIONES DEL PETRÓLEO. (KAYODE COKER, 2010)

Existe una diferencia entre el 5% de un punto en la curva ASTM de un corte pesado y el 95% de un punto en la curva ASTM de un corte más ligero de dos productos adyacentes. Una diferencia positiva se llama desfase ('gap') y una diferencia negativa se llama traslape ('overlap').

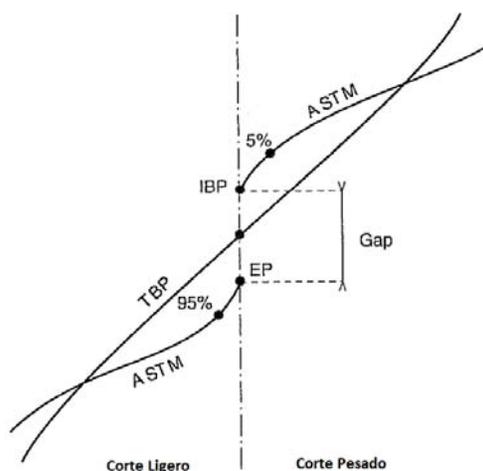


ILUSTRACIÓN 5: REPRESENTACIÓN GRÁFICA DEL 'GAP' O DESFASE. (WAUQUIER, 2004)

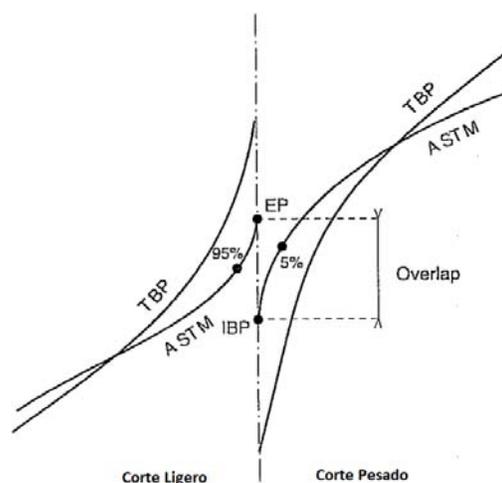


ILUSTRACIÓN 6: REPRESENTACIÓN GRÁFICA DEL 'OVERLAP' O TRASLAPE. (WAUQUIER, 2004)

3.4 PSEUDOCOMPONENTES.

El petróleo crudo es una mezcla de una enorme variedad de hidrocarburos provenientes de varias fuentes y contiene cientos de miles de diferentes moléculas. Como resultado, normalmente no se trata al crudo en términos de su composición molecular, especialmente en el caso del fraccionamiento del crudo. Se indica la composición del crudo en términos de las propiedades del conjunto o 'bulk' y propiedades basadas en la destilación.

Las propiedades del conjunto se refieren a propiedades medidas tomando la totalidad del crudo en cuenta. Estas propiedades típicamente son la densidad, viscosidad, índice de refracción, etc. y son útiles pero no son suficientes para definir al crudo o un corte del mismo. Las propiedades basadas en la destilación se refieren a las propiedades del conjunto medidas para pequeñas cantidades basadas en el punto de ebullición de esa pequeña muestra. Típicamente, se presentan estas propiedades como una función de estas pequeñas muestras, como distribución de densidades, distribución de puntos de ebullición (TBP, D86), etc. Cuando se utiliza un crudo en particular, se considera la recolección de las propiedades de conjunto y basadas en destilación de un ensayo o 'assay' particular. Este ensayo indica cuánto de cierto corte dado (o producto) se puede producir de un crudo.



Cuando se trabaja con el crudo en un simulador de proceso, se lidia con cortes específicos basados en la distribución de puntos de ebullición de una alimentación particular de crudo como se muestra en la ilustración 7. Cada barra individual representa a un componente hipotético con pseudo propiedades (tales como puntos críticos, calores de vaporización, capacidad calorífica) calculadas por una correlación. Estas correlaciones típicamente confían en el punto de ebullición y en la gravedad específica o la densidad. La meta es encontrar un número mínimo de compuestos hipotéticos tales que la combinación de estos se aproxime a las propiedades y comportamiento de todo el crudo.

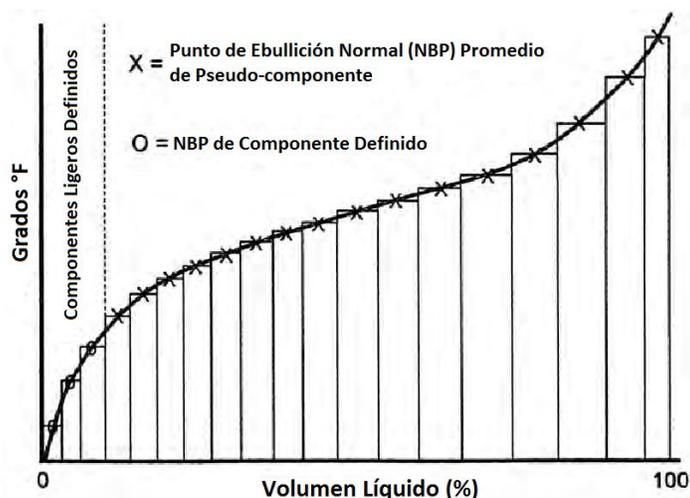


ILUSTRACIÓN 7: CURVA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA TBP CON LA REPRESENTACIÓN DE LOS PSEUDO COMPONENTES. (KAYODE COKER, 2010)

Normalmente se quiere minimizar el número de compuestos hipotéticos para reducir la complejidad. La tabla 7 presenta recomendaciones para el número de compuestos hipotéticos como función de su rango de punto ebullición.

Rango de punto de ebullición	Número sugerido de compuestos hipotéticos
IBP - 425 °C (IBP - 800 °F)	30
425 - 650 °C (800 - 1200 °F)	10
650 - 900 °C (1200 - 1650 °F)	8

TABLA 7: COMPUESTOS HIPOTÉTICOS PARA CADA RANGO DE PUNTO DE EBULLICIÓN. (CHANG, PASHIKANTI, & LIU, 2012)



A menor rango de punto de ebullición de cada fracción, mayor es la cantidad de pseudo componentes y la precisión del modelo, así como la potencia computacional necesaria.

3.5 ENSAYO DE CRUDO

El análisis completo de un petróleo crudo se llama ensayo de crudo (crude assay). En este ensayo se enlistan las principales propiedades del crudo y de sus fracciones a obtener. También se muestra el contenido de hidrocarburos ligeros hasta C_8 o C_9 y una curva TBP. Para una simulación del proceso de destilación, se requiere también determinar los pseudocomponentes del crudo a procesar.

Los objetivos del ensayo de crudo son:

- a) Determinar los productos que se podrán producir con la tecnología de una refinería en específico.
- b) Detectar las dificultades en el procesamiento que se originaran debido a las impurezas y contaminantes.
- c) Indicar el procesamiento subsecuente y mejoramiento que será necesario para optimizar el rendimiento de los productos de alto valor.

Actualmente, se tienen bases de datos electrónicas a las cuales tienen acceso los modelos computacionales que generan evaluaciones económicas de cada tipo de crudo o de una mezcla de ellos.



4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

La industria del procesado de los hidrocarburos está básicamente dividida en tres actividades distintas: Producción de petróleo, refinado de petróleo y manufactura de petroquímicos. Las refinerías producen gas licuado de petróleo, gasolina, nafta, queroseno, turbosina, diésel, aceites lubricantes, cera, coque y asfalto principalmente, aunque los productos varían dependiendo el tipo de crudo y el valor en el mercado de cada producto.

El petróleo crudo puede ser refinado y procesado en cualquier cantidad de productos, cuyo valor es mayor que en su estado nativo. El primer paso en cualquier refinería de petróleo es la separación del crudo en varias fracciones por el proceso de destilación. Estas fracciones pueden ser productos o alimentaciones para consecuentes refinaciones o unidades de procesos.

4.1 DESALADO

La desalación del crudo es el primer paso en una refinería. Esto sirve para remover las sales, sólidos suspendidos y agua del crudo no refinado antes de introducirlo a la unidad de destilación de crudo. La sal está presente en el petróleo crudo en forma de cristales disueltos o suspendidos en el agua que se encuentra emulsificada con el crudo. El crudo es inyectado con el 5-6% de volumen líquido de agua a una temperatura de 90-150 °C (200-300 °F). Las sales se disuelven en el agua de lavado, después el crudo y el agua se separan en un tanque, añadiendo productos químicos para romper la emulsión o por la aplicación de un campo electrostático para coalescer las gotas de agua salada.

4.2 TREN DE PRECALENTAMIENTO Y CALENTADOR A FUEGO DIRECTO

La ilustración 8 muestra una unidad atmosférica fraccionadora de crudo típica. El crudo frío de tanques de almacenamiento se bombea a través de una serie de intercambiadores de calor, donde es precalentado por los productos intermedios de las columnas de destilación primaria y de vacío.

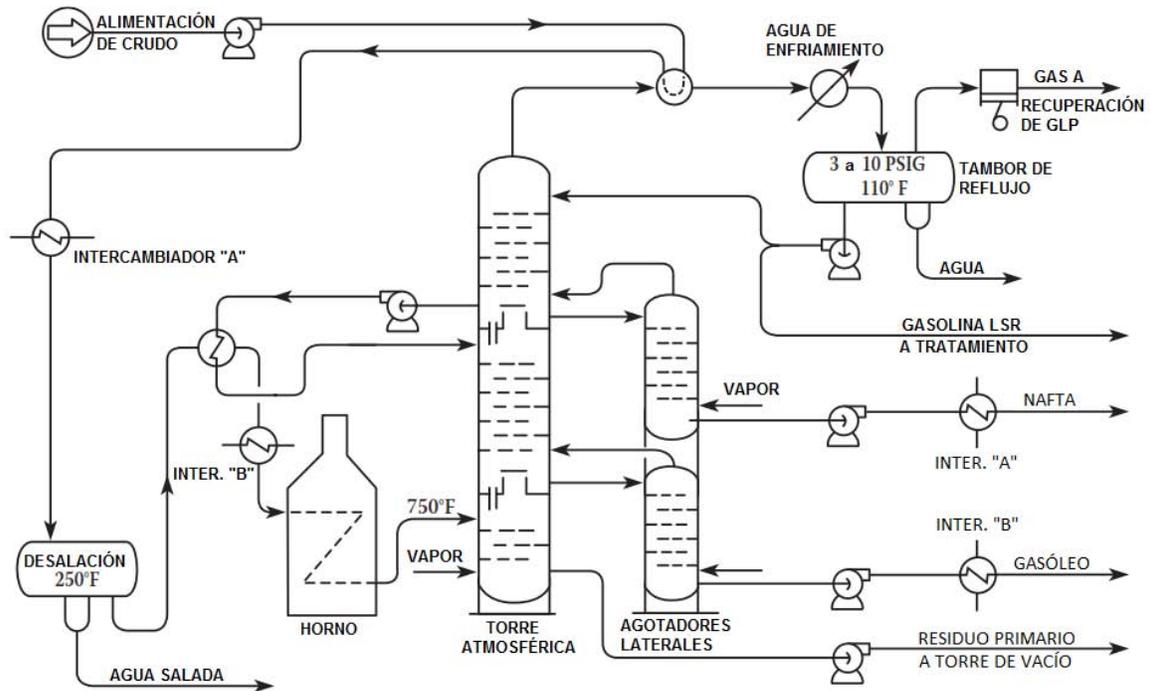


ILUSTRACIÓN 8: DESTILACIÓN DE CRUDO ATMOSFÉRICA. (GARY & HANDWERK, 2001)

Después de la salida del último intercambiador, el crudo es calentado hasta la temperatura deseada de entrada a la columna por medio de un horno o calentador a fuego directo. Las temperaturas típicas de salida del horno varían entre 333- 385 °C (630-725 °F) dependiendo de la composición del crudo.

4.3 VAPOR DE AGOTAMIENTO

En columnas de destilación normales, un rehervidor añade calor en el fondo de la columna. Esta propuesta no es factible en la destilación de crudo porque la temperatura del fondo sería demasiado elevada que provocaría la degradación del crudo, usualmente se utiliza vapor de agua para vaporizar el crudo en el fondo de la columna.

El crudo caliente del horno fluye hasta la zona 'flash' en la columna fraccionadora. Aproximadamente 50-60% del crudo es vaporizado. Aquí se mezcla con el vapor y los hidrocarburos ligeros de la zona de agotamiento (stripping). Se utiliza suficiente vapor para llevar los hidrocarburos más ligeros a la corriente gaseosa que fluye



hacia la parte superior de la columna, usualmente se utilizan de 5 a 10 libras de vapor por cada barril de material a destilar. El vapor de agotamiento también disminuye la presión parcial de estos hidrocarburos en la zona flash de la columna. Esto provoca que se requiera una menor temperatura para destilar los productos de ligeros de la alimentación.

El líquido caliente de la zona 'flash' cae a través de la sección de agotamiento, usualmente de 4 a 6 platos, donde se agota por la inyección de vapor al fondo de la columna. El vapor caliente de la zona 'flash' se eleva, entra en contacto con el reflujo frío que fluye hacia abajo en la columna, el cual condensa los productos laterales líquidos. El reflujo lo proporciona el condensador de domos y los circuitos 'pumparound'. La fracción destilada más ligera no siempre es completamente condensable a las condiciones de temperatura y presión en el tanque de reflujo, y por lo tanto existirá un destilado vapor que debe ser removido de la torre y llevado al sistema de gas combustible de la planta o a un procesamiento posterior. La fracción remanente será entregada como una corriente líquida.

4.4 OVERFLASH

Una pequeña cantidad de vaporización extra, llamada 'overflash' se emplea para proporcionar un reflujo adecuado en la sección comprendida entre la zona flash. El 'overflash' es una vaporización extra por encima de la requerida de acuerdo a las consideraciones del balance de materia, el cual se toma en cuenta para asegurar un reflujo adecuado en los platos entre la zona flash y el plato del producto lateral más bajo. El 'overflash' se mide como porcentaje en volumen del petróleo crudo que se alimenta a la torre. Los valores de 'overflash' utilizados en el diseño ha sido materia de mucha discusión en la industria del petróleo. Un 'overflash' de 2 por ciento volumen de la alimentación se recomienda para un diseño competitivo, aunque algunas refinerías especifican valores tan altos como 5 por ciento. Un 'overflash' mayor también consume más energía, por lo que el 'overflash' se mantiene al mínimo necesario para asegurar la calidad de la corriente lateral de fondo.



Todos los productos destilados más el 'overflash' deben ser vaporizados desde la zona flash. Otra manera de interpretarlo, todo el calor requerido por el proceso debe de estar contenido en la alimentación al salir del horno.

4.5 EXTRACCIONES DE CALOR (PUMPAROUND Y PUMPBACK)

Los flujos de vapor y líquido en la columna se incrementan notablemente del fondo al domo de la torre, requiriendo un gran diámetro para la torre. Para recuperar la mayor cantidad de calor y tener cargas uniformes de vapor y líquido en la torre, se extraen reflujos intermedios.

La remoción de calor en puntos intermedios de la torre se puede obtener al extraer una corriente interna líquida de la torre, enfriarla y regresarla a la columna. El medio de enfriamiento es usualmente el petróleo crudo que está siendo precalentado antes de entrar al horno. Existen principalmente tres métodos de reflujo (Watkins, 1979). El reflujo tipo U emplea únicamente reflujo del condensador de domo para remover calor del proceso. El tipo A emplea un corriente que circula y se enfría externamente, llamada reflujo 'pumparound' en uno o más puntos de la torre para remoción de calor parcial. El tipo R emplea reflujo de subenfriamiento de equilibrio, llamado reflujo 'pumpback', para remoción parcial de calor, usualmente en todos los puntos de extracción de productos laterales. En los tipos A y R solo una porción del total del calor es removido por esta técnicas, la porción remanente debe ser satisfecha por el reflujo del condensador en el domo.

El más común de los dos procesos es el uso de un reflujo 'pumparound', sistema tipo A. El líquido es sustraído de un plato, enfriado y regresado a un plato encima del plato del cual se extrajo. En la práctica, cada sección generalmente utiliza dos o tres platos reales incluyendo el plato de donde se extrae el 'pumparound' y el plato al que ingresa. Esta técnica es empleada generalmente en un punto bajo y a un punto intermedio en la torre y genera calor disponible para intercambiar con la carga de crudo en tren de precalentamiento a diferentes niveles de temperatura. Este método tiene la ventaja de estabilizar al vapor y al reflujo líquido a través de



la sección donde es utilizado, así como una reducción significativa de tráfico de vapor y líquido a través de la columna. La desventaja de este método es que los tres platos utilizados normalmente para la remoción de calor deben ser considerados como solo una etapa real para propósitos de fraccionamiento. Esto se debe a que, desde un punto de vista de equilibrio, el líquido de 'pumparound' es ajeno a la zona en que se emplea. El método es bueno para intercambio de calor pero penaliza la transferencia de masa.

El sistema tipo R es una sección de rectificación que utiliza reflujo subenfriado. El diseño tipo R más económico utiliza la carga de crudo como el medio de enfriamiento para las corrientes de reflujo del 'pumpback', y por tanto también obtiene beneficio del tren de precalentamiento. Esto es empleado para todos los platos con extracción. También tiene la ventaja adicional en que todos los líquidos dentro de la torre son líquidos de reflujo en equilibrio, y por lo tanto, todos los platos pueden ser considerados como efectivos para propósitos de fraccionamiento. Un tráfico bastante uniforme de vapor y líquido existe en todas las secciones de la torre. La torre tipo U tiene vapor y líquido continuamente incrementándose, mientras que en los Tipos A y R, está más o menos estabilizados por la remoción de calor.

Los circuitos de enfriamiento 'pumparound' cumplen tres objetivos:

- 1) Remueven calor latente de los vapores calientes de la zona 'flash' y ayudan a condensar los productos laterales.
- 2) Mejoran la eficiencia del tren de precalentamiento del crudo al permitir la recuperación de calor a temperaturas mayores a la que tiene el condensador de domo. Esto disminuye la energía requerida por el horno.
- 3) Reducen el flujo de vapor a través de la columna, lo que reduce el tamaño requerido. Ya que el tamaño de las columnas de crudo está principalmente determinado por el flujo de vapor, el enfriamiento con 'pumparound' es esencial en el diseño.

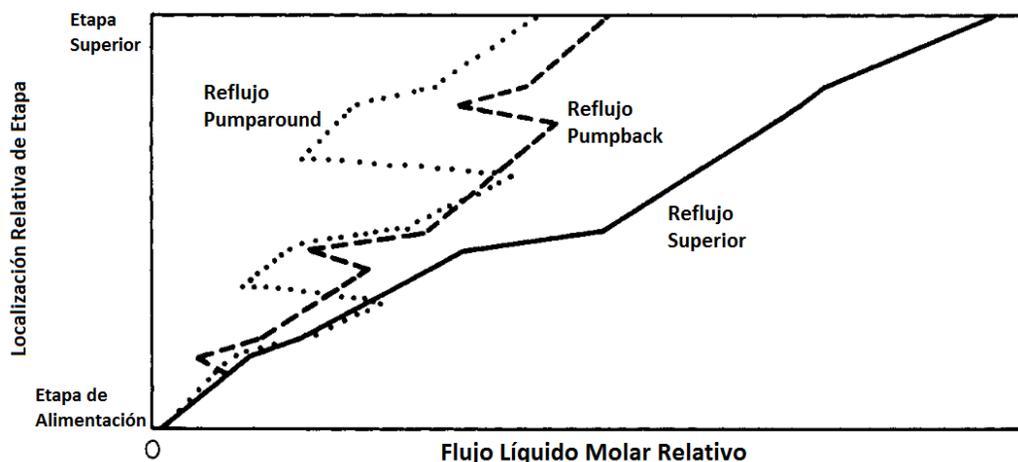


ILUSTRACIÓN 9: COMPARACIÓN DEL REFLUJO INTERNO QUE PROVEE CADA MÉTODO. (GREEN & PERRY, 2008)

Sin embargo, los circuitos ‘pumparound’ degradan el fraccionamiento entre los productos laterales al reducir el flujo líquido interno entre los productos laterales.

4.6 AGOTADORES LATERALES

Las extracciones líquidas de productos contienen algunos compuestos ligeros que no pertenecen al producto en particular. Este material ligero es removido con el uso de agotadores laterales. Al remover los ligeros, el punto de ebullición inicial del líquido de la extracción lateral se incrementa, por lo que la composición de la porción más ligera del producto líquido lateral está controlada por el agotador y no por la columna principal.

Un agotador lateral es en esencia una mitad inferior pequeña de la torre de destilación. La alimentación al agotador que es la extracción líquida de la columna principal, entra en la parte superior del agotador. El producto es extraído del fondo del agotador. El vapor que contiene material ligero deja el agotador en el domo y regresa a la columna principal, usualmente un plato arriba de donde se extrajo.

El punto de ebullición máximo de los productos laterales líquidos está controlado por la columna principal por su velocidad de extracción. Por ejemplo, para incrementar el punto de ebullición máximo del queroseno, es necesario disminuir el flujo de diésel (el cual tiene un rango de ebullición más alto) e incrementar el



flujo de queroseno. Este ajuste permite a los componentes más pesados viajar arriba por la columna hasta el plato de extracción del queroseno, incrementando el punto de ebullición máximo del queroseno producto. Puede que haya un decremento en la porción más ligera del diésel producto por el ajuste, pero este efecto es menor comparado con el efecto causado por el agotador de diésel.

Hay tres caminos posibles para agotar (vaporizar) los ligeros.

- Incrementar la energía interna (con rehervidores).
- Reducir la presión (utilizando vacío).
- Reducir la presión parcial (con un agente agotador).

El uso de vapor de agua es el método más común de agotamiento en la refinación del petróleo. En los agotadores, el vapor de agua regresa con los hidrocarburos ligeros a la columna principal y condensa en el condensador.

El vapor inyectado a la columna debe de estar a una presión no tan arriba de la presión de la torre, de otra manera ocurrirían grandes perturbaciones en el patrón de flujo de la columna. Para evitar cualquier efecto de enfriamiento, se utiliza vapor sobrecalentado en lugar de vapor saturado.

4.7 PRESIÓN

La presión en el diseño de una torre atmosférica es el mínimo permisible en el acumulador de reflujo de la torre. La caída de presión de diseño a través del condensador y de las tuberías asociadas se debe fijar de 5 a 7 psi. Cuando el sistema está limpio, la caída de presión normal debe estar en el orden de 3 psi. La mayoría de las torres atmosféricas tienen entre 25 a 35 platos entre la zona flash y el domo de la torre. La caída de presión permisible por plato estará en el rango de 0.1 a 0.2 psi por plato. La presión de la zona flash se fija con la suma de la presión del tanque de reflujo más las caídas de presión del condensador y los platos por encima de la zona flash. Se recomienda una caída de presión de 5 psi entre la zona flash y la salida del horno.



5 ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE (PINCH)

Donde sea que se considere el diseño de un sistema, habrá límites que restringen el diseño. Estas limitaciones usualmente se manifiestan como restricciones mecánicas. Cuando se diseñan intercambiadores de calor y otras operaciones unitarias, las limitaciones impuestas por la primera y segunda ley de la termodinámica restringen a tales equipos. Por ejemplo, en un intercambiador de calor, una aproximación cercana entre las corrientes calientes y frías requerirá una gran área de intercambio de calor. Donde sea que las fuerzas motrices para intercambio de energía o calor sean pequeñas, el equipo necesario para la transferencia se vuelve más grande y se dice que el diseño tiene un pliegue o 'pinch'. Cuando se considera un sistema con muchos equipos de intercambio de calor o masa (llamadas red de intercambio), existirá siempre en alguna parte del sistema un punto donde la fuerza motriz para el intercambio de energía o masa es mínima. Esto representa el punto de pliegue. El diseño exitoso de una de estas redes involucra definir dónde existe el punto de pliegue y utilizar la información en el punto de pliegue para diseñar toda la red. El proceso de diseño se designa como análisis 'pinch' o análisis del punto de pliegue.

El objetivo del análisis del punto de pliegue es obtener un arreglo de recuperación de calor, en el que se recupera la mayor cantidad de calor posible, y minimiza el calentamiento y enfriamiento externo (utilities). Para el análisis del punto de pliegue se debe definir lo que se conoce como corriente. Cualquier flujo que requiera ser calentado o enfriado, pero no cambie su composición, se define como una corriente. Las 'corrientes calientes' son las corrientes que necesitan enfriamiento (fuentes de calor) mientras que las 'corrientes frías' son las corrientes que necesitan calentamiento (sumidero de calor). La temperatura de suministro, es la temperatura inicial de una corriente; y la temperatura objetivo, la cual es la temperatura final a la cual debe llegar la corriente.



Una variable útil en el análisis del punto de pliegue es el flujo de capacidad calorífica 'CP', el cual es el flujo másico de cierta corriente multiplicado por su calor específico.

$$CP \left[\frac{kW}{K} \right] = W \left[\frac{kg}{s} \right] \cdot C_p \left[\frac{kJ}{kg K} \right]$$

Flujo de capacidad calorífica = Flujo másico x Calor Específico

ECUACIÓN 11

Por lo tanto, asumiendo al CP constante, para una corriente que necesita calentarse (corriente 'fría') de una 'temperatura de suministro' (T_S) a una 'temperatura objetivo' (T_T), el total de calor añadido será igual al cambio de entalpía de la corriente. El contenido de calor de una corriente (kW) se conoce como entalpía.

$$Q = \int_{T_S}^{T_T} CPdT = CP(T_T - T_S) = \Delta H$$

ECUACIÓN 12

La pendiente de la línea que representa a la corriente es: $\frac{dT}{dQ} = \frac{1}{CP}$

Un método útil de visualización de las corrientes, es el diagrama temperatura-entalpía. La entalpía H , es una forma de llamarle a la cantidad de energía absorbida o cedida por un sistema. El diagrama T/H puede ser utilizado para representar intercambio de calor, debido a una característica muy útil. Ya que solo estamos interesados en los cambios de entalpía en las corrientes, las corrientes pueden ser graficadas en cualquier parte del eje de la entalpía. Siempre y cuando tenga la misma pendiente y corra entre las mismas temperaturas de suministro y objetivo, así, dónde sea que se dibuje en el eje H, representará la misma corriente.

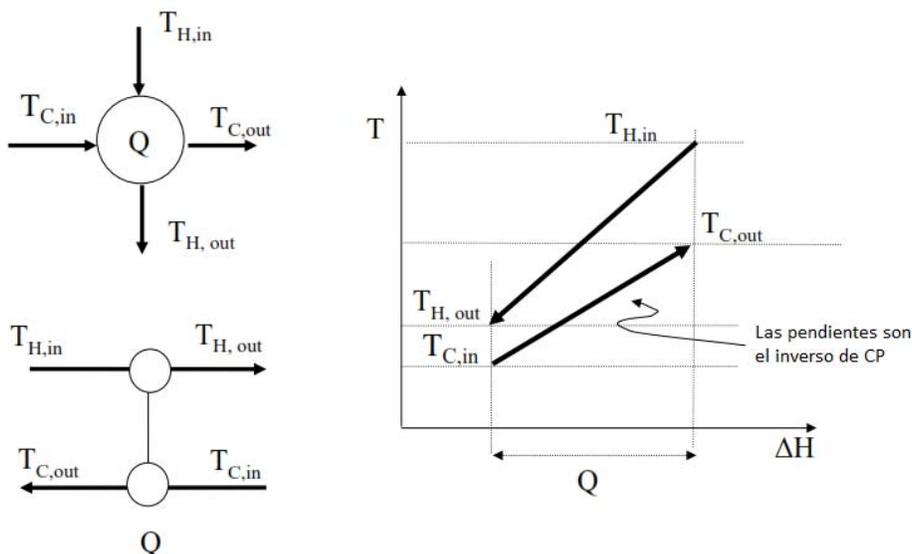


ILUSTRACIÓN 10: DIAGRAMA TEMPERATURA VS ENTALPÍA DE UN INTERCAMBIADO PROCESO-PROCESO.

5.1 EXTRACCIÓN DE DATOS

El proceso en el cual primero se identifican las corrientes de proceso, después divide estas corrientes en fuentes o sumideros se llama extracción de datos. La tabla siguiente es un ejemplo de la extracción de datos en un proceso, se deben de clasificar las corriente como calientes o frías, obtener su capacidad calorífica, así como su flujo másico y sus temperaturas de entrada y salida (suministro y objetivo). El calor que se obtendrá de su intercambio (corrientes calientes) o el calor que necesitan para llegar a su temperatura objetivo (corrientes frías) se calcula con la ecuación 12.

No. de Corriente	Condición	Flujo másico W (kg/s)	Cp (kJ/kg°C)	W·Cp (kW/°C)	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	Q _{disponible} (kW)
1	Caliente	10.00	0.8	8.0	300	150	1200
2	Caliente	2.50	0.8	2.0	150	50	200
3	Caliente	3.00	1.0	3.0	200	50	450
4	Fría	6.25	0.8	5.0	190	290	-500
5	Fría	10.00	0.8	8.0	90	190	-800
6	Fría	4.00	1.0	4.0	40	190	-600
Total							-50

TABLA 8: INFORMACIÓN EXTRAÍDA PARA EL ANÁLISIS PINCH.



5.2 CONSTRUCCIÓN DE LAS CURVAS COMPUESTAS

Las curvas compuestas consisten en perfiles de presión-entalpía (T-H) de disponibilidad de calor en el proceso (curva compuesta caliente) y de demanda de calor en el proceso (curva compuesta fría) de forma conjunta en una representación gráfica.

La construcción de la curva compuesta caliente simplemente involucra la adición de los cambios de entalpía de las corrientes en sus respectivos intervalos de temperaturas. La construcción de la curva compuesta fría es similar, involucrando la combinación de las curvas frías T-H del proceso. Así, una sola curva compuesta de todas las corrientes calientes y una sola curva de todas las corrientes calientes se pueden colocar en el diagrama T/H.

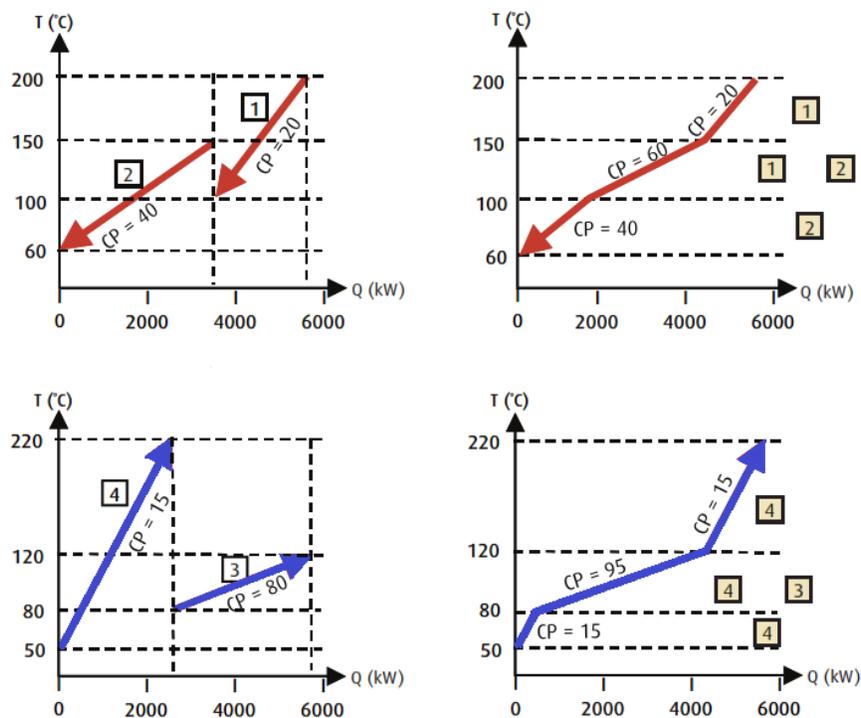


ILUSTRACIÓN 11: CURVAS COMPUESTA CALIENTE (ROJA) Y CURVA COMPUESTA FRÍA (AZUL).

Las curvas compuestas proveen una imagen a contracorriente de la transferencia de calor y pueden ser utilizadas para indicar el objetivo mínimo de energía para el proceso. Esto se logra al sobreponer las curvas compuestas fría y caliente, separándolas por la mínima diferencia de temperatura (ΔT_{\min}). Esta superposición



muestra la máxima cantidad de calor que es posible recuperar, indicando que las necesidades de enfriamiento y calentamiento remanentes son los requerimientos de servicios de enfriamiento y calentamiento mínimos para el proceso elegido. Mientras el acercamiento mínimo se incrementa, el área de transferencia de calor para los intercambiadores de calor se reduce, pero las cargas térmicas de los servicios de enfriamiento y calentamiento se incrementan.

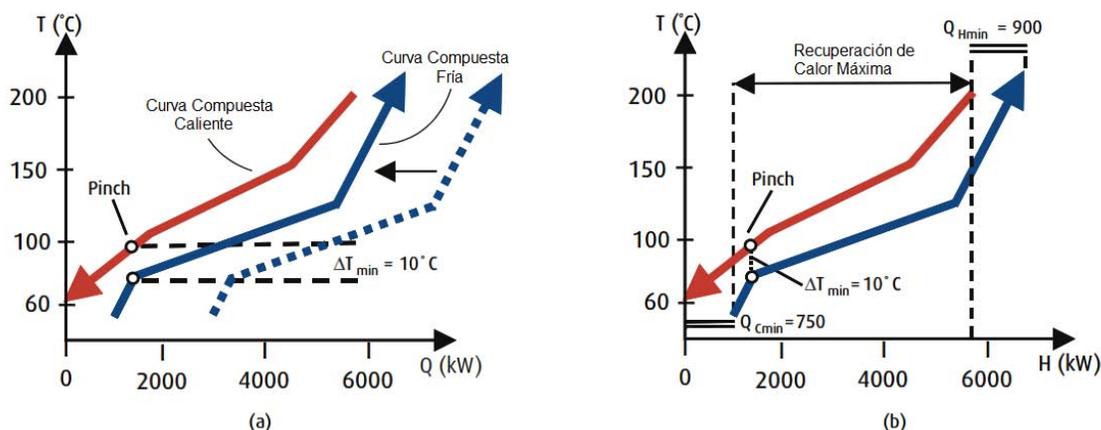


ILUSTRACIÓN 12: CURVAS COMPUESTAS CALIENTE Y FRÍAS SUPERPUESTAS

El rango de valores de ΔT_{\min} es de 5 a 20 °C típicamente. Para un valor dado de ΔT_{\min} , la cantidad de servicios predichos son los mínimos requeridos para resolver el problema de recuperación de calor. Se debe notar que aunque existen muchas corrientes en el problema, en general ΔT_{\min} ocurre en un único punto de acercamiento, el cual es el punto de pliegue.

Existe una correlación entre el valor de ΔT_{\min} en el intercambiador y la carga térmica total de los servicios en el sistema. Esto significa que si elegimos un valor de ΔT_{\min} , tenemos un objetivo de energía de cuánto calentamiento y enfriamiento se deberá utilizar. Si el servicio de calentamiento se incrementa por un valor α , el servicio de enfriamiento también se incrementa en α .

5.3 EL PRINCIPIO DEL PUNTO DE PLIEGUE

Una vez que el punto de pliegue ha sido identificado, es posible considerar al proceso como dos sistemas separados: uno debajo del punto de pliegue y otro por encima. El sistema por encima de punto de pliegue requiere aportación de calor y



por tanto es un sumidero de calor total. Por debajo del punto de pliegue, el sistema expulsa calor y es una fuente de calor total.

Si una cantidad de calor α se transfiere de arriba del punto de pliegue hacia abajo del mismo, el sistema por encima del punto de pliegue cede α unidades de calor al sistema por debajo del punto de pliegue. Para restaurar el balance de calor, el servicio de calentamiento debe de incrementarse en la misma cantidad, esto es, α unidades. Por debajo del punto de pliegue, α unidades de calor son añadidas al sistema que tiene exceso de calor, por lo tanto el servicio de enfriamiento requiere también un incremento en α unidades. En conclusión, la consecuencia de una transferencia de calor a través del punto de pliegue es que ambos servicios de calentamiento y enfriamiento se incrementarán en la carga a través del punto de pliegue.

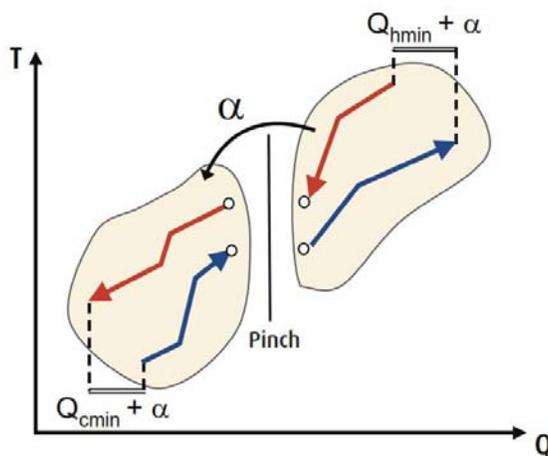


ILUSTRACIÓN 13: TRANSFERENCIA DE CALOR A TRAVÉS DEL 'PINCH'.

Para resumir, el punto de pliegue da tres reglas que deben ser obedecidas para alcanzar los objetivos de energía mínima para el proceso:

1. No se debe de transferir calor a través del punto de pliegue.
2. No debe de haber enfriamiento externo por encima del punto de pliegue.
3. No debe de haber calentamiento externo por debajo del punto de pliegue.



El resultado de violar alguna de estas reglas conducirá a transferir calor a través del punto de pliegue, resultando en un incremento de energía más allá del objetivo.

5.4 MÉTODO DE LA TABLA PROBLEMA

La manipulación gráfica de las curvas compuestas para generar objetivos mínimos de energía consume mucho tiempo y es tosco. Un procedimiento alternativo está basado enteramente en aritmética simple y no involucra prueba y error. El procedimiento se conoce como la tabla problema y se compone de tres etapas.

1. Convertir las temperaturas reales de las corrientes en temperaturas de intervalo.

La única modificación necesaria es asegurar que en cualquier intervalo, las corrientes calientes y frías tengan al menos ΔT_{\min} de diferencia. Esto se puede hacer al utilizar temperaturas desplazables, las cuales se fijan a $\frac{1}{2}\Delta T_{\min}$ debajo de la temperatura de las corrientes calientes y $\frac{1}{2}\Delta T_{\min}$ por encima de la temperatura de las corrientes frías. Como resultado, las curvas compuestas se tocan en lugar de estar separadas por el ΔT_{\min} . Éstas 'temperaturas de intervalo' para todas las corrientes presentes se ordenan por valor y se remueven las temperaturas que se repiten (entre paréntesis).

Construcción de las temperatura de intervalo $\Delta T_{\min}=10\text{ }^{\circ}\text{C}$					T ordenadas [$^{\circ}\text{C}$]
Corriente	Temperaturas Reales		Temperaturas de Intervalo		
	Suministro [$^{\circ}\text{C}$]	Objetivo [$^{\circ}\text{C}$]	Suministro [$^{\circ}\text{C}$]	Objetivo [$^{\circ}\text{C}$]	
					245
					240
					230
1	150	100	140	90	225
2	100	40	(90)	30	220
3	175	150	165	(140)	190
4	150	40	(140)	(30)	165
5	230	40	220	(30)	140
6	15	180	25	190	90
7	215	220	225	230	30
8	230	235	240	245	25

TABLA 9: TEMPERATURAS DE INTERVALO ORDENADAS DE FORMA DECRECIENTE.



2. Se lleva a cabo un balance de calor para las corrientes que caen en cada intervalo.

$$\Delta H_j = (T_j - T_{j+1})(\sum CP_{cold} - \sum CP_{hot})$$

ECUACIÓN 13

Donde:

ΔH_j = Requerimiento neto de calor en el intervalo j (MW).

CP_{cold} = Flujo de capacidad calorífica de una corriente fría (MW/°C).

CP_{hot} = Flujo de capacidad calorífica de una corriente caliente (MW/°C).

Se obtiene la diferencia de temperatura entre los intervalos de temperatura. Para cada intervalo de temperatura se debe de obtener el valor de la diferencia de los flujos de capacidad calorífica de las corrientes frías y calientes que estén presentes en dicho intervalo. A partir de estos valores se puede obtener el cambio de entalpía en cada intervalo. Se debe notar que en cada intervalo existe un déficit o un excedente residual de calor; ocasionalmente ninguno.

3. La segunda ley de la termodinámica dice que el calor solo puede ser transferido hacia abajo del gradiente. Por tanto, en general, para suministrar el déficit de calor de un intervalo de temperatura dado se debe proporcionar el servicio de calentamiento, o por 'cascada' del calor excedente de un intervalo de temperatura superior en el gradiente de temperatura.

Para asegurar una cascada de calor, debemos incrementar todos los flujos en el valor de calor negativo más grande, suministrando este valor como servicio de calentamiento en el intervalo de temperatura más caliente. Los valores de flujos de calor que entran y salen la cascada de calor representan las cantidades de servicio de calentamiento y enfriamiento requeridas para el valor de ΔT_{min} asumido. Los cuales son los mismos valores de los servicios que se apreciarían en las curvas compuestas. El método de la tabla problema ofrece un modo más rápido y exacto de generar los objetivos de servicios.



Intervalo de temperatura [°C]	ΔT [°C]	$\Sigma CP_c - \Sigma CP_h$ [MW/°C]	ΔH [MW]	Cascada de calor [MW]	Cascada de calor corregida [MW]
245				0	11.4
240	5	1.6	8.0	-8.0	3.4
230	10	0.0	0.0	-8.0	3.4
225	5	0.68	3.4	-11.4	0.0
220	5	0.0	0.0	-11.4	0.0
190	30	-0.025	-0.75	-10.65	0.75
165	25	0.025	0.625	-11.275	0.125
140	25	-0.335	-8.375	-2.9	8.5
90	50	-0.038	-1.9	-1.0	10.4
30	60	0.0	0.0	-1.0	10.4
25	5	0.05	0.25	-1.25	10.15

TABLA 10: CONSTRUCCIÓN DE LA CASCADEA DE CALOR.

5.5 GRAN CURVA COMPUESTA

Conociendo las curvas compuestas, podemos encontrar la cantidad mínima de calentamiento o enfriamiento que se necesita suministrar a cualquier temperatura dada. Una gráfica del flujo de calor (requerimiento de servicios) y las temperaturas desplazadas se puede graficar fácilmente. Esta es conocida como la gran curva compuesta (GCC). Representa la diferencia entre el calor disponible de las corrientes calientes y el calor requerido por las corrientes frías, con referencia al pinch, a una temperatura desplazada dada. Por lo tanto, la GCC es una gráfica del flujo de calor total contra la temperatura desplazada (de intervalo), la cual es simplemente la representación gráfica de la cascada de calor (tabla problema).

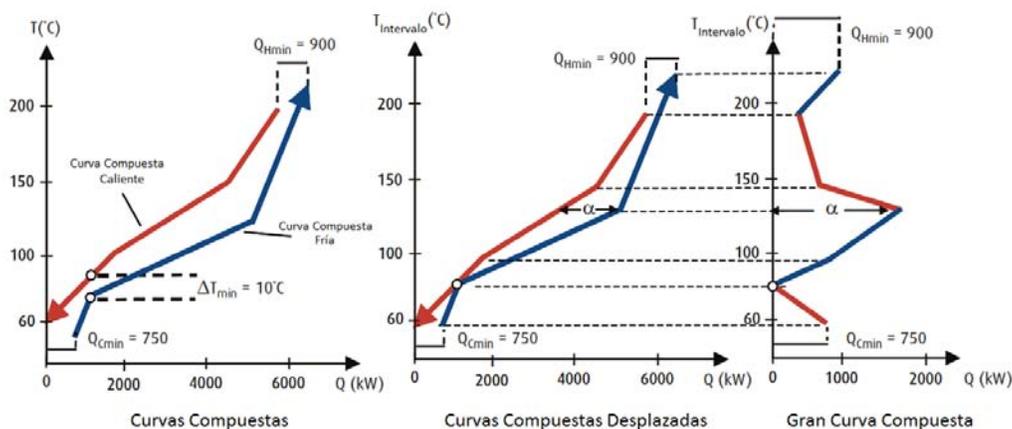


ILUSTRACIÓN 14: CURVAS COMPUESTAS Y GRAN CURVA COMPUESTA.



Los valores del flujo total de calor en la parte más alta y en la parte más baja es el calor que se debe suministrar y remover de la cascada respectivamente, y nos dicen por tanto los objetivos de servicios de calentamiento y enfriamiento. Sin embargo la GCC no solo nos dice la cantidad de calor a remover y suministrar, también nos dice a qué temperatura son necesarios. No es necesario suministrar el servicio de calentamiento a la temperatura de intervalo más alta; la mayoría de este puede, si se desea, ser suministrado a menor temperatura. El punto de pliegue también puede ser visualizado fácilmente, siendo este el punto en el que el flujo de calor total es 0 y la curva toca eje. Por otra parte, podemos observar si el punto de pliegue ocurre a mitad de un intervalo de temperatura o al final, e identificar otras regiones de bajo flujo de calor total, o incluso puntos de pliegue dobles o múltiples.

5.6 SERVICIOS MÚLTIPLES

Los requerimientos de energía no son suministrados únicamente por un servicio de calentamiento y otro de enfriamiento, al contrario son suministrados por varios niveles de servicios, por ejemplo niveles de vapor, niveles de refrigeración, circuito de aceite caliente, gas de combustión de horno, etc. El objetivo general es maximizar el uso de los niveles más baratos de servicios y minimizar el uso de los servicios caros, con el fin de reducir costos. Por ejemplo, es preferible utilizar vapor de baja presión en lugar de vapor de alta presión, y agua de enfriamiento en lugar de refrigeración.

Para obtener el calor que pueden suministrar o retirar cada nivel de servicio, se grafican primero los niveles de servicio más baratos y se continúa en orden ascendente. Por ejemplo, el objetivo para el vapor de baja presión (el servicio de calentamiento más barato) será primeramente graficado como una línea horizontal a la temperatura (desplazada) del vapor de baja presión, desde el eje 'y' hasta que toca la gran curva compuesta. El objetivo para el vapor de media presión sigue un camino similar. La carga térmica restante es satisfecha por el vapor de alta presión. Esto reduce el consumo de vapor de alta presión favoreciendo el vapor de



media y baja presión, y por tanto minimiza el costo total de los servicios. Una construcción similar se lleva a cabo por debajo del punto de pliegue maximizando el uso del agua de enfriamiento.

Los puntos en los cuales los distintos niveles de vapor tocan la gran curva compuesta son llamados puntos de pliegue de servicios. Como se definió previamente, la transferencia de calor a través del punto de pliegue representa ineficiencia. El punto de pliegue de servicio significa un cambio en la carga térmica de un servicio barato a uno más caro.

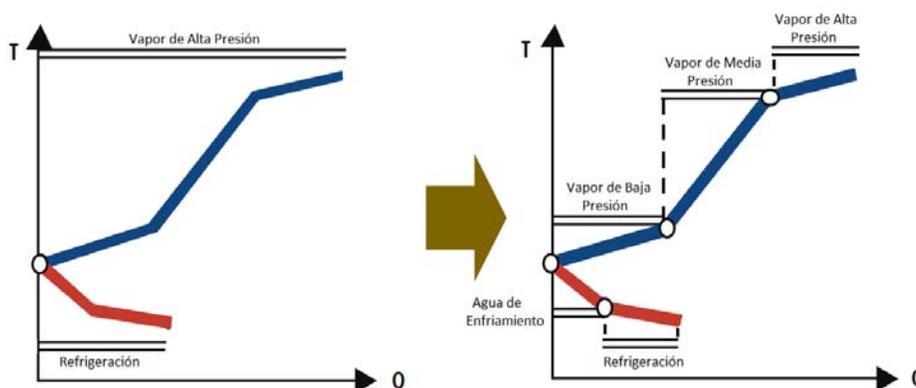


ILUSTRACIÓN 15: GRAN CURVA COMPUESTA CON DIFERENTES NIVELES DE SERVICIOS.

Los niveles de servicios en la gran curva compuesta también están desplazados por $\frac{1}{2}\Delta T_{\min}$. La temperatura de los servicios de calentamiento se disminuyen en $\frac{1}{2}\Delta T_{\min}$ y la temperatura de los servicios de enfriamiento se incrementan en $\frac{1}{2}\Delta T_{\min}$. Este desplazamiento de la temperatura de servicios asegura que existe la diferencia de temperatura mínima (ΔT_{\min}) entre los servicios y las corrientes de proceso correspondientes. Aún más importante, cuando los niveles de servicios tocan la GCC, la diferencia de temperatura mínima se mantiene.

Las cargas térmicas a alta temperatura puede ser necesario suministrarlas por un horno. Correspondientemente, algo del calor liberado por debajo del 'pinch' podría ser utilizado a relativamente alta temperatura para producir vapor, en lugar de ser desperdiciado con agua de enfriamiento. También es útil distinguir entre servicios de temperatura constante y servicios de temperatura variable. Por ejemplo, vapor



saturado es un servicio de temperatura constante que provee calor latente, mientras que el gas de combustión es un servicio de temperatura variable.

La regiones en las cuales las GCC se dobla hacia atrás sobre ella misma y el calor puede ser intercambiado entre diferentes intervalos de temperatura del mismo proceso, son llamados bolsillos o 'pockets'. Es estas regiones indican que hay corrientes de proceso que pueden satisfacer entre ellas sus demandas de sustracción o adición de calor sin necesidad de servicios.

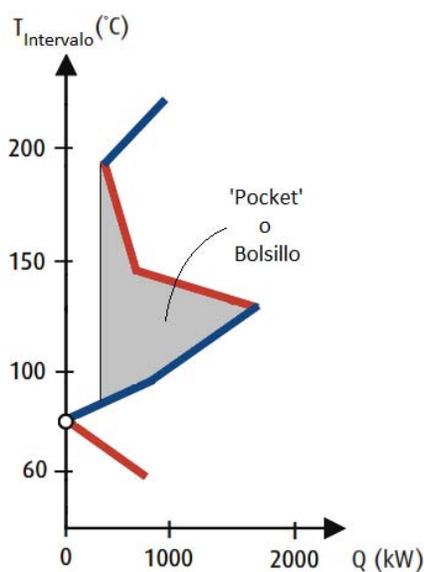


ILUSTRACIÓN 16: GRAN CURVA COMPUESTA CON 'POCKET' O BOLSILLO.

En resumen, la gran curva compuesta es una de las herramientas básicas utilizadas en el análisis del punto de pliegue para la selección de niveles apropiados de servicios y para fijar objetivos óptimos de carga térmica para un conjunto dado de servicios.



6 DISEÑO DE TORRES DE DESTILACIÓN DE CRUDO USANDO ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE

La literatura concerniente al diseño y adaptación de sistemas de destilación es relativamente escasa y en su mayoría vieja. Mucho del conocimiento se queda dentro de las grandes compañías petroleras y contratistas. La literatura es heurística por naturaleza y usualmente basada en casos de estudio. Se han propuesto procedimientos de diseño para sistemas de destilación por Nelson, Packie, y Watkins. Estos procedimientos dependen de correlaciones empíricas para la cantidad de vapor de agotamiento y el número de platos. Las temperaturas y presiones de los platos se estiman. Los balances de materia y energía pueden ser entonces calculados para corregir los valores de temperatura iterativamente. Los diseños dejan la red de intercambio de calor (HEN, Heat Exchanger Network) hasta el final, si es que la llegan a considerar.

El diseño de torres de destilación de crudo se puede realizar por medio de un procedimiento sistemático, en el cual se determine la distribución de las etapas en la columna, los flujos óptimos y sus cargas térmicas, así como los flujos óptimos de vapor 'vivo' para stripping y las cargas térmicas para los rehervidores.

En este procedimiento se presentan cuatro principios de diseño:

- Descomposición de Columnas Complejas.
- Mecanismos de Vaporización: Vapor vivo o rehervidores.
- Acoplamiento Térmico.
- Análisis del punto de pliegue de los sistemas de destilación.

6.1 DESCOMPOSICIÓN DE COLUMNAS COMPLEJAS

Es posible transformar el sistema complejo de destilación de crudo en una secuencia de columnas sencillas (Liebmann, 1996). Esta transformación se describe con ayuda de la ilustración siguiente:

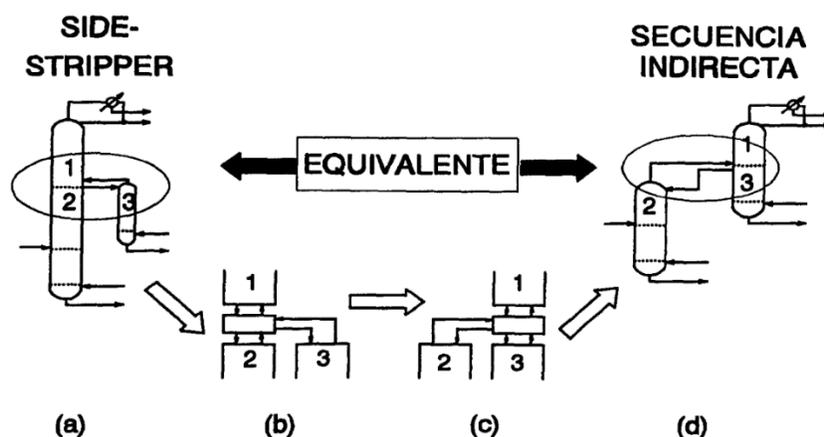


ILUSTRACIÓN 17: EQUIVALENCIA ENTRE UNA TORRE COMPLEJA CON AGOTADOR LATERAL Y UNA SERIE DE COLUMNAS SIMPLES. (LIEBMANN, 1996)

La figura (a) muestra a la columna principal con un agotador lateral. La representación de la etapa (b) muestra cómo es el arreglo original en donde, de la etapa intermedia de la torre se extrae una corriente que se estabilizará en el agotador, así como también se muestra cómo del agotador regresa a la torre principal una corriente que estará compuesta principalmente por vapor de agotamiento y compuestos ligeros. Esta representación se puede modificar de tal manera que el agotador esté directamente acoplado en parte superior de la torre, y la parte inferior de la torre sea separada como una torre individual (c). Al final se muestra la secuencia de columnas obtenida (d). Las dos columnas forman una secuencia indirecta en la que cada columna separa el producto pesado de su alimentación. La torre con un agotador lateral es completamente equivalente a las dos columnas simples en una secuencia indirecta. Para una torre con más agotadores laterales, una secuencia más larga de columnas sencillas se obtendrá. Toda configuración de columna compleja puede ser descompuesta en columnas simples y viceversa.

La equivalencia entre la torre con un agotador lateral y la serie de columnas se debe a que todas las secciones están conectadas por los flujos de vapor y líquido en el plato de extracción, ningún flujo de vapor o líquido ha sido desconectado, además el número de etapas en todas las secciones se mantiene igual.

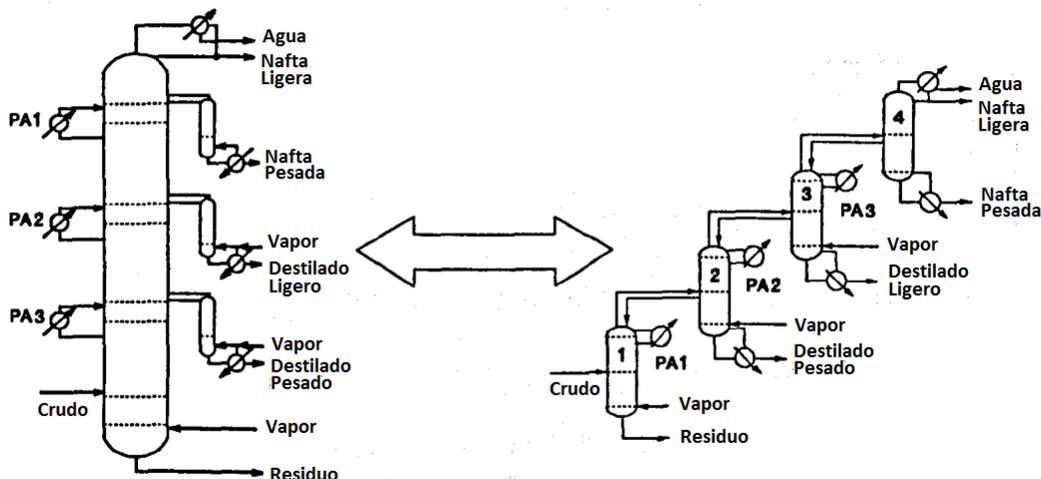


ILUSTRACIÓN 18: DESCOMPOSICIÓN DE UNA COLUMNA COMPLEJA EN UNA SERIE DE COLUMNAS SIMPLES. (LIEBMANN, 1996)

El motivo por el cuál la conversión a series de columnas es útil, se debe a que es más fácil tratar con columnas simples que con columnas complejas. Son mucho más fáciles de entender. Además, una simulación computacional de un conjunto de columnas simples es más fácil de formular y converger que una simulación de una torre compleja. Para una columna compleja, los métodos aproximados estándar y los procedimientos de diseño de destilación no son aplicables, mientras que sí lo son para las columnas simples. Para cada columna de la secuencia es posible calcular el número apropiado de etapas y la etapa de alimentación utilizando los métodos estándar, por ejemplo Fenske-Underwood.

6.2 MECANISMOS DE VAPORIZACIÓN

Existen principalmente dos métodos para la vaporización del fondo de las columnas, el uso de rehervidores o el uso de vapor de agotamiento.

El rehervidor funciona al aportar calor al líquido en el fondo de la columna. Esto lleva a incrementar la energía interna, y por lo tanto, su vaporización. El uso de un rehervidor resultará en temperaturas de fondo más altas. Esto es importante desde el punto de vista de recuperación de calor y de la descomposición de productos a alta temperatura.



Si se inyecta vapor vivo o de agotamiento, la presión parcial de los hidrocarburos en la fase vapor se reduce, esto provoca que el calor requerido para la vaporización se reduzca. El calor requerido para la vaporización no se obtiene del vapor, sino del líquido que va ser vaporizado, por lo tanto el líquido se enfría. Se tiene un perfil inverso de temperatura en el agotador, donde la etapa inferior está más fría que la etapa superior. La temperatura del producto inferior que deja al agotador será menor que su punto de ebullición a la presión total del fondo del agotador.

Para un rehervidor, duplicar la cantidad de calor duplica aproximadamente la cantidad de material vaporizado. Para un agotador con vapor, duplicar la cantidad de vapor inyectado no duplicará el efecto de vaporización, debido a la proporcionalidad inversa entre la cantidad de vapor de agua y la presión parcial de los hidrocarburos, como se expresa en la ley de Dalton, a mayor cantidad de vapor presente en la fase vapor, menos eficiente es la adición de vapor.

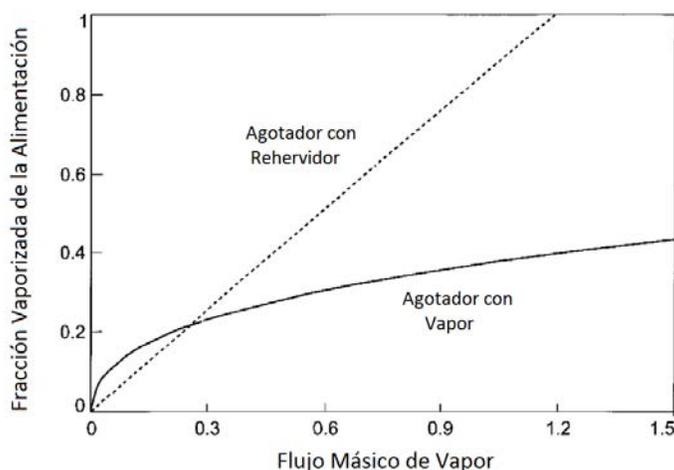


ILUSTRACIÓN 19: COMPARACIÓN DE LA VAPORIZACIÓN GENERADA POR VAPOR DE AGOTAMIENTO Y REHERVIDORES. (LIEBMANN, DHOLE, & JOBSON, 1998)

Existe una relación lineal entre el flujo másico del vapor y la cantidad de material vaporizado en el agotador. Para el vapor utilizado en el agotador, la curva muestra un comportamiento polinómico inverso. Pequeñas cantidades de vapor provocan una alta fracción vapor. Dependiendo del grado de vaporización que se desee se podrá elegir alguno de los dos métodos. Para pequeñas cantidades de



agotamiento, la inyección de vapor vivo es más eficiente; para valores mayores, el rehervidor operará con menor consumo de vapor.

Para un agotador operado con vapor vivo, el flujo de este vapor se suma al flujo de vapor en el agotador, entra a la columna principal y finalmente es condensado en el condensador de la columna principal. Esto provoca un menor rendimiento de la columna.

Cuando se utiliza un rehervidor, una columna de menor diámetro se requerirá, ya que un rehervidor genera menor tráfico de vapor en la columna; sin embargo un rehervidor es más costoso de instalar. Si se considera la recuperación de calor, las altas temperaturas en el fondo de un agotador con rehervidor son un efecto positivo. A mayor temperatura del producto, son mejores las posibilidades de recuperación de calor para precalentar el crudo. Sin embargo, la cantidad de calor que puede ser extraída es pequeña comparada con la cantidad de calor que se necesita para operar el agotador. Además, la calidad del producto se puede comprometer cuando se utiliza un rehervidor, más formación de coque, craqueo y descomposición del producto pueden ocurrir como resultado de la alta temperatura en el fondo de la columna.

Es posible tener una combinación de rehervidor e inyección de vapor vivo. La introducción de vapor vivo también provoca que la temperatura del agotador con rehervidor caiga debido al efecto de enfriamiento del vapor.

6.3 ACOPLAMIENTO TÉRMICO

El acoplamiento térmico se define como el flujo de material de una columna corriente abajo a una columna adyacente corriente arriba. Provee parte de la transferencia de calor necesaria, por contacto directo. El acoplamiento térmico resultará en cambios en la carga térmica y temperaturas del condensador y el rehervidor.

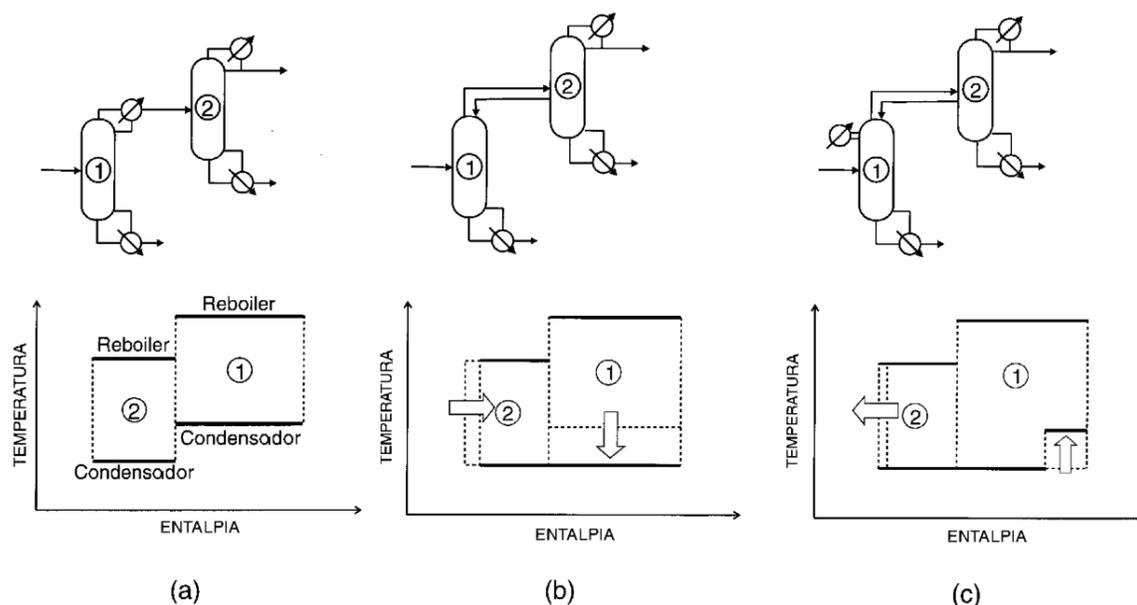


ILUSTRACIÓN 20: COLUMNAS SIN ACOPLAMIENTO TÉRMICO (A), COLUMNAS CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO (B) Y COLUMNAS CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO PARCIAL (C). (LIEBMAN, DHOLE, & JOBSON, 1998)

Con acoplamiento térmico, el tráfico de líquido y vapor en la sección de rectificación de la columna 2 es mucho mayor que sin el acoplamiento térmico. Esto incrementa eficazmente la relación de reflujo en esta sección de la columna, llevando a una mejor separación, y a cargas térmicas reducidas para el rehervidor y el condensador, para las mismas especificaciones del producto. El condensador único requiere enfriamiento a la menor de las dos temperaturas del sistema sin acoplamiento. Tener una menor temperatura de esta fuente de calor, reduce las oportunidades de recuperación de calor. El acoplamiento térmico reduce las cargas térmicas de los rehervidores y condensadores, pero disminuye las oportunidades de recuperación de calor y produce flujos internos mayores en la columna corriente abajo.

Las columnas pueden estar parcialmente acopladas, un condensador o enfriador provee parte del reflujo para la columna 1 y una corriente lateral líquida de la columna 2 provee el resto. El acoplamiento térmico parcial puede incrementar la eficiencia del proceso de separación, mientras minimiza el impacto en las oportunidades de recuperación de calor.



Aunque el acoplamiento térmico reduce las cargas térmicas de calentamiento y enfriamiento en el sistema, la pérdida de oportunidades de recuperación de calor asociadas puede llevar a costos globales de servicios altos. Por lo tanto, el procedimiento de diseño debe empezar con secuencias de columnas desacopladas y un máximo potencial para la recuperación de calor, e investigar posteriormente dónde es benéfico el acoplamiento térmico.

6.4 ANÁLISIS PINCH A SISTEMAS DE DESTILACIÓN

Si se requiere diseñar o hacer un 'revamp' de un sistema de destilación de petróleo crudo, es usual generar un diseño de la columna primero. La red de intercambio de calor se diseña en una segunda etapa con el conocimiento de todas las temperaturas y cargas térmicas de la columna. Las decisiones tomadas sin tener en cuenta la recuperación de calor durante el diseño de la columna puede introducir restricciones para la el diseño de la red de intercambio de calor y viceversa. El proceso iterativo llevará a una solución sub óptima. Solo si se toma al sistema como un todo y los dos pasos de diseño son hechos simultáneamente, las dificultades se pueden evitar y se encontrará una solución global mejor.

El problema con la consideración simultánea de la columna y de la red de intercambio de calor, es el número de variantes de diseño disponibles. No existen métodos cortos confiables que proporcionen las cargas térmicas y las temperaturas de las corrientes frías y calientes de la columna. Para el diseño de la red de intercambio de calor existe una alternativa para el diseño riguroso. El análisis 'pinch' o análisis del punto de pliegue es un método termodinámicamente basado para el análisis y diseño de sistemas de calor y potencia. Para un sistema con un conjunto de corrientes frías y calientes que se pueden integrar, el análisis dará los requerimientos termodinámicamente mínimos de energía para operar el sistema bajo condiciones prácticas. La mejor distribución de servicios y los costos de energía se pueden establecer. El costo capital también se puede predecir.

Una representación gráfica es la gran curva compuesta. La gran curva compuesta es la gráfica de la temperatura vs la entalpía. Pendientes positivas indican



deficiencias de calor y pendientes negativas indican excedentes de calor. Esta gráfica permite identificar a las cargas térmicas necesarias para operar el proceso. Si un rango de diferentes servicios está disponible, la curva se puede usar para encontrar la correcta combinación de ellos. La gran curva compuesta puede ser utilizada para representar la interfaz entre la columna de destilación y el sistema de servicios sin tener que realizar un diseño detallado de la red de intercambio de calor. Mientras más similares son los servicios y los perfiles del proceso, menor es el costo de los servicios.

Para aplicar el análisis del punto de pliegue, se deben de conocer los equipos que forman parte de la red de intercambio de calor en una columna de destilación de crudo atmosférica, éstos incluyen al tren de precalentamiento, horno, rehervidores, agotadores de vapor, condensadores y enfriadores de productos. Para construir la gran curva compuesta para el sistema de destilación de crudo, se deben de identificar todas las corrientes que entran y dejan la columna, principalmente serán la alimentación a la torre, y los productos de domo y de los agotadores laterales. Los servicios típicamente utilizadas son gases exhaustos de calentadores a fuego directo, vapor a varias presiones y temperaturas y agua de enfriamiento o aire.

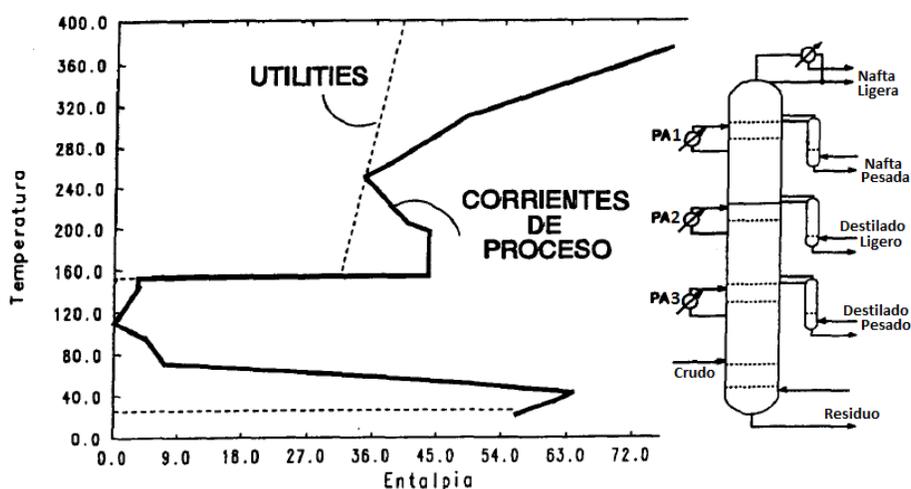


ILUSTRACIÓN 21: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA TORRE UNA TORRE DE DESTILACIÓN COMPLEJA. (LIEBMAN, 1996)

La huella provista por la gran curva compuesta permite el diseño simultáneo de las columnas de destilación y de la red de intercambio de calor.



7 PROCEDIMIENTO DE DISEÑO DE SISTEMAS DE DESTILACIÓN DE CRUDO

El método comprende simulación rigurosa en paralelo con análisis del punto de pliegue de la red de intercambio de calor. El proceso se inicia con una secuencia de columnas simples, configuradas para tener las mejores oportunidades de recuperación de energía. (Liebmann, 1996)

a) Secuencia de Columnas Simples

El primero paso en el método consiste en generar la serie de columnas a partir de la torre principal y sus agotadores laterales. Las columnas simples solo tienen una alimentación y dos productos (fondo y domo).

b) Cálculo del número de etapas y localización de la alimentación.

Se puede obtener el número de platos por medio de tablas publicadas que recomiendan un número de etapas para cada sección de la torre. Es bastante común que durante el proceso de diseño se descubra que una o más secciones de la torre no cumplirán con la calidad de producto requerida. Entonces, el número de etapas en esta sección se debe de incrementar.

Al utilizar las composiciones de la alimentación y los productos, se puede determinar qué columna o sección tendrá que ejercer las separaciones difíciles y cuales separaciones son las comparativamente fáciles.

c) Vapor de agotamiento y columnas desacopladas térmicamente.

Inicialmente se asume que se utilizará vapor de agotamiento en lugar de rehervidores, en todas las columnas. El acoplamiento térmico llevará a una degradación de las fuentes de energía. Por lo tanto, con este arreglo se tienen todas las fuentes de calor en su nivel más alto de temperatura y todos los sumideros de temperatura en su nivel más bajo. Esto representa las mejores oportunidades para la recuperación de calor.



El total del consumo de energía de un sistema de destilación de petróleo crudo está determinado por dos factores, la recuperación de calor y la eficiencia de la separación.

d) Implementar modificaciones que mejoren la eficiencia de separación.

Al cambiar la forma de la gran curva compuesta a través de cambios en el diseño, la curva se puede transformar para tener un ajuste más cercano a la gran curva compuesta de los servicios. Un acercamiento significa una menor fuerza impulsora en la red de intercambio de calor.

Los cambios en el diseño vienen dados por el acoplamiento térmico y el uso de rehervidores, que se introducirán de un modo sistemático paso a paso, tomando en cuenta tanto el proceso de destilación como el sistema de servicios para mejorar la eficiencia de la separación.

Si el consumo total de energía se puede reducir, entonces la cantidad total de calor a ser transferida se reducirá, resultando en un requerimiento menor de área de transferencia. El área total se reducirá por la gran disminución de calor a transferir.

El objetivo es lograr la separación requerida con una reducción significativa de los requerimientos de servicios de calentamiento o enfriamiento.

Dado que las torres de destilación atmosférica de crudo trabajan a una temperatura mayor que la ambiente, el costo para proveer calor es mucho mayor que el costo de la remoción del mismo. Para maximizar el ahorro de utilidades, las fuentes de calor disponibles en el sistema se deben preservar en su nivel de temperatura posible más alto.

La regla principal para el procedimiento de diseño es satisfacer primero todos los sumideros de calor. Sólo después de que todos los 'sumideros' de calor han sido satisfechos con fuentes de calor del proceso, se pueden reducir los excedentes de fuentes de calor.



Todas las opciones que mejoran la eficiencia de la separación tienen efectos negativos en el potencial de recuperación de calor. Sin embargo la mayoría de las modificaciones tienen un efecto secundario positivo. Las modificaciones de diseño que tienen el efecto secundario positivo de generación de nuevas fuentes de calor o la ampliación de las fuentes de calor existentes se deben de realizar primero. Las modificaciones que no provocan un efecto secundario positivo serán las última en realizarse.

Se recomienda realizar primero las modificaciones de diseño que afectan a las corrientes con temperaturas mayores. Esto se basa en el principio de la cascada de calor (segunda ley de la termodinámica). Si los sumideros de calor con las temperaturas más elevadas se satisfacen primero, entonces se asume que las fuentes de calor a temperaturas mayores aún están disponibles. Los efectos secundarios positivos de estas modificaciones permitirán más modificaciones a temperaturas relativamente altas. Al realizar primero las modificaciones de diseño que reducen las fuentes de calor de baja temperatura, los sumideros de calor de baja temperatura también se reducen primero.

Cada modificación de diseño tendrá un efecto negativo en las posibilidades de recuperación de calor. Solo están permitidas si los efectos negativos no tienen una influencia negativa en el sistema de servicios.

Las modificaciones que involucran el incremento de la temperatura y la carga térmica de las fuentes de calor se realizan primero, modificaciones que resultan en decremento de las cargas térmicas de los sumideros de calor se realizan en segundo término y las modificaciones sin efecto secundario positivo se realizan al último.

Después de que los sumideros de calor se han satisfecho, las fuentes de calor excedente se pueden reducir. El orden está dado por el efecto secundario de las modificaciones: un decremento en la temperatura y carga térmica de un sumidero



de calor se realiza primero, seguido de modificaciones sin efecto secundario. Estas modificaciones remanentes se clasifican por temperatura.

En resumen:

- Los sumideros de calor se deben de satisfacer antes que las fuentes de
- Si existen efectos secundarios positivos con una modificación, se prefieren aquellos que incrementan las fuentes de calor a los que reducen los sumideros de calor.
- Los sumideros de calor se deben de satisfacer de alta a baja temperatura; las fuentes de calor se deben utilizar de baja a alta temperatura.

Por lo tanto, el uso de rehervidores se deberá considerar en el orden de temperatura decreciente, y el acoplamiento térmico se debe implementar en el orden de temperatura creciente. Parte del vapor utilizado para agotamiento puede ser generado por recuperación de calor de corrientes calientes del proceso de destilación.

e) Fusionar la serie de columnas en una columna compleja.

Se realiza el proceso inverso a la descomposición de la columna compleja en una serie de columnas sencillas. El número de etapas en cada sección de cada torre da el número de etapas en cada sección correspondiente de la columna compleja y de sus agotadores laterales.

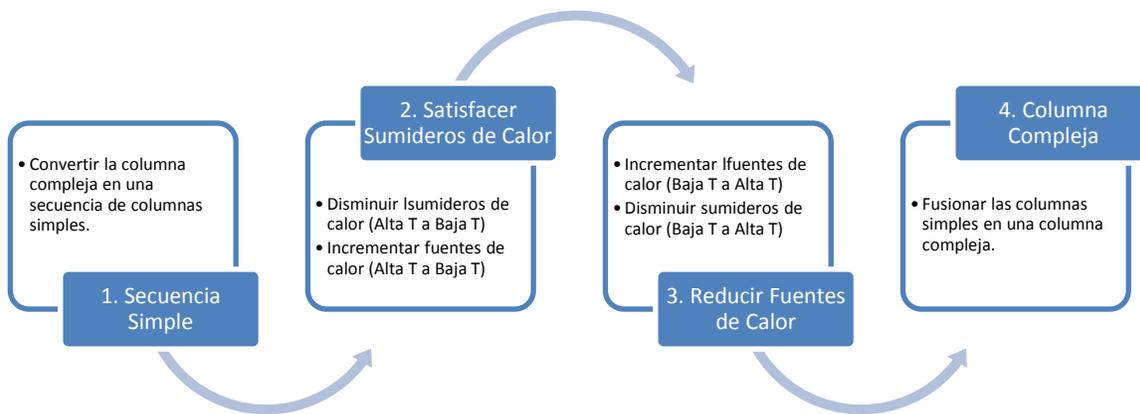


ILUSTRACIÓN 22: METODOLOGÍA PARA LA OPTIMIZACIÓN DE UNA COLUMNA COMPLEJA DE DESTILACIÓN DE CRUDO.



8 CASO DE ESTUDIO

El caso de estudio que se presenta en esta tesis de licenciatura es la simulación de una torre de destilación atmosférica de crudo que se encuentra en la refinería Antonio M. Amor en Salamanca, Guanajuato. Se pretende realizar la simulación de la torre de destilación AS con la información que se tiene por parte del Instituto Mexicano del Petróleo. Una vez realizada la simulación de la torre, se realizarán modificaciones evolutivas en el diseño y se generará la gran curva compuesta de cada uno de ellos para identificar el diseño con un menor consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento, logrando obtener un diseño térmicamente más eficiente con costos operativos menores en comparación con el diseño actual.

8.1 DATOS DE LA TORRE DE DESTILACIÓN AS

La torre de destilación atmosférica AS está diseñada para manejar una alimentación de 90,000 BPSD (526, 518 kg/hr) de crudo de la cual se obtienen los siguientes productos.

Producto	Flujo [% de la Alimentación]
Gas Combustible	1,294 kg/hr [00.25%]
Nafta Ligera Primaria	105,440 kg/hr [20.03%]
Nafta Pesada Primaria	32,229 kg/hr [06.12%]
Querosina	54,196 kg/hr [10.29%]
Gasóleo Ligero Primario (GOLP)	57,168 kg/hr [10.86%]
Gasóleo Pesado Primario (GOPP)	40,338 kg/hr [07.66%]
Residuo Primario	235,853 kg/hr [44.79%]

TABLA 11: FLUJOS DE LOS PRODUCTOS DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA AS.

La alimentación pasa por un tren de precalentamiento además de un proceso de desalado. La vaporización final de la alimentación es proporcionada por un calentador a fuego directo. La torre cuenta además con cuatro agotadores laterales, de 4 platos cada uno, para estabilizar los productos (nafta pesada, querosina, GOLP, GOPP) y dos circuitos pumparound (PA). En la ilustración 23 se puede apreciar el esquema general.

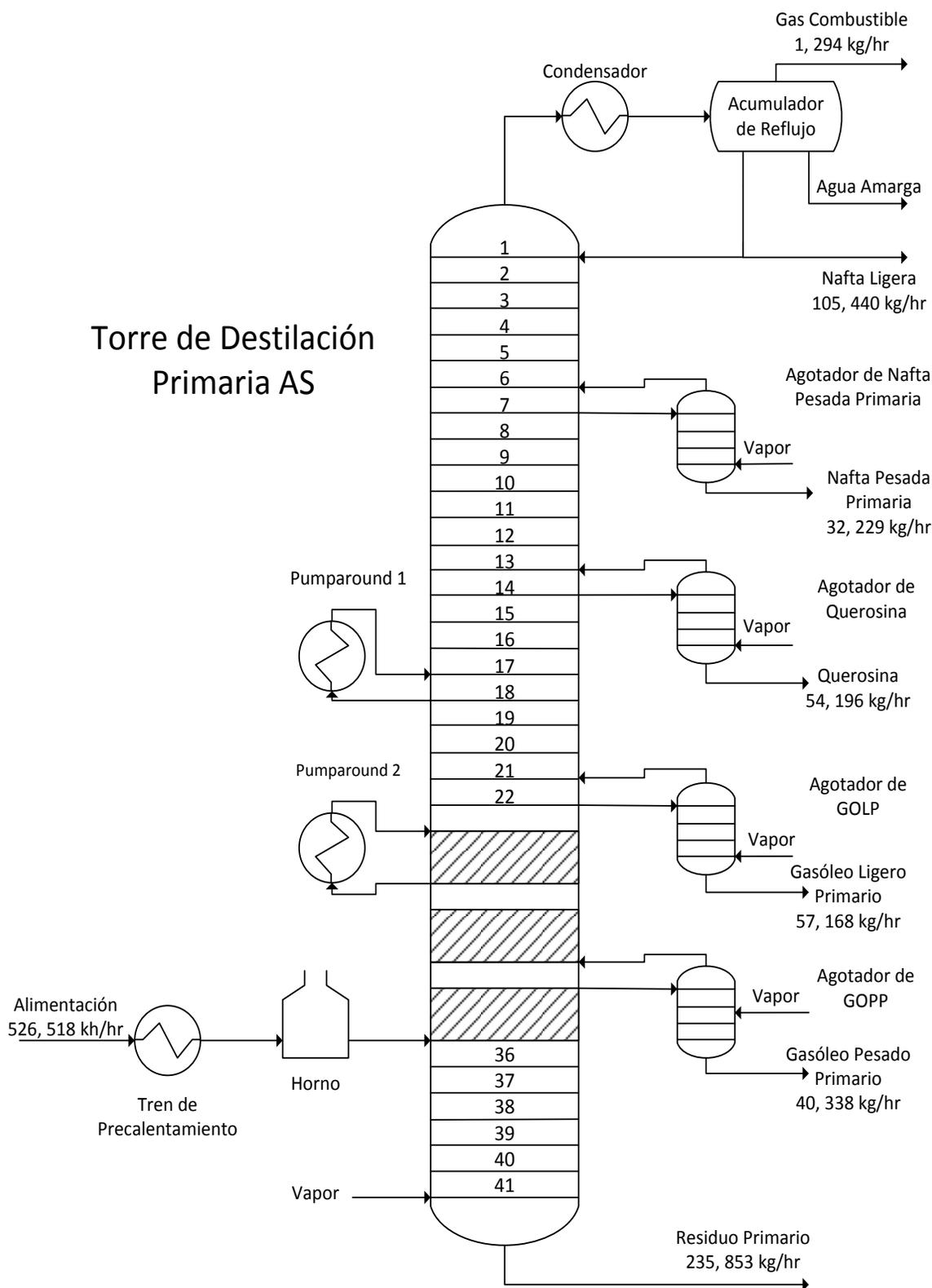


ILUSTRACIÓN 23: ESQUEMA DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA AS.



La torre de destilación primaria AS cuenta con 22 platos de válvulas en su parte superior, 3 lechos de empaque estructurado y en la parte inferior cuenta con 5 platos de válvulas fijas.

Las condiciones del proceso se obtuvieron principalmente del diagrama de flujo de proceso de la torre AS. En la siguiente tabla se enlistan las condiciones utilizadas en la simulación.

Descripción	Temperatura [°C]	Presión [kg/cm ² man]
Crudo de Tanques	27	3.5
Crudo Bombeado	27	32.5
Salida de Tren de Intercambio	233	13.6
Salida de Horno	366	2.1
Alimentación	363	1.2
Fondo de Torre	357	1.13
Domo de Torre	142	0.66
Condensador	45	0.56

TABLA 12: CONDICIONES PRINCIPALES DE LA TORRE DE DESTILACIÓN AS

El diseño de la torre ya cuenta con integración térmica. Se tiene un tren de intercambiadores de calor para el precalentamiento del crudo, un calentador a fuego directo y servicio de agua de enfriamiento. El tren de precalentamiento utiliza corrientes de proceso de la torre atmosférica pero cuenta además con corrientes de la torre de vacío con las cuales intercambia calor (consideradas dentro de la carga térmica del tren de precalentamiento). En la tabla siguiente se resumen las cargas energéticas del diseño de la torre AS.

Descripción	Carga Térmica [MMkcal/hr]
Calentador a Fuego Directo	57.245 x10 ⁶
Tren de Precalentamiento	58.346 x10 ⁶
Agua de Enfriamiento	55.771 x10 ⁶
Corrientes de Torre de Vacío	31.531 x10 ⁶

TABLA 13: CARGAS TÉRMICAS DE LA TORRE AS

Estas cargas térmicas servirán para compararlas con las cargas térmicas mínimas que se obtendrán en el diseño final.



8.2 SIMULACIÓN DE LA TORRE AS (CASO BASE)

La torre de destilación se simuló con el software comercial de simulación de procesos Aspen Hysys® V7.3 de la empresa Aspentech. La simulación de la torre se planteó con el mismo número de platos que el diseño, considerando una eficiencia global por plato de tal manera que se pudieran representar las ineficiencias en la simulación.

De la hoja de datos de la torre se obtuvo el número, la posición y el tipo de plato, así como el tipo de empaque estructurado y la altura de la cama. También se obtuvieron los platos de entrada y salida de la torre de las diversas conexiones.

Para poder transformar los lechos del empaque estructurado a platos, se utilizó el concepto de HETP. El desempeño de una columna empacada usualmente se expresa en términos de la altura equivalente a un plato teórico (Height Equivalent to a Theoretical Plate, HETP). La HETP se relaciona con la altura de empaque por:

$$HETP = \frac{H}{N_{EQ}}$$

ECUACIÓN 14

En este caso N_{EQ} es el número de etapas de equilibrio (platos teóricos) necesarios para lograr la separación en una columna real con empaque de altura H .

El valor del HETP que se utilizó para obtener los platos teóricos fue obtenido de la siguiente tabla:

Tipo de Empaque	Fracción Vacía	Superficie por Volumen [m ² /m ³]	HETP Aprox. [m]
Intalox 2T (Norton)	0.96	213	0.2-0.3
Flexipac 1 (Koch)	0.91	558	0.2-0.3
Flexipac 2 (Koch)	0.93	249	0.3-0.4
Gempac 4A (Glitch)	0.91	525	0.2-0.3
Gempac 2A (Glitch)	0.93	262	0.3-0.4
Sulzer BX (Sulzer)	0.9	499	0.2-0.3

TABLA 14: GEOMETRÍA Y HETP DE VARIOS EMPAQUE ESTRUCTURADOS. (PETERS, TIMMERHAUS, & WEST, 2004)

Se consideró un valor promedio de HETP=0.3, lo que indica que 0.3 m de empaque equivale a un plato teórico, en consecuencia al dividir la altura de cada



lecho de empaque estructurado, se obtienen los platos teóricos equivalentes. Se obtuvo el siguiente resultado:

Lecho	Empaque Estructurado	Altura de Cama [m]	HETP	Platos Teóricos
1	Mellapak 250Y	1.365	0.3	4.6 ≈ 5
2	MellapakPlus 452Y	1.491	0.3	5
3	Mellapak 250X	0.892	0.3	3

TABLA 15: EQUIVALENCIA DEL EMPAQUE ESTRUCTURADO A PLATOS TEÓRICOS.

En la simulación de la torre AS a los 41 platos teóricos que se obtienen se les tiene que considerar una eficiencia ya que de lo contrario se asumiría que tienen una eficiencia de 100%. Para obtener un valor de eficiencia global de los platos, se consultaron dos fuentes, la primera indica:

La eficiencia global de los platos perforados generalmente se encuentra entre 60 y 85 por ciento. (Peters, Timmerhaus, & West, 2004)

La siguiente tabla indica la eficiencia global del plato:

Tipo de Plato	Flujo de Vapor lbmol/hr de H ₂ S seco	Eficiencia Global de Plato, %	
		Torre Fría	Torre Caliente
Sieve	0	69±5	75±(8)
Bubble-cap	16,200	60±5	69±5

TABLA 16: EFICIENCIA DE PLATOS PERFORADOS Y PLATOS DE CAPUCHA DE BURBUJEO. (KAYODE COKER, 2010)

Con estas fuentes podemos tomar un valor de 75% de eficiencia global para los platos, incluyendo los 4 platos teóricos de cada agotador lateral. Este valor de eficiencia se utilizará para todas las simulaciones tanto de torres complejas como de series de columnas.

La ilustración 24 muestra la conversión de la torre AS con platos reales y empaque estructurado a una torre equivalente únicamente con platos teóricos con una eficiencia del 75% para cada uno.

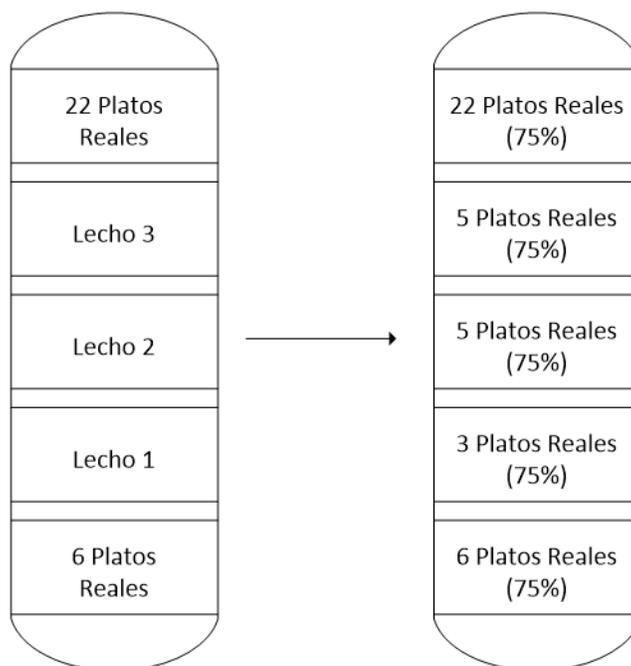


ILUSTRACIÓN 24: CONVERSIÓN DE LOS INTERNOS DE LA TORRE AS PARA LA SIMULACIÓN.

La tabla 17 muestra las conexiones de la torre AS. El plato de salida del producto de la torre al agotador se indica como “Descarga de [producto]”, su entrada al agotador se realiza en el primer plato del mismo y la salida por el fondo de agotador. El vapor de agotamiento entra en el último plato y sale por el domo del agotador para reincorporarse a la columna en el plato indicado como “Retorno de [producto]”. Tanto la torre como los agotadores laterales están numerados considerando el plato superior como el plato no. 1.

Una vez obtenido el esquema general de la torre teórica (torre compleja) se procede a realizar la simulación de la torre de destilación de petróleo crudo. Se deben de cargar los compuestos al programa de simulación de procesos, sin embargo para el caso del petróleo crudo no se colocan los compuestos en su estado puro, ya que como se ha mencionado es una mezcla compleja de cientos de hidrocarburos. Para obtener los compuestos que se utilizarán en la simulación, se crearon los compuestos hipotéticos cuyas características fueron proporcionadas por una empresa que los obtuvo al hacer un assay.



No. de conexión	Descripción	Ubicación Real	Ubicación "Teórica"
1	Salida de Vapor	Domo	Domo
2	Entrada de Reflujo	Plato 1	Plato 1
3	Retorno de Nafta Pesada	Plato 6	Plato 6
4	Descarga de Nafta Pesada	Plato 6 y 8	Plato 7
5	Retorno de Querosina	Plato 13	Plato 13
6	Descarga de Querosina	Plato 14	Plato 14
7	Entrada de PA1	Plato 17	Plato 17
8	Descarga de PA1	Plato 18	Plato 18
9	Retorno de GOLP	Plato 21	Plato 21
10	Descarga de GOLP	Plato 22	Plato 22
11	Retorno de PA2	Arriba Lecho 3	Plato 23
12	Descarga de PA2	Abajo Lecho 3	Plato 25
13	Retorno de GOPP	Abajo Lecho 2	Plato 30
14	Descarga de GOPP	Arriba Lecho 1	Plato 30
15	Alimentación	Abajo Lecho 1	Plato 35
16	Salida de Residuo	Fondo	Fondo

TABLA 17: UBICACIÓN DE LAS CONEXIONES REALES Y LAS CONEXIONES "TEÓRICAS".

Para obtener estos compuestos hipotéticos o pseudocomponentes en Aspen HYSYS® se necesitan tres propiedades del 'bulk' o propiedades generales del pseudocomponente a crear. Estas propiedades son:

- Peso molecular.
- Punto de ebullición Normal.
- Densidad o Gravedad Específica.

Con estas propiedades se pueden modelar los pseudocomponentes, sin embargo se añaden ciertos compuestos puros de los cuales se tiene la certeza que se encuentran en el crudo. Para esta simulación se añadió, agua, ácido sulfhídrico, oxígeno, nitrógeno, hidrógeno y amonio. Además de los hidrocarburos ligeros del metano al isopentano (C1, C2, C3, iC4, nC4, iC5 y nC5). Se eligió la ecuación de estado Peng-Robinson para la simulación debido a que es adecuada para la simulación de hidrocarburos. Aunque la ecuación de Peng-Robinson es adecuada para la simulación de hidrocarburos, no se tiene la misma certeza para la simulación de un compuesto tan polar como lo es el agua, por lo que se tiene que



tomar en consideración que habrá ligeras desviaciones con respecto a una interacción real.

Una vez cargados los componentes puros y pseudocomponentes correspondientes, se procede a construir el modelo dentro del simulador. Para la simulación de la torre de destilación se tomaron en cuenta los siguientes parámetros:

- Los flujos a obtener de cada producto deben ser los mismos del diseño original de la torre.
- La presión en el domo de la torre es 1.52 kg/cm^2 absolutos y el fondo es 1.99 kg/cm^2 absolutos.
- La temperatura en el domo de la torre es $142 \text{ }^\circ\text{C}$ y en el fondo es $357 \text{ }^\circ\text{C}$.
- La temperatura de retorno de los pumparound es $131 \text{ }^\circ\text{C}$ para PA1 y $159 \text{ }^\circ\text{C}$ para PA2.

Se tuvo en cuenta la presión atmosférica de 0.86 kg/cm^2 en Salamanca para realizar la simulación. En el simulador se utilizaron presiones absolutas.

Las especificaciones que se establecieron en la simulación con Aspen HYSYS® fueron la obtención de los mismos flujos de los productos que el diseño original, sin embargo no se pueden especificar todas las corrientes de salida de la torre, por lo que el flujo que se dejó 'libre' en la simulación fue el del residuo primario, debido a que este flujo seguirá el esquema de la refinería y será procesado en la torre de destilación al vacío. Al contrario del residuo primario, ninguno de los demás productos tendrá un procesamiento subsecuente que altere de forma importante su composición, por lo que es indispensable cuidar las especificaciones de cada uno de ellos al salir de la torre de destilación atmosférica, tanto su flujo como su temperatura final de ebullición (ASTM D86 95%).

Se tiene que contar además con otros dos valores para poder realizar la simulación de la torre. Las dos especificaciones que se tienen que hacer a cada uno de los pumparounds deben ser una de balance de materia y otra de balance



de energía, al contarse con las temperaturas de retorno, falta la especificación de balance de materia. La especificación que se determinó establecer fueron los flujos másicos de ambos pumparounds.

Se cuenta con la carga térmica de cada intercambiador de calor por el que pasan los circuitos, las temperaturas de retorno y el calor específico de cada corriente; con los datos anteriores se puede obtener el flujo másico con la siguiente ecuación:

$$Q = W \cdot C_p \cdot \Delta T$$

ECUACIÓN 15

La carga térmica total se obtiene al sumar las cargas térmicas independientes de cada intercambiador de calor que integra cada circuito pumparound, de acuerdo al diagrama de flujo de proceso de la torre AS. En la tabla 18 se hace un resumen de estas cargas térmicas.

Cargas Térmicas [MMkcal/hr]	
Pumparound 1	Pumparound 2
5.938	7.012
2.453	2.870
Total = 8.391	Total = 9.882

TABLA 18: CARGA TÉRMICA TOTAL DE LOS PUMPAROUND.

El calor específico se obtiene del mismo simulador de procesos, en este caso se obtiene el calor específico promedio con el valor intermedio de las dos temperaturas (salida y retorno a la torre).

	Q [MMkcal/h]	W [kg/h]	Cp [kcal/kg °C]	ΔT [°C]
Pumparound 1	8.391	117,677	0.6043	118
Pumparound 2	9.882	100,690	0.6291	156

TABLA 19: DATOS DE LOS PUMPAROUND.

La tabla anterior muestra los resultados obtenidos. La obtención del flujo másico de ambos pumparound permite poder especificar las corrientes de pumparound tanto en temperatura de retorno como en flujo másico.



Para poder especificar las corrientes de vapor de agotamiento se tiene que recurrir a las Bases de Diseño de la torre de destilación AS, que indican que se utilizará vapor de agotamiento de media presión con las condiciones siguientes:

Parámetro	Mínimo	Normal	Máximo
Presión (kg/cm ² man)	18.0	18.0	20
Temperatura (°C)	260	260	290
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La requerida		

TABLA 20: CONDICIONES DEL VAPOR DE AGOTAMIENTO.

Además se indica:

“En caso de que las modificaciones al proceso generen nuevas aportaciones de vapor de media presión, éste debe ser liberado a 20 kg/cm² man. Y 290 °C al cabezal general de la ‘RIAMA’ en L.B.

El vapor de media presión a 20 kg/cm² man. y 251 °C que se genera en la sección de convección del calentador de crudo reducido BA-201, se envía al cabezal de distribución interna de vapor de media presión de la planta, para su acondicionamiento y autoconsumo como vapor de agotamiento.”

Por lo tanto se utilizó vapor de agua ‘puro’ (fracción mol de H₂O=1) con condiciones de 18.86 kg/cm² absolutos y 260 °C.

Una vez que se tiene definidas las variables que se especificarán, se realiza la simulación. La ilustración 25 muestra los resultados obtenidos junto con los valores especificados en el monitor de la torre del simulador.

Las especificaciones realizadas fueron:

- Flujos de los productos (nafta ligera, nafta pesada, querosina, GOLP, GOPP y residuo).
- Flujo y temperatura de retorno de los pumparounds.

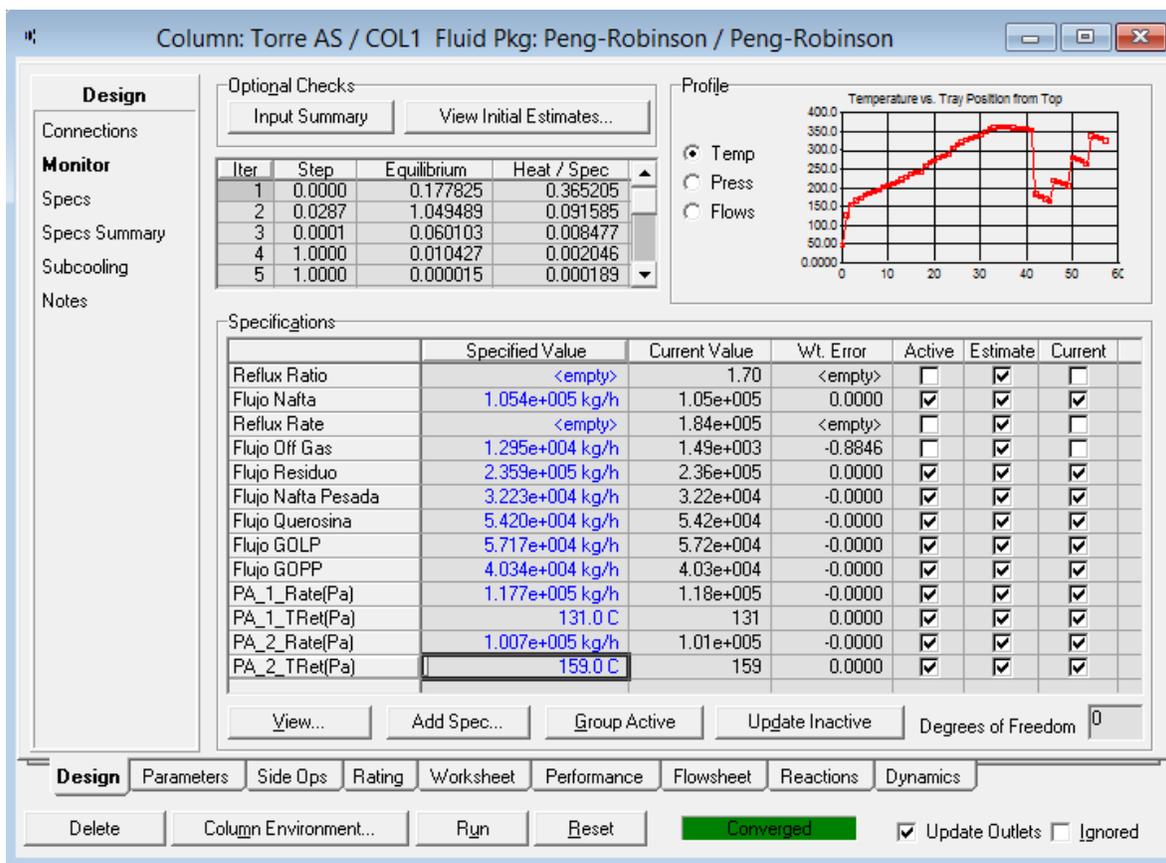


ILUSTRACIÓN 25: MONITOR DE LA TORRE AS EN ASPEN HYSYS®

A partir de estos resultados junto con las temperaturas de destilación por porcentaje de volumen destilado D86, se hace una tabla en donde se comparan los valores obtenidos contra los valores especificados en las Bases de Diseño de la torre AS.

Para la nafta ligera primaria no se tiene un valor especificado excepto la temperatura final de ebullición. En los simuladores de proceso tanto la temperatura inicial como la temperatura final de ebullición son valores poco confiables por lo que es recomendable hacer la comparación con la temperatura de ebullición al 95% de volumen destilado. Por esta razón es por la que los valores que se obtienen para la nafta ligera primaria no cuentan con un valor con el cual poder realizar una comparación certera. Para todos los demás productos sí se cuenta con varios valores de temperatura de ebullición con los cuales comparar.



El criterio para determinar que se tiene una simulación aceptable en términos de la calidad de los productos es un porcentaje de error menor o igual al 5% en las temperaturas de ebullición. El porcentaje de error se calcula con la siguiente ecuación.

$$\% \text{ de error} = \left| \frac{\text{Valor Original} - \text{Valor Calculado}}{\text{Valor Original}} \times 100 \right|$$

ECUACIÓN 16

Espec. Bases de Diseño		Caso Base Eficiencia 75%	% de Error
Nafta Ligera Primaria			
Destilación ASTM D86			
TIE [°C]	-19	-	-
5% vol. [°C]	ND	36	-
10% vol. [°C]	ND	58	-
30% vol. [°C]	ND	97	-
50% vol. [°C]	ND	118	-
70% vol. [°C]	ND	139	-
90% vol. [°C]	ND	164	-
95% vol. [°C]	ND	169	-
TFE [°C]	180 ± 2	202	12%
°API	63	63.9	0%
Flujo [kg/h]	105,440	105,444	0.00%
Nafta Pesada Primaria			
Destilación ASTM D86			
TIE [°C]	170 ± 10	119	29.76%
5% vol. [°C]	183	186	1.53%
10% vol. [°C]	191	190	0.37%
30% vol. [°C]	198	198	0.15%
50% vol. [°C]	204	204	0.20%
70% vol. [°C]	210	210	0.14%
90% vol. [°C]	219	220	0.59%
95% vol. [°C]	225	225	0.13%
TFE [°C]	230 ± 5	256	12.83%
°API	43.9	43.7	0.48%
Flujo [kg/h]	32,229	32,228	0.00%



Especc. Bases de Diseño	Caso Base Eficiencia 75%	% de Error
Querosina		
Destilación ASTM D86		
TIE [°C] 190 ± 10	142	25.32%
5% vol. [°C] 225	228	1.33%
10% vol. [°C] 236	234	0.76%
30% vol. [°C] 245	244	0.41%
50% vol. [°C] 254	253	0.51%
70% vol. [°C] 265	263	0.75%
90% vol. [°C] 284	277	2.36%
95% vol. [°C] 292	281	3.63%
TFE [°C] 300 ± 10	318	6.00%
°API 36.5	36.6	0.27%
Flujo [kg/h] 54,196	54,195	0.00%
Gasóleo Ligero Primario		
Destilación ASTM D86		
TIE [°C] 243	176	27.49%
5% vol. [°C] 276	288	4.42%
10% vol. [°C] 291	296	1.82%
30% vol. [°C] 306	308	0.72%
50% vol. [°C] 318	318	0.03%
70% vol. [°C] 330	329	0.06%
90% vol. [°C] 345 ± 5	347	0.52%
95% vol. [°C] 352	351	0.26%
TFE [°C] 358	391	9.33%
°API 29.5	29.1	1.53%
Flujo [kg/h] 57,168	57,168	0.00%
Gasóleo Pesado Primario		
Destilación ASTM D86		
TIE [°C] 288	213	26.22%
5% vol. [°C] 341	354	3.84%
10% vol. [°C] 365	363	0.47%
30% vol. [°C] 380	380	0.08%
50% vol. [°C] 390	392	0.54%
70% vol. [°C] 406	409	0.79%
95% vol. [°C] 447	445	0.54%
TFE [°C] 459	452	1.50%
°API 22.6	22.2	1.77%
Flujo [kg/h] 40,338	40,338	0.00%



Espec. Bases de Diseño	Caso Base	% de Error
Residuo Primario Destilación ASTM D1160 @ 380 °C	Eficiencia 75%	
5% máx.	9.3	1.81%
°API 9.5	9.3	1.81%
Flujo [kg/h] 235,853	235,853	0.00%

TABLA 21: COMPARATIVA TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN D86 DE LA TORRE COMPLEJA.

Los resultados obtenidos son bastante satisfactorios con excepción de las temperaturas iniciales y finales de cada producto. Los valores de estas temperaturas finales e iniciales, no pueden ser calculados con precisión por el simulador. Los demás valores de temperatura D86 por volumen destilado son muy cercanos a los valores de las bases de diseño y no rebasan un 5% de error.

La imagen siguiente muestra una captura de pantalla del archivo de la simulación de la torre AS como una columna compleja en el software Aspen HYSYS®.

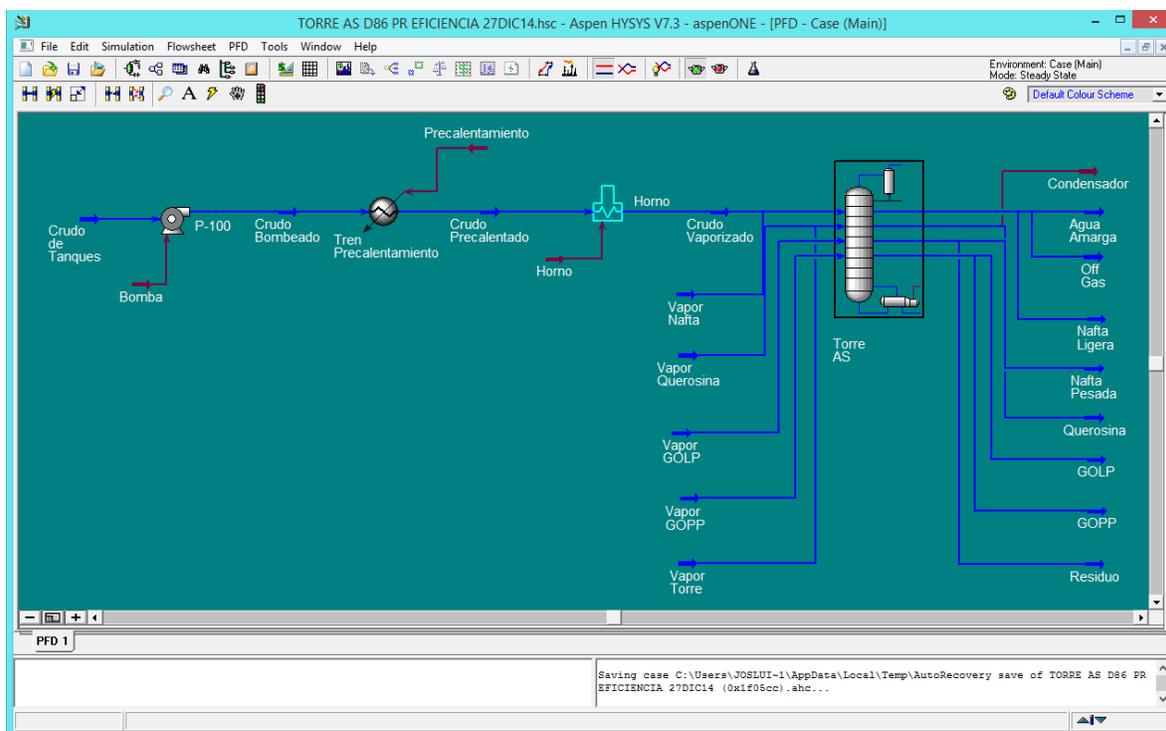


ILUSTRACIÓN 26: SIMULACIÓN DE LA TORRE AS EN ASPEN HYSYS®



Los resultados obtenidos en la simulación se comparan con el diseño existente, con el fin de validar la simulación en términos energéticos. Se suman las cargas térmicas correspondientes para cada caso, tanto en la simulación como en el diagrama de flujo de proceso.

Descripción	Diseño Original [MMkcal/hr]	Caso Base [MMkcal/hr]	% de Error
Tren de Pre calentamiento	57.245×10^6	57.15×10^6	0.17%
Calentador a Fuego Directo	58.346×10^6	59.53×10^6	2.03%
Corrientes que ceden Calor	82.586×10^6	79.778×10^6	3.40%

TABLA 22: VALIDACIÓN TÉRMICA DE LA SIMULACIÓN DEL DISEÑO ORIGINAL

Los valores obtenidos son menores a un 5% de error, por lo que con estos valores de carga térmica se puede validar la simulación del diseño existente.

Por parte de la integración térmica se realizó la Gran Curva Compuesta (GCC) del Caso Base, con el fin de poder comparar con los diseños subsecuentes que se obtendrán. Los flujos utilizados son aquellos que tienen un cambio de temperatura. La alimentación será la única corriente que requiera calor. Los productos que tendrán un enfriamiento posterior, así como los pumparound y el condensador serán las corrientes a las cuales se les debe retirar calor.

Corriente	T Suministro [°C]	T Objetivo [°C]	Carga Térmica [kcal/hr]
Corrientes Calientes			
Nafta Ligera	46	46	0
Nafta Pesada	165	38	2.167×10^6
Querosina	205	44	4.707×10^6
GOLP	265	49	6.908×10^6
GOPP	323	49	6.512×10^6
Residuo	354	354	0
Pump-around 1	257	131	8.960×10^6
Pump-around 2	315	159	9.874×10^6
Condensador	127	46	4.065×10^7
Corrientes Frías			
Tren de Pre calent.	27	233	5.715×10^7
Horno	233	363	5.953×10^7

TABLA 23: DATOS DE CORRIENTES PARA CREAR LA GCC DEL CASO BASE.



La tabla anterior muestra las corrientes involucradas para la construcción de la gran curva compuesta, únicamente se necesitan las temperaturas de suministro y objetivo junto con el calor intercambiado. Las corrientes sombreadas (nafta ligera y residuo) no intercambian calor en el diseño de la columna. La nafta ligera es enviada a un proceso subsecuente o almacenada sin un enfriamiento, así mismo el residuo es enviado a la torre de destilación al vacío a la temperatura a la que sale de la torre AS.

Una vez que se tienen todas la corrientes involucradas en la integración térmica se utiliza el software Aspen Energy Analyzer® para obtener la gran curva compuesta. Se especifica un ΔT_{\min} de 10 °C.

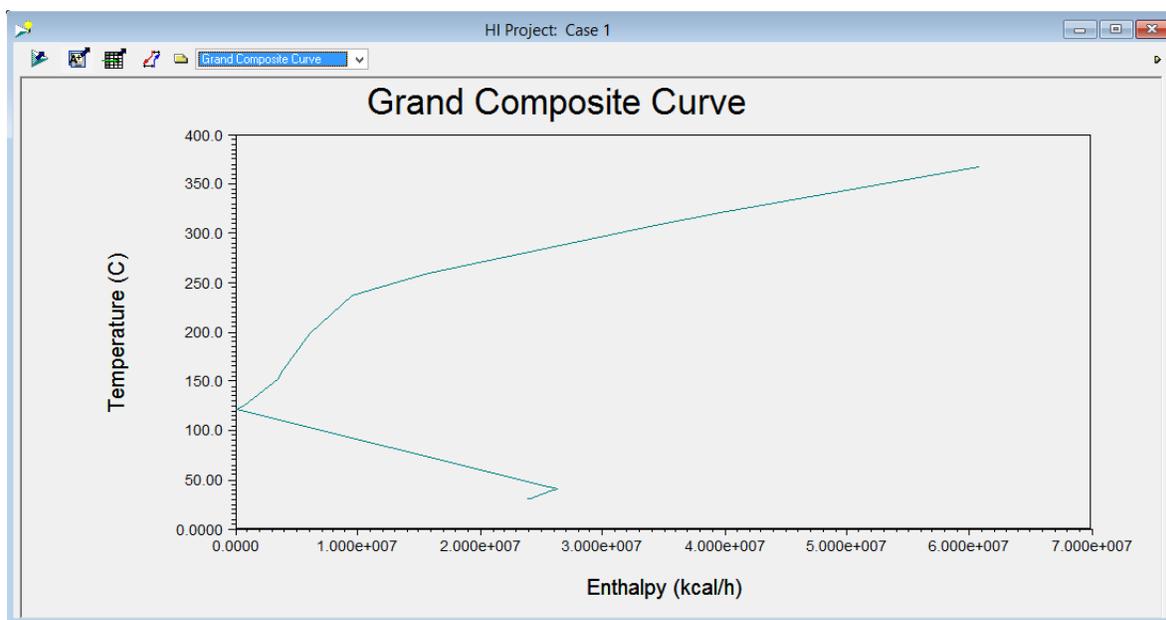


ILUSTRACIÓN 27: GRAN CURVA COMPUESTA DEL CASO BASE

En la gráfica se puede medir el valor de carga térmica que se debe proporcionar como servicios de enfriamiento y calentamiento, sin embargo el software también nos proporciona el valor mínimo de servicios de calentamiento y enfriamiento.

Cargas Térmicas de los Servicios	
Servicios de Calentamiento	6.080 x10 ⁷ kcal/hr
Servicios de Enfriamiento	2.390 x10 ⁷ kcal/hr

TABLA 24: SERVICIOS MÍNIMOS PARA EL CASO BASE.



El único servicio de calentamiento es el horno y el único servicio de enfriamiento es agua. Por lo tanto la carga térmica que le corresponde a cada uno es el total de enfriamiento o calentamiento respectivamente.

La GCC y los requerimientos mínimos de servicios para el caso base servirán como comparativo con los diseños subsecuentes, sin embargo la comparación importante es la que se tiene con los servicios definidos en el diseño actual de la torre.

El vapor de agotamiento que se utiliza, llega a la torre atmosférica a las condiciones especificadas, sin embargo se tiene que considerar el costo energético de su generación, debido a que en los subsecuentes diseños habrá una disminución del mismo, afectando el costo operativo. Se debe tomar en cuenta el flujo total que entra a la columna, tanto como vapor de agotamiento al fondo de la columna, como el de cada agotador lateral.

Cantidad de Vapor [kg/hr]	
Vapor Nafta Pesada	1,080
Vapor Querosina	1,880
Vapor GOLP	1,748
Vapor GOPP	1,119
Vapor Residuo	5,400
Total	11,227

TABLA 25: FLUJOS DE VAPOR DE AGOTAMIENTO

Para obtener el calor, se realiza una tabla con las temperaturas y entalpías. La temperatura va de 20 °C hasta 260 °C. Una vez obtenida la entalpía en cada fase se obtiene la diferencia de entalpía para obtener el calor latente o sensible según sea el caso. La obtención de la carga térmica está dada por la siguiente ecuación.

$$Q = W \cdot \lambda$$

ECUACIÓN 17

Donde:

Q es la carga térmica [kcal/hr]

W es el flujo másico [kg/hr]

λ es el calor sensible o calor latente (saturación) [kcal/kg]



Fase	Presión [kg/cm ² abs]	Temperatura [°C]	Entalpía [kcal/kg]	Diferencia de Entalpía	W [kg/hr]	Q [kcal/hr]
Líquido Subenfriado	18.86	45	20.43			
Líquido Saturado	18.86	208	212.65	192.22	11,227	2.158 x10 ⁶
Vapor Saturado	18.86	208	667.46	454.81	11,227	5.106 x10 ⁶
Vapor Sobrecalentado	18.86	260	700.71	33.25	11,227	0.373 x10 ⁶
Total	-	-	-	-	-	7.638 x10 ⁶

TABLA 26: TABLA DE VAPOR A 18.86 KG/CM² ABS

La energía necesaria para la producción del vapor se encuentra en función del flujo requerido, por lo tanto, si se requiere menos cantidad de vapor, el costo de su producción disminuirá. Por tal motivo, se indicará en cada diseño la cantidad de vapor y la carga térmica necesaria para producirlo. Una vez que se haya llegado al diseño final, se determinarán los costos operativos por diseño, en los cuales también se incluirá el costo de la generación de vapor para cada caso.



8.3 CONVERSIÓN A UNA SERIE DE COLUMNAS SENCILLAS (SERIE 1)

Como se explicó anteriormente, se puede convertir una columna de destilación con agotadores laterales en una serie de columnas sencillas, en donde la parte inferior de cada columna representa al agotador correspondiente. Ningún flujo se ve alterado aunque se deben de realizar algunos ajustes en las condiciones de temperatura y presión para realizar la simulación, ya que los agotadores pasan a estar acoplados directamente en una columna.

Cada columna sencilla consta de un condensador en la parte superior y es agotada por medio de vapor que entra en la parte inferior de cada una. Una vez que se realice la fusión de la serie de columnas en una columna compleja, los condensadores se convertirán en los pumparound. Por tal motivo, los dos pumparound existentes en el diseño original pasan a formar parte de los condensadores de las columnas B y C respectivamente. Esto implica que la localización de los condensadores será en un plato superior al original en el que se ubicaban los pumparounds, Sin embargo, cuando se convierta la serie de columnas de nuevo en una columna compleja, los platos de extracción y retorno de los pumparound serán iguales que en el diseño original.

Producto	Plato de Conexión
Nafta Pesada	Plato 7
Querosina	Plato 14
Gasóleo Ligero Primario	Plato 22
Gasóleo Pesado Primario	Plato 30

TABLA 27: PLATOS DE CONEXIÓN A AGOTADOR

La división de las columnas se da de acuerdo al plato en el cual existe la extracción de los productos de la torre compleja al agotador. La tabla anterior indica que en los platos 7, 14, 22 y 30 de la torre original existe una descarga hacia los agotadores laterales. Los agotadores laterales tienen 4 platos reales, estos agotadores forman parte de las columnas y se encuentran en la parte inferior de cada una de ellas, excepto en la primer columna en la cual entra la alimentación.



En la ilustración 28 se indican los platos de cada columna sencilla hasta la descarga al agotador, la parte inferior de cada torre se refiere a los platos que aporta el agotador. La primera torre en la serie de columna será en la que es alimentado el crudo, y se continuará la numeración en el sentido del flujo del vapor. Para los platos que representan a los agotadores también se considera una eficiencia del 75% en la simulación.

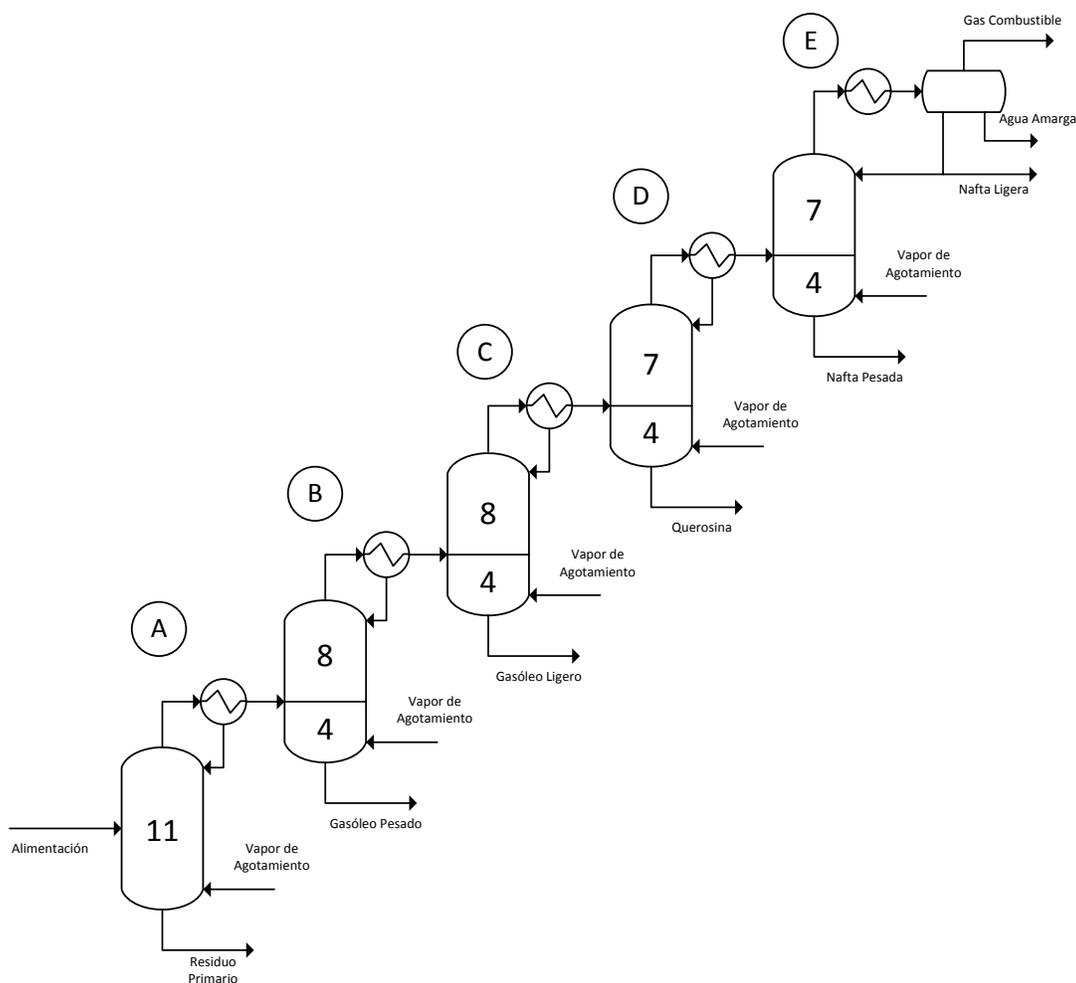


ILUSTRACIÓN 28: SERIE DE COLUMNAS

La primera columna (A) tiene once platos teóricos, esto es del plato 31 al 41 de la torre compleja, la segunda torre (B) tiene doce platos teóricos [platos 23 al 30 + agotador lateral de GOPP], la tercer torre (C) tiene doce platos teóricos [platos 15 al 22 + agotador lateral de GOLP], la cuarta torre (D) tiene once platos teóricos



[platos 8 al 14 + agotado lateral de Querosina] y la quinta torre (E) tiene once platos teóricos [platos 1 al 7 + agotador lateral de nafta pesada]. El PA1 queda incorporado en el condensador de la tercera torre y el PA2 queda incorporado en la segunda torre.

Aunque en el diseño original se tiene un retorno del vapor de los agotadores a un plato igual o superior del cual se extrajo el producto a agotar, en la serie de columnas se tiene que hacer la consideración que la extracción al agotador y el retorno del vapor tiene lugar en el mismo plato.

Se tuvo que hacer un ajuste en las temperaturas y presiones estimadas para correr la simulación de la serie de columnas, debido a que el agotador ahora se encuentra totalmente acoplado a la torre. De cada una de las torres sencillas (A, B, C, D y E) se obtuvieron las condiciones de presión y temperatura de acuerdo al plato al que equivaldrían en la torre compleja. En la tabla siguiente se listan las condiciones del domo y fondo de cada columna sencilla además del plato al que equivaldrían en la columna compleja.

Platos Equivalentes a la Torre Compleja	Presión [kg/cm ² abs]		Temperatura [°C]	
	Fondo	Domo	Fondo	Domo
Columna A	1	11	142	211
Columna B	8	18	196	257
Columna C	15	26	236	322
Columna D	23	34	288	362
Columna E	31	41	352	357

TABLA 28: PLATOS Y CONDICIONES DE CADA COLUMNA SENCILLA.

En la simulación de la serie de columnas se especifica el flujo de fondo de cada columna, con excepción de la última torre en la cual se especifica tanto el flujo del fondo (nafta pesada), como el destilado (nafta ligera). Por los grados de libertad, la simulación de cada torre permite obtener el valor de reflujo así como la carga térmica de cada condensador. El flujo de vapor de agotamiento en cada torre se conservó igual que en el diseño base.



La imagen muestra la simulación de la serie de columnas sencillas.

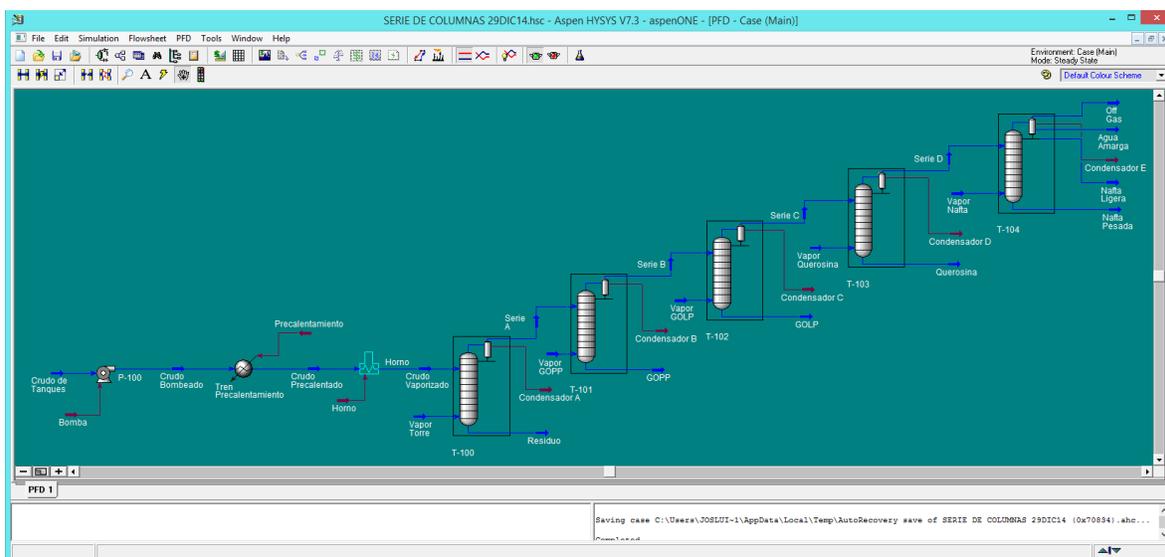


ILUSTRACIÓN 29: SIMULACIÓN DE LA SERIE 1 EN ASPEN HYSYS®

Los flujos y las temperaturas de ebullición D86 obtenidos en la simulación se comparan en la tabla 28. La realización de la serie de columnas implica un cambio en la configuración del sistema por lo que se tiene que comprobar que estos cambios no afectan drásticamente el desempeño de la columna y por lo tanto, las especificaciones de los productos.

Espec. Bases de Diseño	Caso Base Eficiencia 75%	% de Error	1er Serie de Columnas	% de Error
Nafta Ligera Primaria				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C]	-19			
5% vol. [°C]	36		36	
10% vol. [°C]	58		58	
30% vol. [°C]	97		97	
50% vol. [°C]	118		119	
70% vol. [°C]	139		141	
90% vol. [°C]	164		172	
95% vol. [°C]	169		179	
TFE [°C]	180 ± 2	202	209	16%
°API	63	62.9	62.5	1%
Flujo [kg/h]	105,440	105,444	105,440	0.00%



Espec. Bases de Diseño	Caso Base Eficiencia 75%	% de Error	1er Serie de Columnas	% de Error
Nafta Pesada Primaria				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C] 170 ± 10	119	29.76%	91	46.62%
5% vol. [°C] 183	186	1.53%	166	9.34%
10% vol. [°C] 191	190	0.37%	176	8.06%
30% vol. [°C] 198	198	0.15%	194	2.27%
50% vol. [°C] 204	204	0.20%	204	0.15%
70% vol. [°C] 210	210	0.14%	214	1.71%
90% vol. [°C] 219	220	0.59%	225	2.65%
95% vol. [°C] 225	225	0.13%	229	1.96%
TFE [°C] 230 ± 5	260	12.83%	259	12.65%
°API 43.9	43.7	0.48%	44.3	0.80%
Flujo [kg/h] 32,229	32,229	0.00%	32,228	0.00%
Querosina				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C] 190 ± 10	142	25.32%	123	35.05%
5% vol. [°C] 225	228	1.33%	216	4.18%
10% vol. [°C] 236	234	0.76%	227	3.94%
30% vol. [°C] 245	244	0.41%	244	0.37%
50% vol. [°C] 254	253	0.51%	254	0.16%
70% vol. [°C] 265	263	0.75%	266	0.34%
90% vol. [°C] 284	277	2.36%	282	0.60%
95% vol. [°C] 292	281	3.63%	287	1.78%
TFE [°C] 300 ± 10	318	6.00%	321	6.83%
°API 36.5	36.6	0.27%	36.7	0.58%
Flujo [kg/h] 54,196	54,196	0.00%	54,196	0.00%
Gasóleo Ligero Primario				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C] 243	176	27.49%	187	23.21%
5% vol. [°C] 276	288	4.42%	278	0.72%
10% vol. [°C] 291	296	1.82%	290	0.52%
30% vol. [°C] 306	308	0.72%	308	0.69%
50% vol. [°C] 318	318	0.03%	319	0.41%
70% vol. [°C] 330	330	0.06%	332	0.67%
90% vol. [°C] 345 ± 5	347	0.52%	351	1.65%
95% vol. [°C] 352	351	0.26%	356	1.02%
TFE [°C] 358	391	9.33%	386	7.93%
°API 29.5	29.1	1.53%	29.1	1.42%
Flujo [kg/h] 57,168	57,168	0.00%	57,168	0.00%



Espec. Bases de Diseño		Caso Base Eficiencia 75%	% de Error	1er Serie de Columnas	% de Error
Gasóleo Pesado Primario					
Destilación ASTM D86					
TIE [°C]	288	213	26.22%	195	32.19%
5% vol. [°C]	341	354	3.84%	340	0.26%
10% vol. [°C]	365	363	0.47%	356	2.49%
30% vol. [°C]	380	380	0.08%	381	0.13%
50% vol. [°C]	390	392	0.54%	393	0.85%
70% vol. [°C]	406	409	0.79%	411	1.18%
95% vol. [°C]	447	445	0.54%	457	2.30%
TFE [°C]	459	452	1.50%	496	8.06%
°API	22.6	22.2	1.77%	22.4	1.11%
Flujo [kg/h]	40,338	40,338	0.00%	40,338	0.00%
Residuo Primario					
Destilación ASTM D1160					
@ 380 °C	5% máx.				
°API	9.5	9.3	1.81%	9.4	1.53%
Flujo [kg/h]	235,853	235,854	0.00%	235,854	0.00%

TABLA 29: COMPARATIVA TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN D86 DE LA SERIE 1.

Se observa que al haber sufrido cambios en la configuración de la columna se tienen cambios en los resultados de temperaturas de ebullición. Sin embargo estos cambios, en promedio, no superan el error de 5%. Por lo que se puede concluir que el diseño sigue siendo válido aunque aún no sea el diseño final.

La finalidad de haber creado una serie de columnas es obtener el máximo potencial de recuperación de calor. Como se puede notar, la serie de columnas no está acoplada térmicamente. Es decir, ningún flujo retorna a la torre anterior. Únicamente se tiene un flujo de vapor que entra a la columna subsecuente. El reflujo necesario para el intercambio de masa en cada columna es proporcionado por el condensador de cada columna.

Este será el primer diseño de serie de columnas sencillas y se nombrará como “Serie de Columnas 1”.



Al igual que con el Caso Base, se realiza la extracción de temperaturas y cargas térmicas de la simulación para realizar la GCC. Los resultados se muestran a continuación.

Corriente	T Suministro [°C]	T Objetivo [°C]	Carga Térmica [kcal/hr]
Corrientes Calientes			
Nafta Ligera	49	49	0
Nafta Pesada	149	38	1.884 x10 ⁶
Querosina	197	44	4.441 x10 ⁶
GOLP	254	49	6.498 x10 ⁶
GOPP	318	49	6.280 x10 ⁶
Residuo	354	354	0
Pump-around 1	0	0	0
Pump-around 2	0	0	0
Condensador A	359	338	5.201 x10 ⁶
Condensador B	305	275	1.270 x10 ⁷
Condensador C	245	218	1.063 x10 ⁷
Condensador D	188	165	8.278 x10 ⁶
Condensador E	134	49	2.367 x10 ⁷
Corrientes Frías			
Tren de Pre calent.	27	233	5.715 x10 ⁷
Horno	233	363	5.953 x10 ⁷

TABLA 30: DATOS DE CORRIENTES PARA CREAR LA GCC DE LA SERIE 1.

Se añadieron cinco renglones más en los cuales están los datos de los cuatro condensadores que surgen de la transformación a una secuencia de columnas sencillas. Cada uno de los condensadores lleva el nombre de la torre a la que pertenece. El condensador ahora denominado ‘Condensador E’ es el condensador que ya se encontraba en el diseño de la columna compleja, pero por practicidad se nombró de esta manera mientras se encuentra formando parte de la secuencia de columnas.

En la tabla anterior se puede apreciar que las casillas de los pumparound se encuentran sombreadas. Esto es debido a que, como se comentó anteriormente, la carga térmica de los pumparound será ‘absorbida’ por los condensadores B y C según corresponda.



El vapor de agotamiento utilizado es el mismo que en el Caso Base y por lo tanto le corresponden los mismos valores de flujo y entalpía que en la columna compleja.

A continuación se muestran la GCC y los valores mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento.

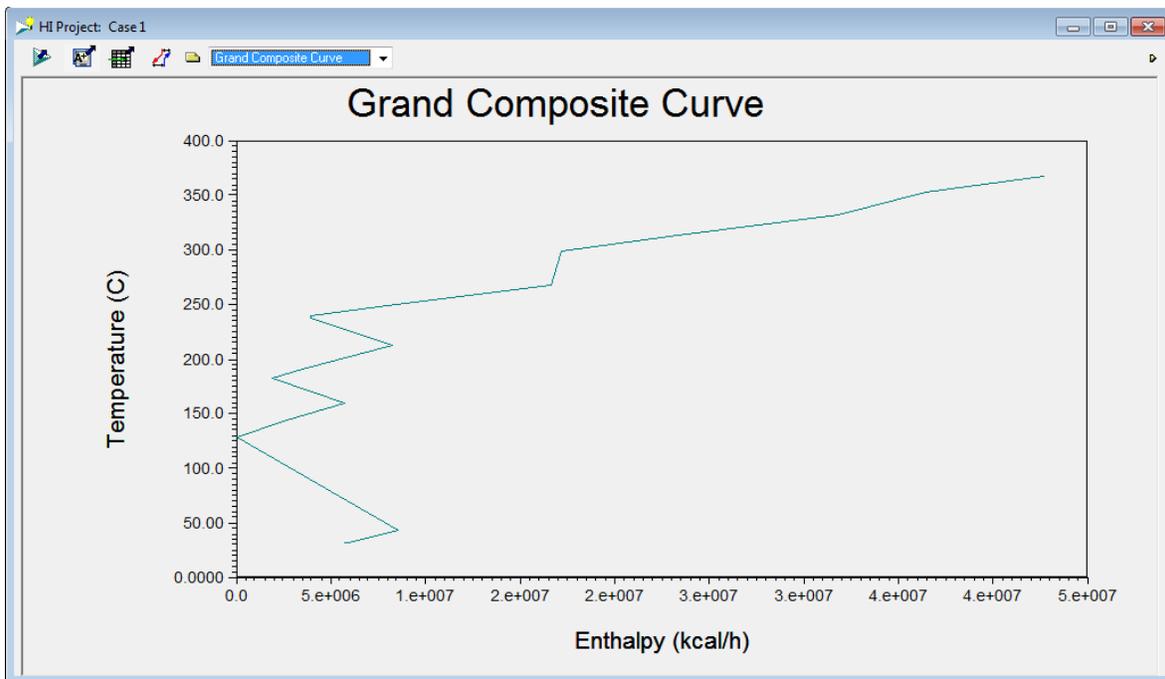


ILUSTRACIÓN 30: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE 1.

Los resultados de valores mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento se muestran a continuación:

Cargas Térmicas de los Servicios	Serie 1	Caso Base
Serv. de Calentamiento	4.275×10^7 kcal/hr	6.080×10^7 kcal/hr
Serv. de Enfriamiento	5.650×10^6 kcal/hr	23.90×10^6 kcal/hr

TABLA 31: SERVICIOS MÍNIMOS PARA LA SERIE DE COLUMNAS 1.

Al comparar las GCC del Caso Base y de la Serie de Columnas 1 se puede apreciar que la GCC de la serie de columnas tiene varios bolsillos, estos bolsillos se deben a que existen más extracciones de temperatura. Los condensadores A/B/C/D son tales extracciones de calor, y tienen una temperatura de suministro mucho mayor que la del condensador E que ya existía. Esto permite que se tenga



un gran potencial de integración térmica, lo cual reduce significativamente los servicios de calentamiento y enfriamiento.

Este diseño servirá como punto de referencia para los siguientes diseños a los cuales se les realizarán modificaciones. Las modificaciones serán la introducción de rehervidores en sustitución del vapor de agotamiento o una mezcla de ambos, y posteriormente el acoplamiento térmico en cada una de las columnas.



8.4 SUSTITUCIÓN DEL VAPOR DE AGOTAMIENTO POR REHERVIDORES.

Como se menciona en el marco teórico, el uso de rehervidores provocará una disminución de la carga térmica necesaria para la vaporización del fondo de los agotadores. Además de la disminución de la carga térmica, se tendrá una temperatura mayor en el fondo y domo de cada columna a la cual se le añade el rehervidor. La temperatura mayor en el condensador será útil para la integración térmica al tener disponible una corriente a una temperatura elevada, sin embargo se debe tener en cuenta que las temperaturas podrían no ser aceptables para la calidad del producto.

El procedimiento para sustitución del vapor de agotamiento por rehervidores es el siguiente. En la simulación se lleva a cabo el reemplazo de la columna sencilla con condensador por una columna sencilla con condensador y rehervidor. En primera instancia el flujo de vapor de agotamiento se mantiene igual. Al añadir un rehervidor, se agrega un grado de libertad más a la columna por lo que se debe de especificar este grado; la especificación que se realiza es la relación de reflujo, manteniéndose muy similar a la que se tenía en la torre sin rehervidor. Se realizan varios escenarios en los cuales el vapor de agotamiento va de 100%, disminuyendo en 25% cada vez, hasta ser sustituido por completo. Cada vez que disminuye el porcentaje de vapor, se calcula el calor necesario para generarlo. Una vez finalizados los cinco escenarios (100, 75, 50, 25 y 0%) se comparan los valores de los servicios y se verifica cual sería el mejor escenario. Si el resultado está en una mezcla de vapor de agotamiento y un rehervidor, se realizará una simulación que pueda proporcionar la relación más provechosa. Se toma en cuenta que al disminuir los flujos de vapor en los diferentes escenarios, la relación de reflujo también cambiará, sin embargo, el flujo de vapor es mucho menor que el flujo del crudo en las columnas (relación aproximada de 1 lb de vapor por cada barril a destilar), por lo tanto, el criterio que se toma es manejar el valor de la relación de reflujo como constante o con un valor muy similar.



8.4.1 TORRE A

Se podría proponer la sustitución del vapor de agotamiento en el fondo de la columna A. Una simulación de este escenario daría, probablemente, valores menores de carga térmica, sin embargo se tiene que tomar en cuenta que la temperatura en el fondo de la columna sería tan alta como para provocar craqueo, coquización y demás problemas que afectarían la calidad de los productos. La temperatura alcanzada fácilmente rebasaría los 450 °C.

8.4.2 TORRE B

La Torre B será la primera torre en la cual se intentará sustituir el vapor de agotamiento con un rehervidor.

La temperatura de salida del GOPP en el fondo de la torre es de 318.4 °C. El reemplazo del vapor de agotamiento en la Torre B por un rehervidor provoca que el fondo de dicha columna tenga una temperatura cercana a 415.4 °C la cuál es muy alta temperatura, y al igual que en la torre A, provocaría degradación del crudo.

8.4.3 TORRE C

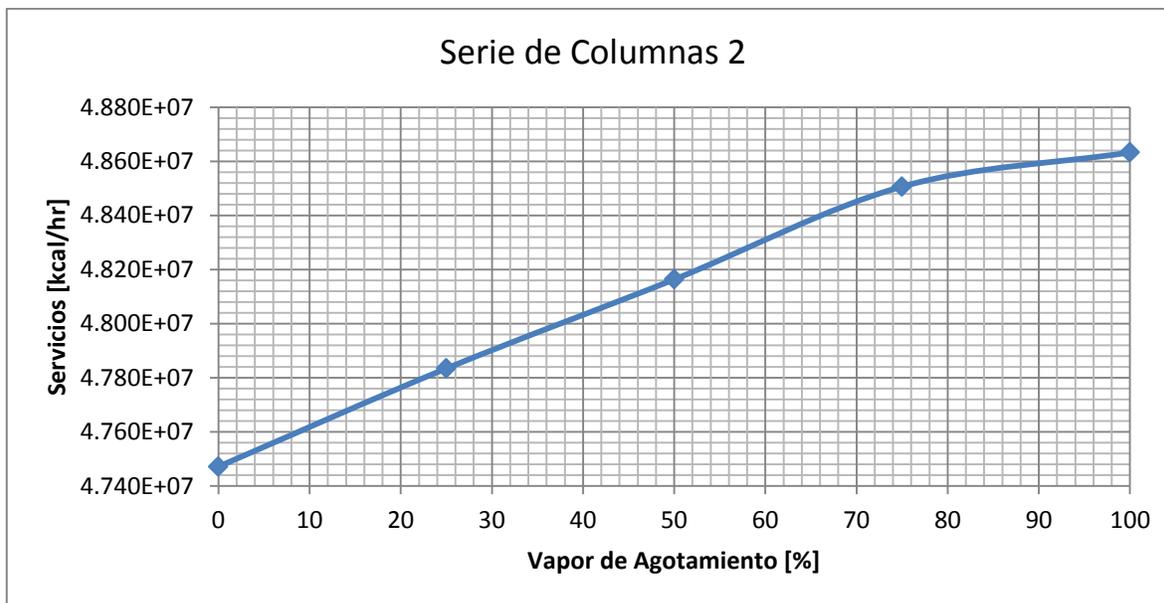
Debido a las altas temperaturas que se encontraron en los fondos de las columnas A y B, se sigue utilizando vapor de agotamiento en ellas. La siguiente columna en la cual analizar la sustitución o uso conjunto de un rehervidor es la torre C.

Al introducir un rehervidor y mantener el flujo de vapor original, se llega a una temperatura de 299 °C, la cual aunque mucho mayor que la original de 253 °C no compromete la calidad del producto.

Una vez que se ha sustituido la columna con condensador por una con rehervidor y condensador, se disminuye el flujo de vapor del valor original hasta tener los cinco escenarios (100, 75, 50, 25 y 0%). Para cada escenario se construyó la GCC y se obtuvieron los valores de calentamiento y enfriamiento. Estos valores se sumaron y se graficaron de tal forma que se pudiera elegir el diseño con el menor valor de servicios.



Esta serie de columnas en la cual se introduce satisfactoriamente un rehervidor en la columna C, se llamará “Serie de Columnas 2”.



GRÁFICA 1: SERVICIOS TOTALES VS VAPOR DE AGOTAMIENTO - TORRE C

La gráfica mostrada indica que el menor consumo de servicios se tiene cuando se sustituye por completo el vapor de agotamiento que entraba en el fondo de la torre C por un rehervidor. La GCC no se verá afectada al modificarse el flujo de vapor, sin embargo, al crearse un nuevo sumidero de calor como lo es un rehervidor, la GCC sí se verá afectada. El hecho de existir un menor consumo de servicios se debe a que las mayores temperaturas alcanzadas en los condensadores (futuros PA) sirven para tener una mejor integración térmica, ya que estos servirán para suministrar calor al rehervidor, reduciendo de esta manera el consumo global de servicios. La temperatura alcanzada en el fondo de la torre al sustituir por completo el vapor de agotamiento es de 338 °C.

Además, al eliminarse por completo el consumo de vapor en uno de los agotadores laterales, el costo energético de generación de vapor será menor. En el anexo se encuentra una tabla con los valores de los servicios de calentamiento y enfriamiento, así como de la carga térmica de generación del vapor de agotamiento para cada diseño.

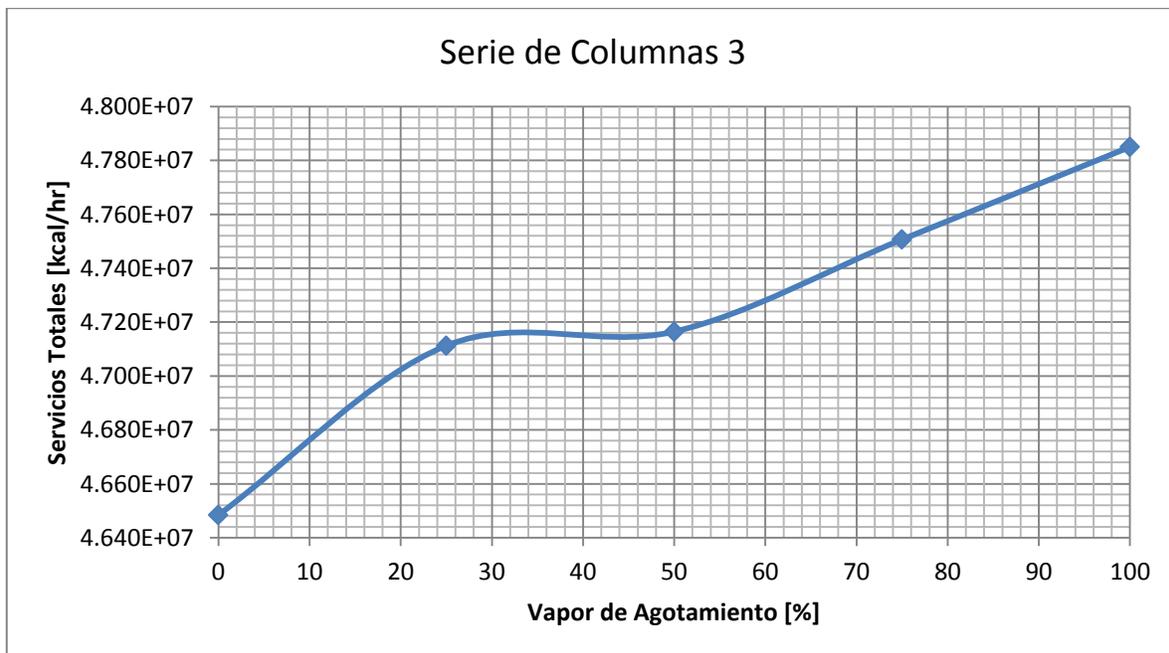


8.4.4 TORRE D

Una vez que se sustituyó el vapor de agotamiento para el gasóleo ligero primario (GOLP) en la torre C por un rehervidor como medio de agotamiento, se realiza el mismo análisis para la torre D.

Al igual que en la torre C, se tiene un aumento de temperatura significativo a lo largo de la columna propiciado por el empleo del rehervidor. Este aumento de temperatura beneficia la integración térmica y al igual que con la torre C, el escenario en dónde se tiene un menor consumo de servicios, es el escenario en el que se sustituye por completo el vapor de agotamiento por un rehervidor. Esta nueva serie de columnas se llamará 'Serie de Columnas 3'.

El diseño final de la serie de columnas 3 reemplaza por completo el vapor de agotamiento de la querosina, disminuyendo a su vez el costo energético de generación de vapor de agotamiento. Hasta ahora se han integrado dos rehervidores en el diseño.

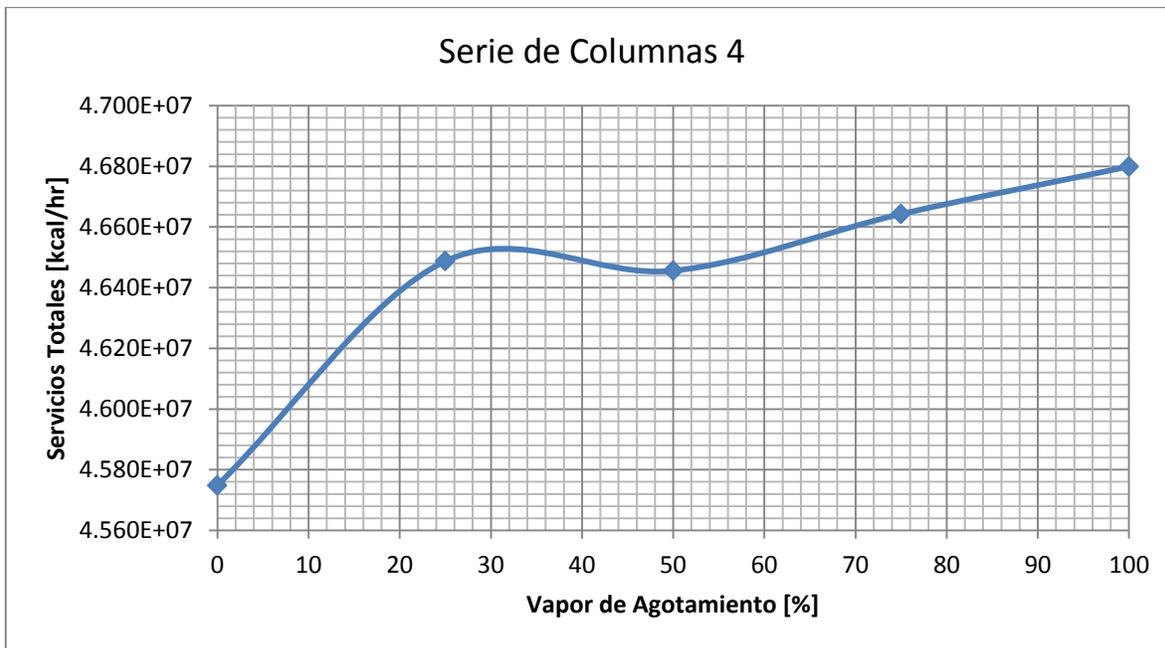


GRÁFICA 2: SERVICIOS TOTALES VS VAPOR DE AGOTAMIENTO - TORRE D



8.4.5 TORRE E

La última torre en la cual se pretende analizar el impacto de la sustitución del vapor de agotamiento es la torre E. Se realiza el mismo procedimiento que en las torres anteriores y se obtiene también que la mejor recuperación de calor se da cuando se sustituye por completo el vapor de agotamiento por un rehervidor.



GRÁFICA 3: SERVICIOS TOTALES VS VAPOR DE AGOTAMIENTO - TORRE E

Se ha llegado a un diseño preliminar en el cual se analizó la sustitución o actuación conjunta del vapor de agotamiento y rehervidores. En este diseño preliminar se determinó que se sustituirá el vapor de agotamiento de los siguientes productos: gasóleo ligero primario, querosina y nafta pesada. Este diseño implica que cuando la torre compleja se fusione de nuevo, se tendrán 3 agotadores laterales con rehervidor y sólo uno con vapor de agotamiento.



8.5 FUSIÓN DE LA NUEVA COLUMNA COMPLEJA

El diseño que se tiene hasta el momento, es un diseño en el cual ninguna de las torres esta acoplada térmicamente. No se tiene ningún flujo que regrese a la torre anterior, únicamente el vapor de cada torre que sale de su condensador es el flujo que fluye a través de todas las columnas.

El siguiente paso es analizar los efectos que se tienen al acoplar térmicamente cada una de las columnas. Para estas pruebas se plantea el enfoque en el cual primeramente se convertirá la serie de columnas 4 a una columna compleja. La carga térmica asociada a los condensadores A, B, C y D, que en el esquema de la torre compleja pasarán a ser los cuatro pumparound, se mantendrá en los mismos valores. De esta manera se espera que se siga manteniendo la configuración que se tenía en la serie de columnas 4.

Para convertir la serie de columnas 4 a una columna compleja, se invierte el proceso realizado para obtener la primera serie de columnas. Las conexiones cambiaron ligeramente para los pumparound 1 y 2, ya que en la serie de columnas se tomó la decisión de ubicarlos como parte de los condensadores de las torres B y C. Sin embargo, se modificarán estas conexiones para que estén en su ubicación original. Además de los ya existente pumparound 1 y 2, surgirán dos más a partir de la carga térmica de los condensadores de las torres A y D. Las conexiones se resumen en la tabla 31 y el diagrama de la torre obtenida se muestra en la ilustración 31.

Los pumparound (extracciones de calor) que se obtienen en el nuevo diseño son:

- Pumparound D (PA_D) que surge del condensador de la torre D.
- Pumparound 1 (PA1 o PA_C) existente en el diseño original pero que en el diseño final modifica su carga térmica a la del condensador de la torre C.
- Pumparound 2 (PA2 o PA_B) existente en el diseño original pero que en el diseño final modifica su carga térmica a la del condensador de la torre B.
- Pumparound A (PA_A) que surge del condensador de la torre A.



No. de conexión	Descripción	Ubicación Original	Ubicación Final
1	Salida de Vapor	Domo	Domo
2	Entrada de Reflujo	Plato 1	Plato 1
3	Retorno de Nafta Pesada	Plato 6	Plato 6
4	Descarga de Nafta Pesada	Plato 7	Plato 7
5	Entrada de PA_D	-	Plato 8
6	Descarga de PA_D	-	Plato 9
7	Retorno de Querosina	Plato 13	Plato 13
8	Descarga de Querosina	Plato 14	Plato 14
9	Entrada de PA1 (PA_C)	Plato 17	Plato 17
10	Descarga de PA1	Plato 18	Plato 18
11	Retorno de GOLP	Plato 21	Plato 21
12	Descarga de GOLP	Plato 22	Plato 22
13	Retorno de PA2 (PA_B)	Plato 23	Plato 23
14	Descarga de PA2	Plato 25	Plato 25
15	Retorno de GOPP	Plato 30	Plato 30
16	Descarga de GOPP	Plato 30	Plato 30
17	Entrada de PA_A	-	Plato 31
18	Descarga de PA_A	-	Plato 32
19	Alimentación	Plato 35	Plato 35
20	Salida de Residuo	Fondo	Fondo

TABLA 32: UBICACIÓN DE LAS CONEXIONES REALES Y FINALES.

Para poder especificar los pumparounds en la columna compleja se obtienen los datos de los condensadores de la serie de columnas 4, estos es, la carga térmica, temperaturas y calor específico en la descarga y retorno. A partir de estos datos podemos calcular el flujo que se tiene en cada pumparound con la ecuación 18 y siguiendo el mismo procedimiento que se utilizó en la simulación de la torre compleja original.

Pumparound	Duty [kcal/hr]	T1 [°C]	T2 [°C]	ΔT [°C]	Cp prom [kcal/kg °C]	W [kg/hr]
PA D	8.029E+06	191.4	169.6	21.8	0.5681	648,363
PA C	1.017E+07	246.8	220.3	26.5	0.6054	633,917
PA B	1.270E+07	305.2	274.6	30.6	0.6440	644,511
PA A	5.201E+06	359.1	337.7	21.4	0.6841	355,293

TABLA 33: DATOS DE LOS PUMPAROUND A, B, C, D.

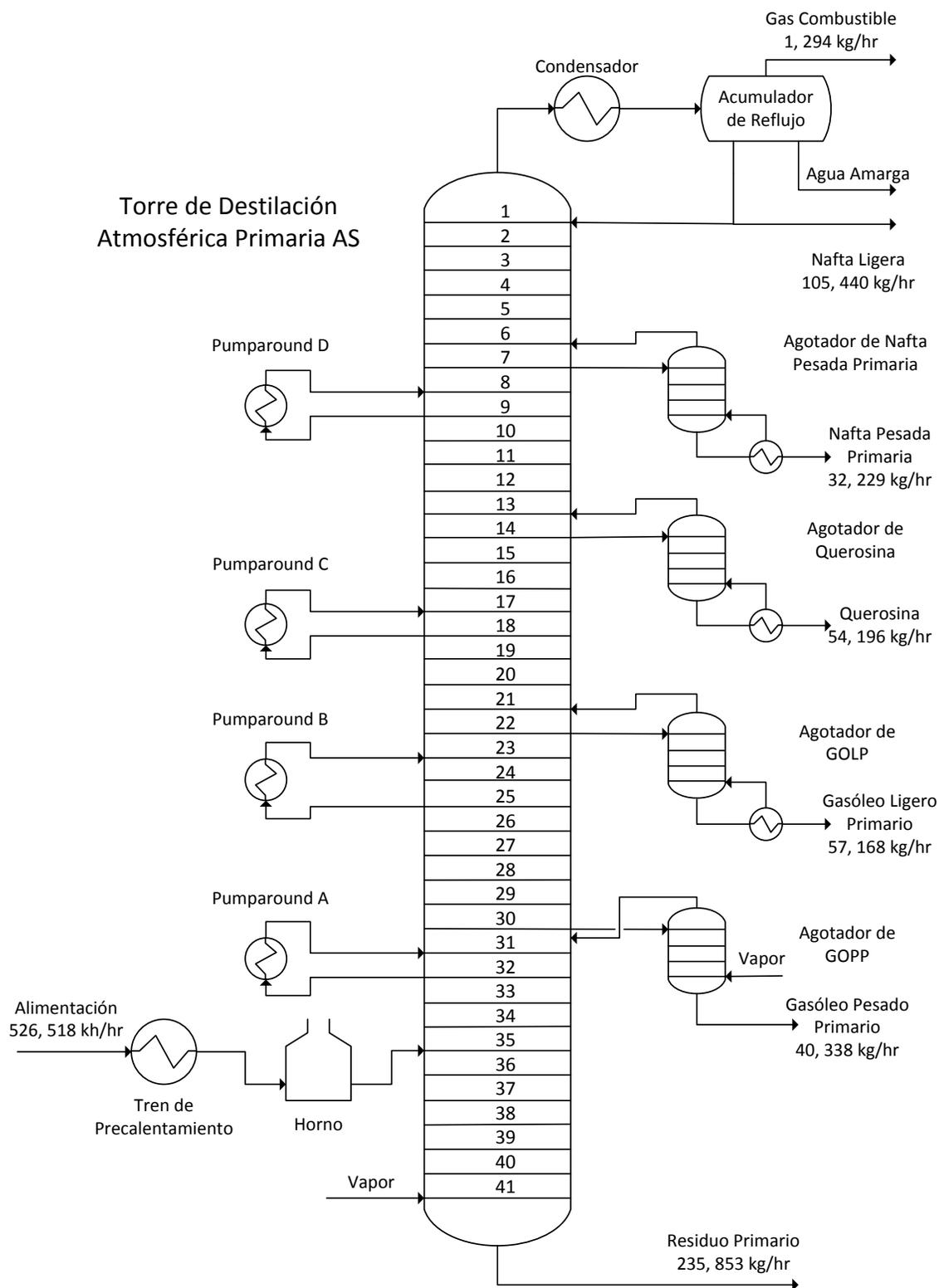


ILUSTRACIÓN 31: TORRE COMPLEJA FUSIONADA A PARTIR DE LA SERIE DE COLUMNAS SENCILLAS



Una vez habiendo calculado los flujos para los pumparound, se realizan las especificaciones siguientes a la columna de destilación.

- Los flujos de cada producto (nafta ligera, nafta pesada, querosina, GOLP, GOPP y residuo)
- Carga térmica de los rehervidores.
- Carga térmica y flujo de los pumparounds.

La imagen siguiente la simulación de la columna compleja:

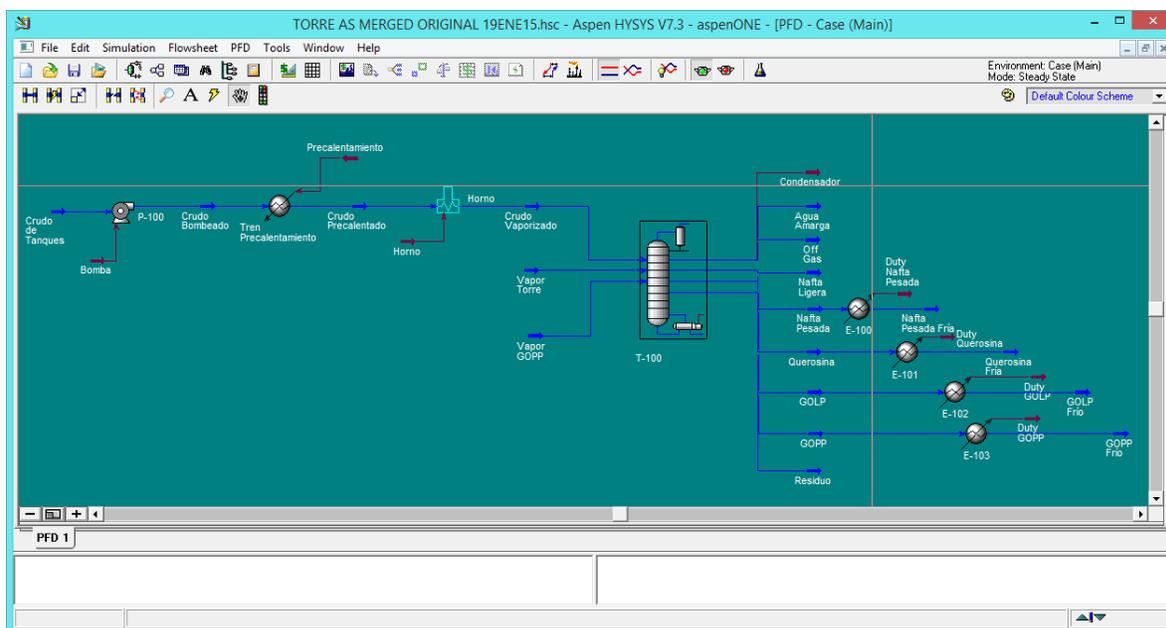


ILUSTRACIÓN 32: SIMULACIÓN DE LA NUEVA TORRE COMPLEJA.

Los valores de servicios de calentamiento y enfriamiento son:

Cargas Térmicas de los Servicios	Torre Compleja	Serie 1
Serv. de Calentamiento	4.509×10^7 kcal/hr	4.275×10^7 kcal/hr
Serv. de Enfriamiento	5.133×10^6 kcal/hr	5.650×10^6 kcal/hr

TABLA 34: SERVICIOS MÍNIMOS PARA LA NUEVA TORRE COMPLEJA.

Los servicios aumentaron con respecto a la serie de columnas, debido a que existen flujos de líquido y vapor que cruzan el punto pliegue. Este cruce generará un mayor consumo de servicios, por lo que se realizará un análisis para determinar el grado de acoplamiento térmico más benéfico.



8.6 PRUEBAS DE ACOPLAMIENTO TÉRMICO

Una vez que se ha convertido la serie de columnas sencillas a una torre compleja con cuatro agotadores laterales y cuatro pumparound, se disminuirá la carga térmica de cada pumparound, empezando por el de menor temperatura de descarga. Se realizará un procedimiento similar al que se utilizó para el vapor de agotamiento, es decir, se irá disminuyendo el valor de la carga térmica de cada pumparound en un porcentaje y se graficarán los resultados obtenidos.

Los flujos de la tabla 33 serán los considerados como 100%. Cuando se realicen los diferentes escenarios del acoplamiento térmico, se disminuirá la carga térmica y por lo tanto el flujo calculado. Sin embargo, las temperaturas también variarán ligeramente y por lo tanto el C_p también. Por lo que el procedimiento será el siguiente. Se cambia la carga térmica a una fracción (75, 50 o 25%) y se calcula el flujo, una vez hecho esto se verifican las temperaturas en la simulación y se corrigen en el cálculo del flujo, obteniendo así un nuevo flujo. Se comparan las temperaturas en la simulación con las utilizadas para el cálculo del flujo hasta que varíen en menos de 1 °C. El C_p promedio se considera constante.

Si los servicios de enfriamiento y calentamiento no disminuyen, se mantendrá el diseño con la carga térmica 100% y se pasará a investigar el siguiente circuito pumparound.

Se hace notar que al convertir la serie de columnas en una torre compleja existirá, aunque muy leve, un acoplamiento térmico, ya que habrá un flujo de líquido a lo largo de la columna. La intención de hacer pruebas con la carga térmica de los pumparound se debe al hecho de analizar el grado de acoplamiento térmico que se desea alcanzar para obtener una disminución de los consumos de servicios de enfriamiento y calentamiento.

8.6.1 ACOPLAMIENTO E-D.

El primer pumparound en el cual analizar el grado de acoplamiento térmico es el pumparound D (PA_D), el cual representa al condensador D que se encontraba



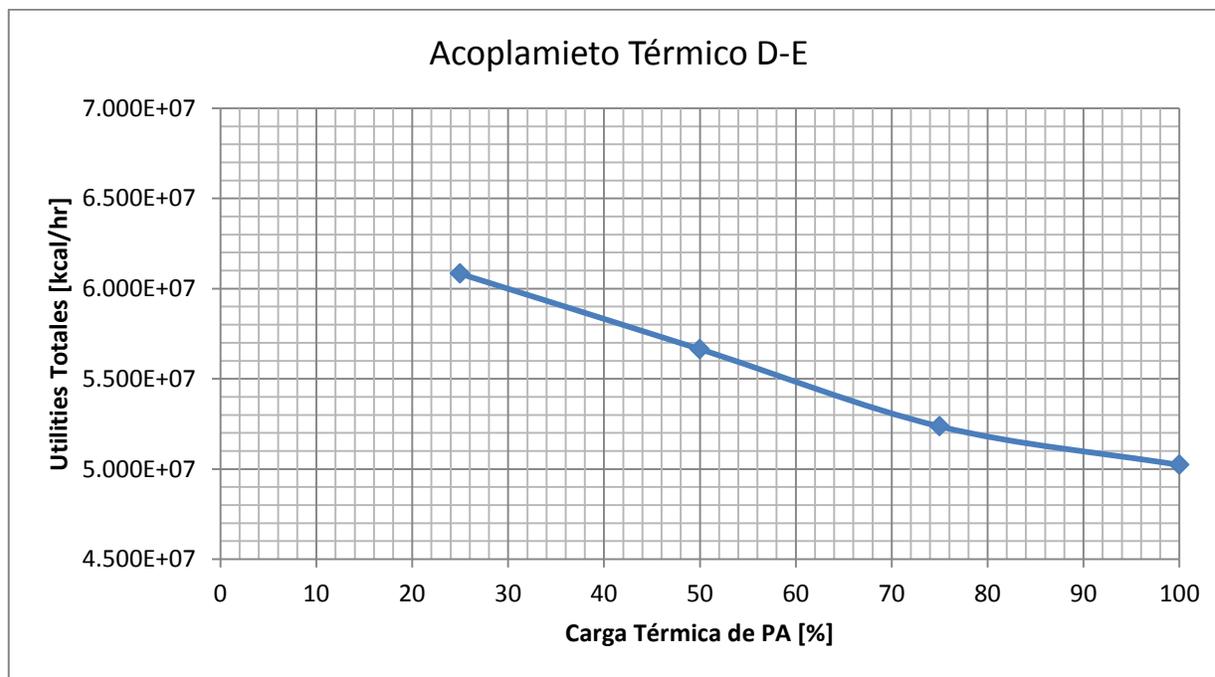
entre las columnas D y E. Se realizará el procedimiento descrito, disminuyendo la carga térmica de PA_D a 75, 50 y 25% y obteniendo un nuevo flujo para cada porcentaje.

Los flujos obtenidos fueron los siguientes:

Pumparound	Duty [kcal/hr]	T1 [°C]	T2 [°C]	ΔT [°C]	Cp prom [kcal/kg °C]	W [kg/hr]	% de Q
PA D	6.022×10^6	182.3	161.7	20.6	0.5681	514,599	75%
PA D	4.015×10^6	186.6	173.8	12.8	0.5681	552,122	50%
PA D	2.007×10^6	190.1	184.2	5.9	0.5681	598,912	25%

TABLA 35: DATOS DEL PUMPAROUND D.

Una vez que se realizan las tres simulaciones, se graficó el consumo global de servicios:



GRÁFICA 4: SERVICIOS TOTALES VS CARGA TÉRMICA DE PA_D.

8.6.2 ACOPLAMIENTO C-D.

El segundo pumparound en el cual analizar el grado de acoplamiento térmico es el pumparound C (PA_C), el cual representa al condensador C que se encontraba entre las columnas C y D. Se realizará el procedimiento descrito, disminuyendo la



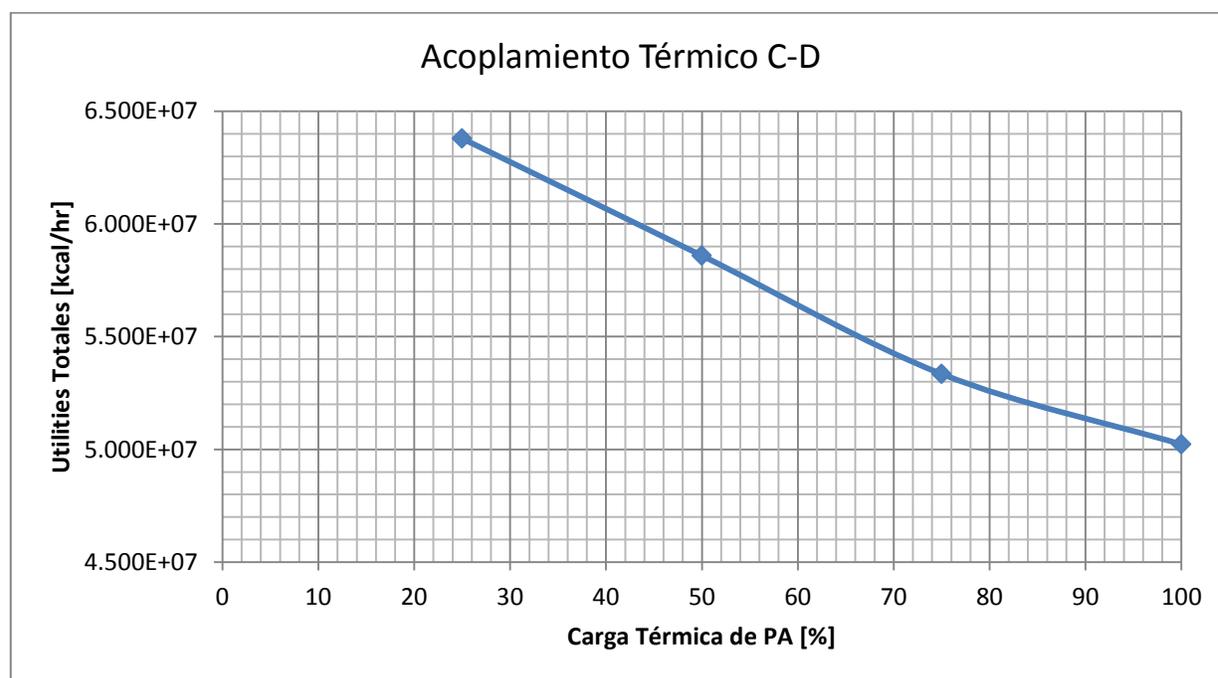
carga térmica de PA_C a 75, 50 y 25% y obteniendo un nuevo flujo para cada porcentaje.

Los flujos obtenidos fueron los siguientes:

Pumparound	Duty [kcal/hr]	T1 [°C]	T2 [°C]	ΔT [°C]	Cp prom [kcal/kg °C]	W [kg/hr]	% de Q
PA C	7.628×10^6	238.2	219.4	18.8	0.6054	670,165	75%
PA C	5.085×10^6	244.9	233.1	11.8	0.6054	711,814	50%
PA C	2.543×10^6	250.3	244.9	5.4	0.6054	777,723	25%

TABLA 36: DATOS DEL PUMPAROUND C.

Una vez que se realizan las tres simulaciones, se graficó el consumo global de servicios:



GRÁFICA 5: SERVICIOS TOTALES VS CARGA TÉRMICA DE PA_D.

8.6.3 ACOPLAMIENTO B-C.

El tercer pumparound en el cual analizar el grado de acoplamiento térmico es el pumparound B (PA_B), el cual representa al condensador B que se encontraba entre las columnas B y C. Se realizará el procedimiento descrito, disminuyendo la



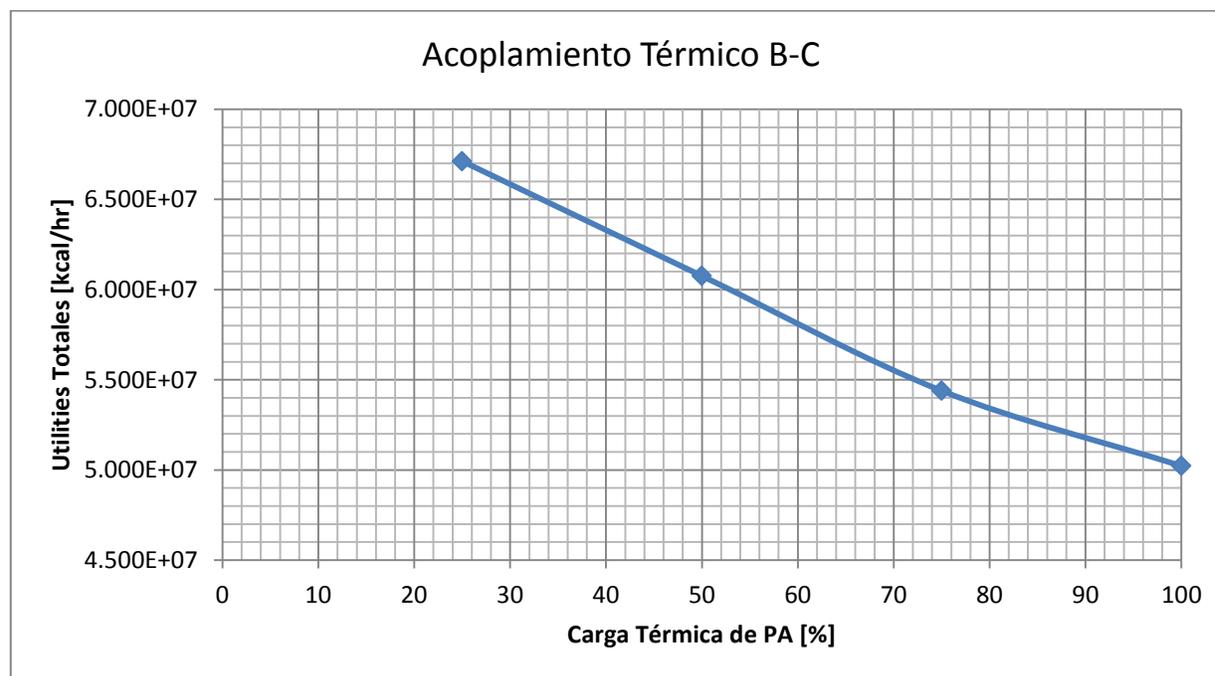
carga térmica de PA_B a 75, 50 y 25% y obteniendo un nuevo flujo para cada porcentaje.

Los flujos obtenidos fueron los siguientes:

Pumparound	Duty [kcal/hr]	T1 [°C]	T2 [°C]	ΔT [°C]	Cp prom [kcal/kg °C]	W [kg/hr]	% de Q
PA B	9.525×10^6	295.9	274	21.9	0.6440	675,412	75%
PA B	6.350×10^6	299.5	285.7	13.8	0.6440	714,566	50%
PA B	3.175×10^6	302.5	296	6.5	0.6440	758,540	25%

TABLA 37: DATOS DEL PUMPAROUND B.

Una vez que se realizan las tres simulaciones, se graficó el consumo global de servicios:



GRÁFICA 6: SERVICIOS TOTALES VS CARAG TÉRMICA DE PA_B

8.6.4 ACOPLAMIENTO A-B.

El tercer pumparound en el cual analizar el grado de acoplamiento térmico es el pumparound A (PA_A), el cual representa al condensador B que se encontraba entre las columnas A y B. Se realizará el procedimiento descrito, disminuyendo la



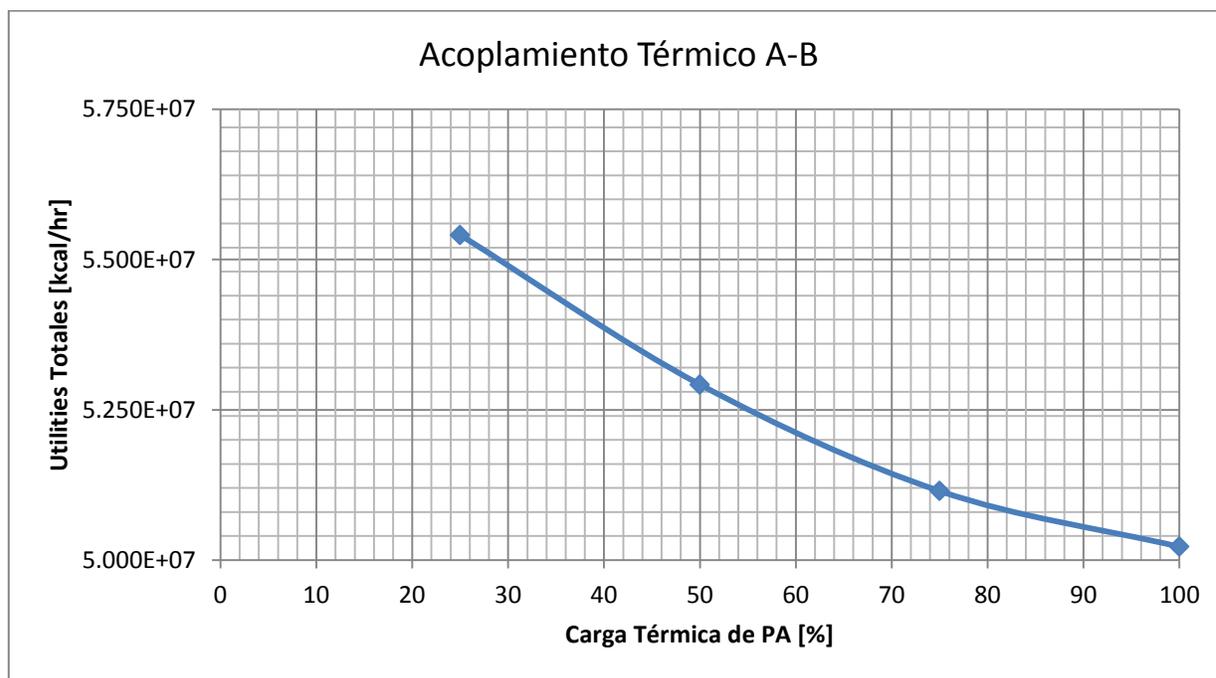
carga térmica de PA_A a 75, 50 y 25% y obteniendo un nuevo flujo para cada porcentaje.

Los flujos obtenidos fueron los siguientes:

Pumparound	Duty [kcal/hr]	T1 [°C]	T2 [°C]	ΔT [°C]	Cp prom [kcal/kg °C]	W [kg/hr]	% de PA
PA A	3.901×10^6	347.5	332	15.5	0.6841	367,900	75%
PA A	2.601×10^6	349.7	339.7	10	0.6841	380,164	50%
PA A	1.300×10^6	351.8	347	4.8	0.6841	396,004	25%

TABLA 38: DATOS DEL PUMPAROUND A.

Una vez que se realizan las tres simulaciones, se graficó el consumo global de servicios:



GRÁFICA 7: SERVICIOS TOTALES VS CARGA TÉRMICA DE PA_A.

En ninguna de las cuatro gráficas se aprecia una disminución de los servicios, por lo tanto, el acoplamiento térmico que se propone será el mínimo. Todas las cargas térmicas de los pumparound se mantendrán en su valor de 100%, es decir el valor que se tenían en la serie de columnas 4.



El aumento de la carga térmica de los servicios que se da conforme se va aumentando el grado de acoplamiento térmico, se debe a que se tiene menos calor extraído de la columna a diferentes temperaturas. Este calor extraído es sumamente útil para la integración térmica, no obstante, se tiene que tener en cuenta que mientras exista mayor flujo en cada pumparound, se sacrificará la transferencia de masa por la transferencia de energía. Impactando en la calidad de los productos.

Las pruebas de acoplamiento térmico indican que el diseño de la columna compleja más eficiente es el que se obtuvo directamente de la fusión de la serie de columnas. Este diseño será considerado como el diseño final.



8.7 DISEÑO FINAL

El diseño final que se tiene de la columna de destilación tiene un acoplamiento térmico mínimo, cuatro pumparounds, y tres de los cuatro agotadores laterales han sustituido por completo el vapor de agotamiento por rehervidores.

La incorporación de pumparounds impacta en la separación por lo que se deben comparar las temperaturas de ebullición D86 por porcentaje de volumen destilado de la simulación con los valores especificados y verificar que los productos estén dentro de especificación.

Espe. Bases de Diseño	Torre Original	% de Error	Nuevo Diseño	% de Error
Nafta Ligera Primaria				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C]	-19			
5% vol. [°C]	36		36	
10% vol. [°C]	58		58	
30% vol. [°C]	97		96	
50% vol. [°C]	118		118	
70% vol. [°C]	139		140	
90% vol. [°C]	164		170	
95% vol. [°C]	169		176	
TFE [°C]	180 ± 2	12%	209	16%
°API	63	0%	62.7	1%
Flujo [kg/h]	105,440	0.00%	105,452	0.01%
Nafta Pesada Primaria				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C]	170 ± 10	29.76%	110	35.53%
5% vol. [°C]	183	1.53%	171	6.83%
10% vol. [°C]	191	0.37%	179	6.18%
30% vol. [°C]	198	0.15%	195	1.36%
50% vol. [°C]	204	0.20%	205	0.44%
70% vol. [°C]	210	0.14%	214	1.76%
90% vol. [°C]	219	0.59%	226	3.15%
95% vol. [°C]	225	0.13%	230	2.18%
TFE [°C]	230 ± 5	12.83%	267	15.91%
°API	43.9	0.48%	43.9	0.18%
Flujo [kg/h]	32,229	0.00%	32,229	0.00%



Espe. Bases de Diseño	Torre Original	% de Error	Nuevo Diseño	% de Error
Querosina				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C] 190 ± 10	142	25.32%	136	28.53%
5% vol. [°C] 225	228	1.33%	218	3.20%
10% vol. [°C] 236	234	0.76%	228	3.52%
30% vol. [°C] 245	244	0.41%	244	0.57%
50% vol. [°C] 254	253	0.51%	254	0.04%
70% vol. [°C] 265	263	0.75%	266	0.38%
90% vol. [°C] 284	277	2.36%	284	0.18%
95% vol. [°C] 292	281	3.63%	288	1.27%
TFE [°C] 300 ± 10	318	6.00%	325	8.43%
°API 36.5	36.6	0.27%	36.7	0.44%
Flujo [kg/h] 54,196	54,196	0.00%	54,196	0.00%
Gasóleo Ligero Primario				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C] 243	176	27.49%	172	29.22%
5% vol. [°C] 276	288	4.42%	277	0.33%
10% vol. [°C] 291	296	1.82%	288	0.89%
30% vol. [°C] 306	308	0.72%	307	0.20%
50% vol. [°C] 318	318	0.03%	318	0.06%
70% vol. [°C] 330	330	0.06%	331	0.33%
90% vol. [°C] 345 ± 5	347	0.52%	350	1.36%
95% vol. [°C] 352	351	0.26%	354	0.68%
TFE [°C] 358	391	9.33%	395	10.20%
°API 29.5	29.1	1.53%	29	0.95%
Flujo [kg/h] 57,168	57,168	0.00%	57,168	0.00%
Gasóleo Pesado Primario				
Destilación ASTM D86				
TIE [°C] 288	213	26.22%	200	30.66%
5% vol. [°C] 341	354	3.84%	344	0.85%
10% vol. [°C] 365	363	0.47%	358	1.84%
30% vol. [°C] 380	380	0.08%	379	0.29%
50% vol. [°C] 390	392	0.54%	392	0.46%
70% vol. [°C] 406	409	0.79%	409	0.79%
95% vol. [°C] 447	445	0.54%	452	1.14%
TFE [°C] 459	452	1.50%	502	9.37%
°API 22.6	22	1.77%	22.4	0.93%
Flujo [kg/h] 40,338	40,338	0.00%	40,338	0.00%



Espec. Bases de Diseño	Torre Original	% de Error	Nuevo Diseño	% de Error	
Residuo Primario					
Destilación ASTM D1160					
@ 380 °C		5% máx.			
°API	9.5	9.3	1.81%	9.3	1.80%
Flujo [kg/h]	235,853	235,853	0.00%	235,853	0.00%

TABLA 39: COMPARATIVA TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN D86 DEL NUEVO DISEÑO.

Se puede observar que aunque con algunas diferencias, el error que se obtiene comparando con las especificaciones es en una gran mayoría menor al 5%, sin tomar en cuenta los primeros puntos (TIE y TFE), los cuales como se mencionó anteriormente, no son representativos en los simuladores de proceso.

Finalmente, se debe analizar el consumo de servicios de calentamiento. El diseño generó tres corrientes adicionales que necesitan calentamiento, estas son las tres corrientes que entran a los rehervidores de los agotadores laterales. Debido a que en la gran curva compuesta no se muestran corrientes individuales, es imposible saber si el calor que necesitan los rehervidores puede ser suministrado por integración térmica.

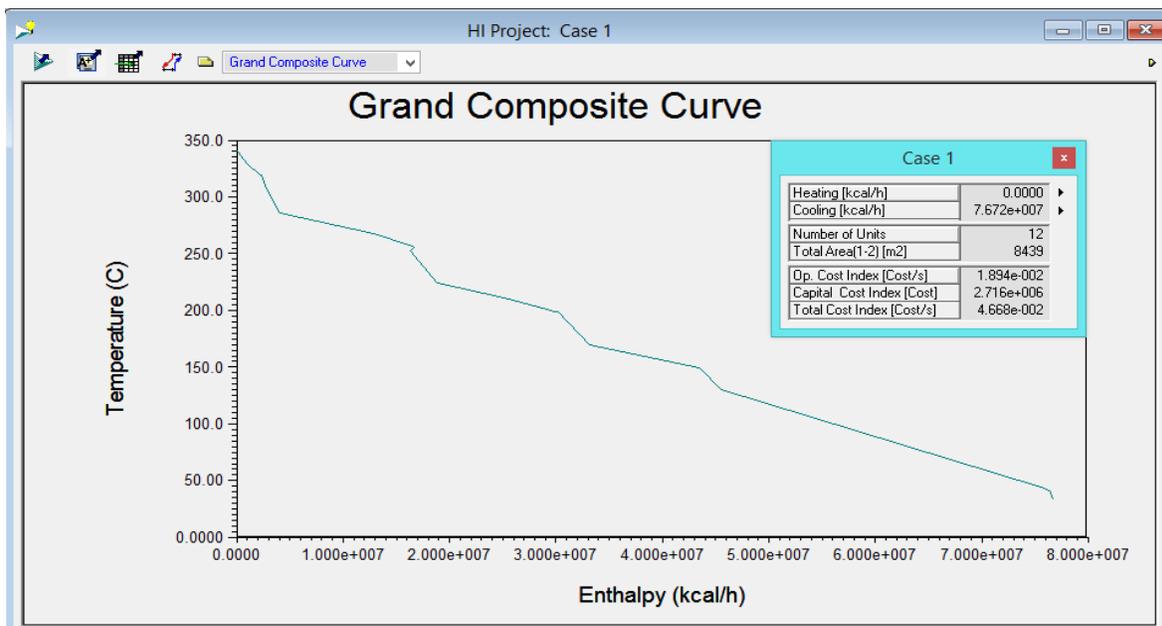


ILUSTRACIÓN 33: GCC SIN TREN DE PRECALENTAMIENTO NI HORNO.



Sin embargo, dentro de la gran curva compuesta se puede eliminar la corriente de crudo fría (tren de precalentamiento y horno) para verificar si se necesita algún servicio de calentamiento para los rehervidores o si la integración térmica permite suministrar el calor.

La ilustración 33 muestra la GCC sin la corriente de crudo fría. El valor que se tiene de servicios de calentamiento es nulo, esto indica que el calor que necesitan los rehervidores puede ser suministrado por integración térmica. Esto resulta sumamente adecuado, ya que el servicio de calentamiento que indica la GCC para el diseño final será únicamente para el calentador a fuego directo (horno).

Cargas Térmicas de los Servicios	Caso Base	Serie 1	Torre Compleja
Serv. de Calentamiento	6.080×10^7 kcal/hr	4.275×10^7 kcal/hr	4.509×10^7 kcal/hr
Serv. de Enfriamiento	23.90×10^6 kcal/hr	5.650×10^6 kcal/hr	5.133×10^6 kcal/hr

TABLA 40: COMPARATIVA DE CARGAS TÉRMICAS POR DISEÑO

Finalmente, se hace la comparativa entre los principales diseños que se obtuvieron. En la tabla 40 se resumen las cargas térmicas de los servicios de los principales diseños. Se nota una gran disminución en los servicios requeridos, sobre todo para los servicios de enfriamiento. El aumento de los servicios de calentamiento entre la serie 1 y el diseño final se debe a que surgieron sumideros de calor (rehervidores), sin embargo, se debe tomar en cuenta que al haber sustituido vapor de agotamiento en tres agotadores laterales, se tendrá un ahorro en los costos de generación del vapor.



8.8 COSTOS OPERATIVOS

A lo largo de los diferentes diseños, se fueron evaluando las cargas térmicas mínimas para los servicios de enfriamiento y calentamiento de la gran curva compuesta. Este parámetro es muy útil para hacer la comparación entre los diferentes diseños, sin embargo se tiene que hacer una evaluación económica de cada diseño para tener un parámetro real que aporte un beneficio, en este caso, un ahorro económico en los servicios.

Se tienen dos servicios o 'utilities':

- Gas combustible (Horno)
- Agua de Enfriamiento

Al software Aspen Energy Analyzer® se le pueden cargar los valores de temperatura de los servicios y genera la gran curva compuesta (GCC) con los servicios especificados, indicando la carga térmica mínima de cada uno de ellos, si es que existieran más de dos. Para todos los diseños, sólo se utilizará gas para el horno y agua de enfriamiento. Estos valores serán útiles para la evaluación económica, ya que teniendo el costo por unidad de energía de cada uno de ellos, se puede evaluar el costo operativo de cada diseño.

El costo de la generación de vapor también se tiene que tomar en cuenta. En cada diseño fue disminuyendo hasta llegar a un mínimo en el diseño final, por lo tanto se tiene que considerar dentro de los costos operativos.

La tabla siguiente muestra el costo que se tiene de cada servicio de acuerdo a la carga térmica.

Costo de Servicios	\$/kcal
Horno	7.40×10^{-7}
Vapor de Media	5.97×10^{-7}
Agua de Enfriamiento	4.54×10^{-8}

TABLA 40: COSTO DE UTILITIES.



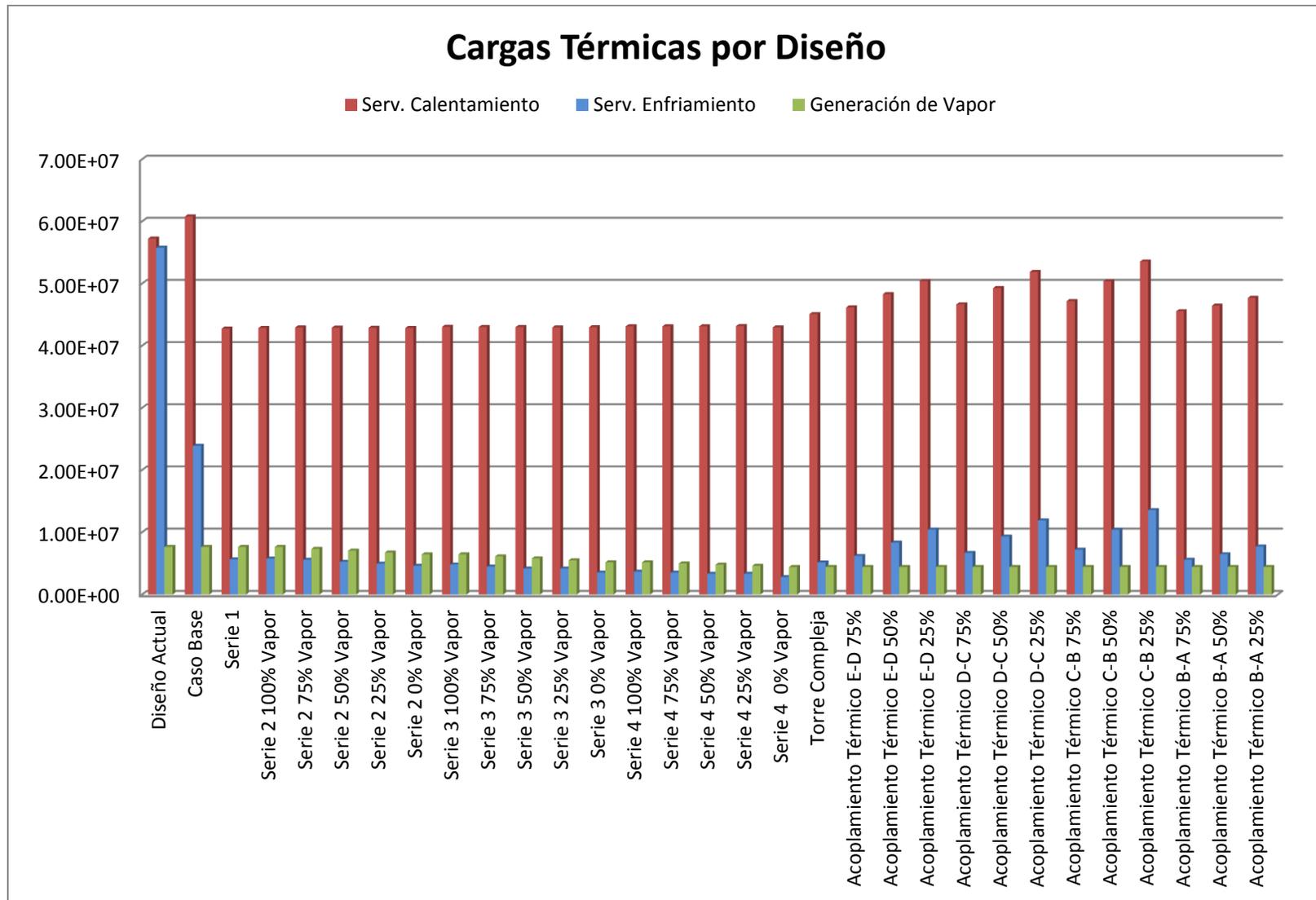
La tabla no está totalmente actualizada con los costos para los servicios que se tienen en la refinería de Salamanca, pero sirve como buena referencia para calcular los costos operativos de los servicios.

Para obtener el costo de cada servicio de forma anualizada, se realiza el siguiente procedimiento:

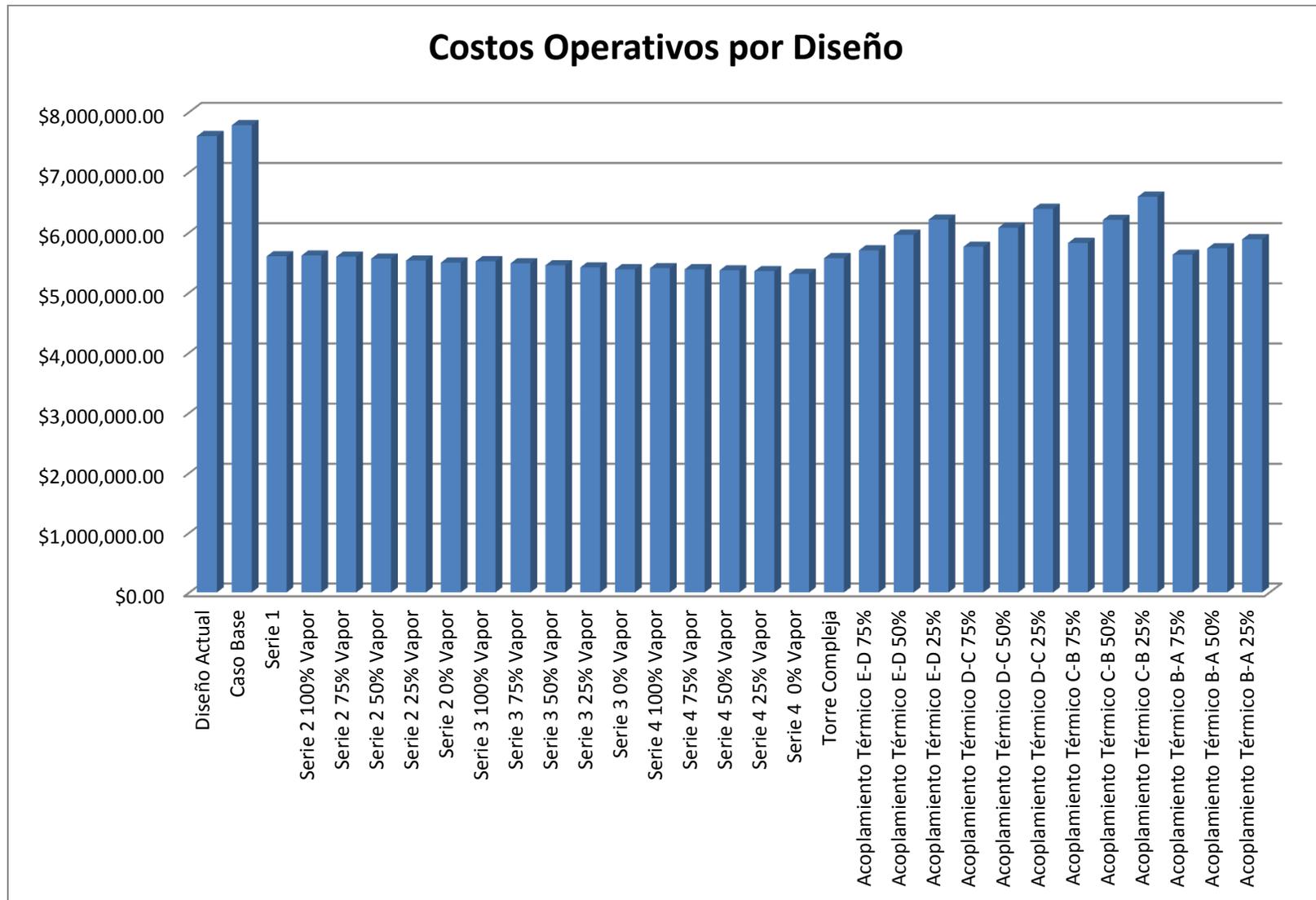
$$Q \left[\frac{kcal}{hr} \right] \times Costo \left[\frac{\$}{kcal} \right] \times \left[\frac{24 hrs}{día} \right] \times \left[\frac{365 días}{año} \right] = \frac{Costo}{año}$$

De los valores obtenidos para los diferentes diseños, el diseño más costoso es el original. La serie de columnas 1 tiene un costo mucho menor comprándolo con el diseño original. Debido a, como se señaló anteriormente, las extracciones de calor adicionales que promueven la integración térmica. A su vez, el costo va disminuyendo al ir reemplazando el vapor de agotamiento por los rehedidores hasta llegar al diseño de la serie de columnas 4 con los 3 rehedidores. Este diseño es el de menor costo operativo. Una vez alcanzado este diseño se conforma la torre compleja con las cargas térmicas definidas en el diseño anterior. El costo operativo de la nueva torre compleja aumenta, debido a que existe, aunque ligero, cierto acoplamiento térmico al tener un pequeño flujo de líquido a lo largo de la columna. Esto provoca un cruce de calor a través del punto de pliegue, aumentando las cargas térmicas de los servicios, y por tanto, el costo. Los diseños para evaluar el grado de acoplamiento térmico resultan más costosos a medida que se aumenta el grado de acoplamiento. Las gráficas 8 y 9 presentan la comparativa entre los diseños obtenidos.

El análisis de costos operativos tiene la misma tendencia que el análisis de cargas térmicas de los servicios en cada diseño. Por lo que el diseño final definido con las cargas térmicas es también el diseño que se elige con respecto a los costos operativos.



GRÁFICA 8: CARGAS TÉRMICAS POR DISEÑO



GRÁFICA 9: COSTO OPERATIVO POR DISEÑO GRÁFICA



Finalmente se realiza una comparativa entre la carga térmica de los servicios y el costo operativo del diseño original y el diseño final. Los siguientes porcentajes indican la disminución que se tienen en el diseño final, comparando con los valores del diseño original.

	Caso Base	Diseño Final	Diferencia	Porcentaje
Servicios de Calent. [kcal/hr]	6.080×10^7	4.509×10^7	1.571×10^7	-25.8%
Servicios de Enfriam. [kcal/hr]	23.90×10^6	5.133×10^6	18.77×10^6	-78.5%
Generación de Vapor [kcal/hr]	7.638×10^6	4.435×10^6	3.203×10^6	-41.9%
Costo [\$/yr]	\$ 7,596,895	\$ 5,568,541	\$ 2,028,353	-26.7%

TABLA 42: DISMINUCIÓN DE LOS SERVICIOS Y EL COSTO OPERATIVO ENTRE EL DISEÑO ORIGINAL Y EL DISEÑO FINAL.

En el anexo se muestra una tabla que indica por cada diseño:

- Cargas Térmicas de cada corriente.
- Carga térmica de los servicios mínimos de la GCC.
- Carga Térmica para generación de vapor.
- Costos Operativos.



9 CONCLUSIONES

Se realizó un nuevo diseño de una torre de destilación atmosférica de crudo existente. El nuevo diseño pasó por una primera etapa en la cual se conceptualizó la torre compleja en una serie de columnas sencillas de las cuales se obtuvo la carga térmica de los pumparound. A partir de la serie de columnas se analizaron las posibilidades de sustituir el vapor de agotamiento por rehervidores, y las consecuencias del acoplamiento térmico. Todas las modificaciones realizadas a la serie de columnas se verificaron aplicando técnicas del punto de pliegue, en este caso la creación de la Gran Curva Compuesta (GCC) y así se obtuvieron los valores mínimos de calentamientos y enfriamiento que se requerían para cada diseño. Con las modificaciones realizadas a la serie de columnas se obtuvo un diseño con un menor consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento. Este diseño se sintetizó en una columna compleja que optimiza el diseño original.

El diseño final que se presenta de la columna compleja es térmicamente más eficiente que el diseño original, debido a una revalorización del calor en la torre. Se obtuvieron más niveles de temperatura, principalmente con los pumparounds, los cuales propician una mejor integración térmica, disminuyendo los servicios de calentamiento y enfriamiento.

El nuevo diseño respeta el número de platos y las conexiones existentes en la columna original, con excepción de los nuevos pumparound que surgen. También se verificaron los valores de las temperaturas de ebullición por porcentaje de volumen destilado D86 para verificar que la calidad de los productos no se compromete.

Se cumple el objetivo, al reducir el costo operativo de la columna al disminuir los servicios de enfriamiento y calentamiento en un 25%. No obstante, el nuevo diseño que se presenta es conceptual, habrán de realizarse estudios adicionales con los cuales se podrá determinar la viabilidad de la propuesta:



- Diseño hidráulico de la columna

Se debe verificar que la columna sigue teniendo un buen desempeño hidráulico o proponer modificaciones de los internos. Esta verificación se debe a que el flujo de vapor, principalmente, se ve disminuido con la adición de los pumparounds.

- Red de Intercambio.

Se deberá realizar el diseño de la red de intercambio de calor. La carga térmica de los servicios que se obtuvo es el mínimo que se puede alcanzar. Sin embargo, al diseñar la red de intercambio, probablemente llegar a este valor no genere el mejor diseño y se debe buscar un diseño aplicable, técnica y económicamente.

- Análisis económico (TIR y VPN)

Finalmente, para determinar si un proyecto de eficiencia energética es viable económicamente, típicamente se tiene que recuperar la inversión en no más de un año. Para ello se deberá elaborar un estimado de costo de las modificaciones y, con ello, un estudio económico arrojará resultados que permitirán indicar si las modificaciones propuestas son rentables y, así, realizar la inversión.



10 BIBLIOGRAFÍA

- Chang, A.-F., Pashikanti, K., & Liu, Y. (2012). *Refinery Engineering Integrated Process Modeling and Optimization*. Weinheim: Wiley-VCH.
- Chaudhuri, U. R. (2011). *Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering*. Boca Raton : CRC Press.
- Gary, J. H., & Handwerk, G. E. (2001). *Petroleum Refining: Technology and Economics*. New York: Marcel Dekker.
- Giles, H. N., & Mills, C. O. (2010). *Curde Oils Their Sampling, Analysis, and Evaluation*. Newburyport.
- Green, D. W., & Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. Nueva York.
- Henley, E. J., & Seader, J. (2000). *Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química*. México, D.F.: Reverté Ediciones.
- Kayode Coker, A. (2010). *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants (Vol. II)*. Oxford: Gulf Professional Publishing.
- Kemp, I. C. (2007). *Pinch Analysis and Process Integration*. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Kishore Nadkarni, R. (2007). *Guide to ASTM Test Methods for the Analysis of Petroleum Products and Lubricants*. Boston: ASTM International.
- Liebmann , K., Dhole, V. R., & Jobson, M. (1998). *Integrated Design of a Conventional Crude Oil Distillation Tower Using Pinch Analysis*. Manchester: Institution of Chemical Engineers .
- Liebmann, K. (1996). *Integrated Crude Oil Distillation Design*. Manchester: University of Manchester Institute of Science & Technology.
- Linnhoff March. (1998). *Introduction to Pinch Technology*. Northwich.
- Martínez de la Cuesta, P. J. (2004). *Operaciones de Separación en Ingeniería Química. Métodos de Cálculo*. Madrid: Pearson.
- Natural Resources Canada. (2033). *Pinch Analysis: For the Efficient Use of Energy, Water & Hydrogen*.
- Nelson, W. L. (1936). *Petroleum Refinery Engineering*. New York: McGraw Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2004). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York: McGraw Hill.



Smith, G., & Patel, A. (1987). *Step by step through the pinch*. Cleveland: The Chemical Engineer.

Surinder, P. (2003). *Refining Processes Handbook*. Burlington: Gulf Professional Publishing.

Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (2012). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. New Jersey: Pearson.

Watkins, R. N. (1979). *Petroleum Refinery Distillation*. Houston: Gulf Publishing Company.

Wauquier, J. P. (2004). *El Refino del Petróleo*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.



11 ANEXO

Se incluye en este anexo una tabla en la cual se vaciaron los valores obtenidos de las simulaciones de los diversos diseños que se tuvieron a lo largo del desarrollo hasta llegar al diseño final.

El anexo también contiene las capturas de pantalla de las curvas compuestas de cada diseño. En cada una de las imágenes se pueden apreciar las temperaturas de las corrientes, las cargas térmicas y los servicios mínimos de enfriamiento y calentamiento. El software utilizado fue Aspen Energy Analyzer 8.4®.



**DESARROLLO DE UN NUEVO DISEÑO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA
DE CRUDO EXISTENTE APLICANDO TÉCNICAS DE ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE**



Carga Térmica [kcal/hr]	Diseño Actual	Caso Base	Serie 1	Serie 2 100% Vapor	Serie 2 75% Vapor	Serie 2 50% Vapor	Serie 2 25% Vapor	Serie 2 0% Vapor
Corrientes Calientes								
Nafta Ligera		0	0	0	0	0	0	0
Nafta Pesada Caliente		2.167E+06	1.884E+06	1.884E+06	1.886E+06	1.890E+06	1.893E+06	1.897E+06
Querosina Caliente		4.707E+06	4.441E+06	4.439E+06	4.448E+06	4.457E+06	4.466E+06	4.477E+06
GOLP Caliente		6.908E+06	6.498E+06	8.228E+06	9.777E+06	9.819E+06	9.830E+06	9.829E+06
GOOP Caliente		6.512E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06
Residuo		0	0	0	0	0	0	0
Pump-around 1		8960000	0	0	0	0	0	0
Pump-around 2		9874000	0	0	0	0	0	0
Condensador A		-	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06
Condensador B		-	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07
Condensador C		-	1.063E+07	1.064E+07	1.052E+07	1.041E+07	1.029E+07	1.017E+07
Condensador D		-	8.278E+06	8.276E+06	8.289E+06	8.302E+06	8.315E+06	8.329E+06
Condensador E		4.065E+07	2.367E+07	2.370E+07	2.346E+07	2.321E+07	2.297E+07	2.273E+07
Corrientes Frías								
Tren de Pre calent.		5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07
Calentador a Fuego Directo		5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07
Rehervidor C		-	-	1.740E+06	3.247E+06	3.242E+06	3.206E+06	3.162E+06
Rehervidor D		-	-	-	-	-	-	-
Rehervidor E		-	-	-	-	-	-	-
Serv. de Calent. [kcal/hr]	5.725E+07	6.080E+07	4.275E+07	4.285E+07	4.294E+07	4.291E+07	4.289E+07	4.285E+07
Serv. de Enfriam. [kcal/hr]	5.577E+07	2.390E+07	5.650E+06	5.781E+06	5.570E+06	5.255E+06	4.947E+06	4.621E+06
Generación de Vapor de Agotamiento								
Vapor Subenfriado	2.158E+06	2.158E+06	2.158E+06	2.158E+06	2.074E+06	1.990E+06	1.906E+06	1.822E+06
Vapor Saturado	5.106E+06	5.106E+06	5.106E+06	5.106E+06	4.907E+06	4.709E+06	4.510E+06	4.311E+06
Vapor Sobrecalentado	3.733E+05	3.733E+05	3.733E+05	3.733E+05	3.588E+05	3.442E+05	3.297E+05	3.152E+05
Costo [\$ /yr]								
Agua de Enfriamiento	\$ 388,610	\$ 166,534	\$ 39,368	\$ 40,285	\$ 38,814	\$ 36,619	\$ 34,468	\$ 32,200
Vapor de Media Presión	\$ 700,234	\$ 700,234	\$ 700,234	\$ 700,234	\$ 672,978	\$ 645,722	\$ 618,466	\$ 591,210
Calentador a Fuego Directo	\$ 6,508,051	\$ 6,911,874	\$ 4,859,911	\$ 4,871,686	\$ 4,881,337	\$ 4,878,142	\$ 4,875,802	\$ 4,871,542
Costo Total [\$ /yr]	\$ 7,596,895	\$ 7,778,642	\$ 5,599,513	\$ 5,612,205	\$ 5,593,129	\$ 5,560,483	\$ 5,528,737	\$ 5,494,953



**DESARROLLO DE UN NUEVO DISEÑO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA
DE CRUDO EXISTENTE APLICANDO TÉCNICAS DE ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE**



Carga Térmica [kcal/hr]	Serie 3 100% Vapor	Serie 3 75% Vapor	Serie 3 50% Vapor	Serie 3 25% Vapor	Serie 3 0% Vapor	Serie 4 100% Vapor	Serie 4 75% Vapor	Serie 4 50% Vapor
Corrientes Calientes								
Nafta Ligera	0	0	0	0	0	0	0	0
Nafta Pesada Caliente	1.885E+06	1.893E+06	1.901E+06	1.908E+06	1.916E+06	2.884E+06	3.013E+06	3.049E+06
Querosina Caliente	6.843E+06	6.863E+06	6.870E+06	6.868E+06	6.858E+06	6.858E+06	6.858E+06	6.858E+06
GOLP Caliente	9.829E+06	9.829E+06	9.829E+06	9.829E+06	9.829E+06	9.829E+06	9.829E+06	9.829E+06
GOOP Caliente	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06	6.280E+06
Residuo	0	0	0	0	0	0	0	0
Pump-around 1	0	0	0	0	0	0	0	0
Pump-around 2	0	0	0	0	0	0	0	0
Condensador A	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06
Condensador B	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07
Condensador C	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07
Condensador D	8.523E+06	8.399E+06	8.275E+06	8.152E+06	8.029E+06	8.029E+06	8.029E+06	8.029E+06
Condensador E	2.272E+07	2.248E+07	2.224E+07	2.199E+07	2.175E+07	2.180E+07	2.166E+07	2.151E+07
Corrientes Frías								
Tren de Pre calent.	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07
Calentador a Fuego Directo	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07
Rehervidor C	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06
Rehervidor D	2.526E+06	2.493E+06	2.449E+06	2.397E+06	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06
Rehervidor E	-	-	-	-	-	1.015E+06	1.172E+06	1.235E+06
Serv. de Calent. [kcal/hr]	4.303E+07	4.301E+07	4.299E+07	4.294E+07	4.297E+07	4.312E+07	4.313E+07	4.312E+07
Serv. de Enfriam. [kcal/hr]	4.817E+06	4.493E+06	4.170E+06	4.170E+06	3.518E+06	3.677E+06	3.515E+06	3.333E+06
Generación de Vapor de Agotamiento								
Vapor Subenfriado	1.822E+06	1.732E+06	1.641E+06	1.551E+06	1.461E+06	1.461E+06	1.409E+06	1.357E+06
Vapor Saturado	4.311E+06	4.097E+06	3.884E+06	3.670E+06	3.456E+06	3.456E+06	3.333E+06	3.211E+06
Vapor Sobrecalentado	3.152E+05	2.995E+05	2.839E+05	2.683E+05	2.527E+05	2.527E+05	2.437E+05	2.347E+05
Costo [\$/yr]								
Agua de Enfriamiento	\$ 33,562	\$ 31,309	\$ 29,055	\$ 29,055	\$ 24,514	\$ 25,622	\$ 24,491	\$ 23,223
Vapor de Media Presión	\$ 591,210	\$ 561,896	\$ 532,582	\$ 503,268	\$ 473,954	\$ 473,954	\$ 457,114	\$ 440,274
Calentador a Fuego Directo	\$ 4,892,388	\$ 4,890,087	\$ 4,887,984	\$ 4,882,072	\$ 4,884,722	\$ 4,902,450	\$ 4,903,105	\$ 4,902,538
Costo Total [\$/yr]	\$ 5,517,160	\$ 5,483,292	\$ 5,449,621	\$ 5,414,395	\$ 5,383,190	\$ 5,402,026	\$ 5,384,710	\$ 5,366,035



**DESARROLLO DE UN NUEVO DISEÑO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA
DE CRUDO EXISTENTE APLICANDO TÉCNICAS DE ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE**



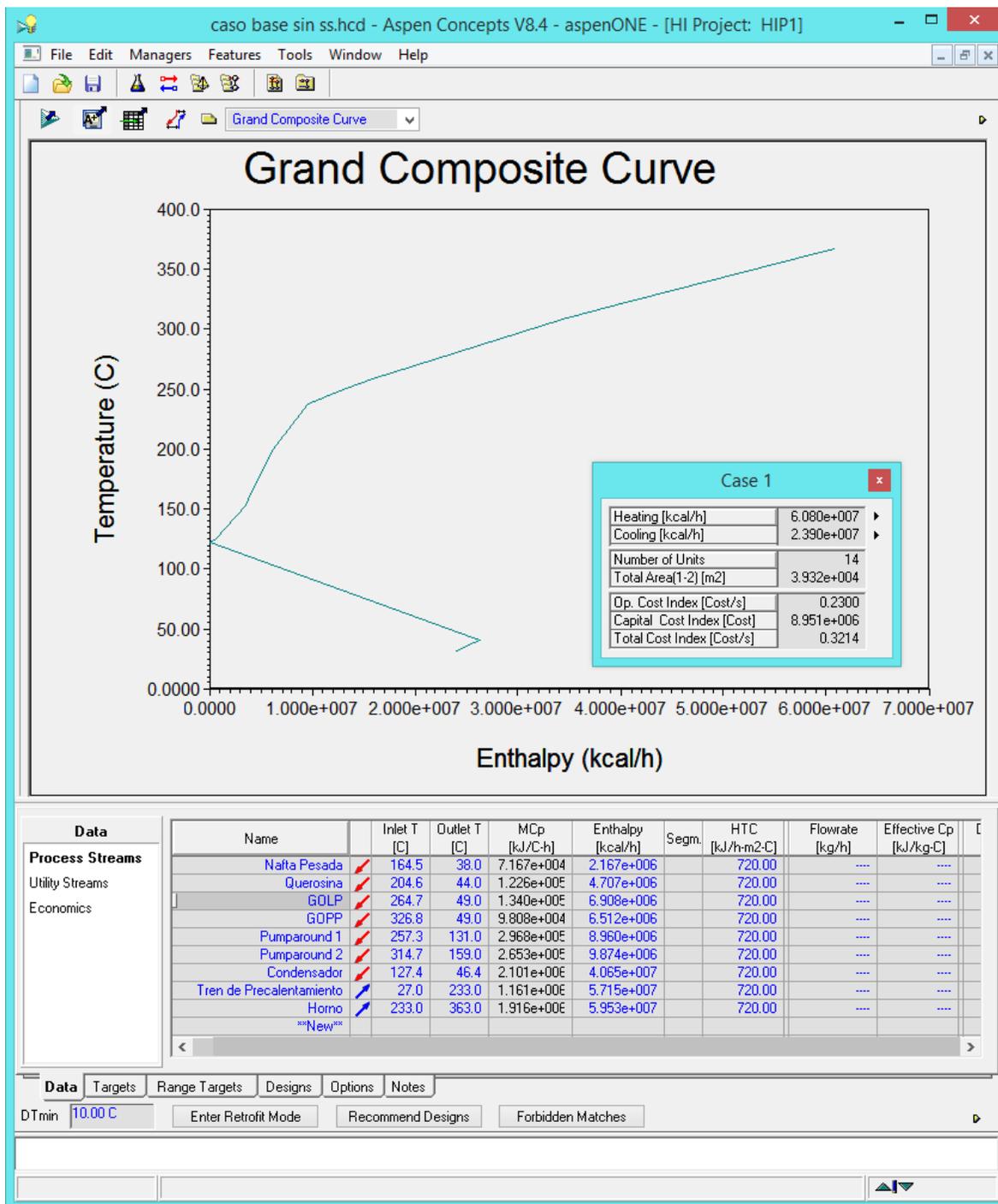
Carga Térmica [kcal/hr]	Serie 4 25% Vapor	Serie 4 0% Vapor	Torre Compleja	Acoplamiento Térmico E-D 75%	Acoplamiento Térmico E-D 50%	Acoplamiento Térmico E-D 25%	Acoplamiento Térmico D-C 75%	Acoplamiento Térmico D-C 50%
Corrientes Calientes								
Nafta Ligera	0	0	0	0	0	0	0	0
Nafta Pesada Caliente	3.069E+06	3.045E+06	2.997E+06	3.081E+06	3.138E+06	3.178E+06	3.069E+06	3.113E+06
Querosina Caliente	6.858E+06	6.858E+06	6.742E+06	6.744E+06	6.745E+06	6.746E+06	6.860E+06	6.939E+06
GOLP Caliente	9.829E+06	9.829E+06	9.647E+06	9.647E+06	9.647E+06	9.647E+06	9.663E+06	9.670E+06
GOOP Caliente	6.280E+06	6.280E+06	6.191E+06	6.191E+06	6.191E+06	6.191E+06	6.191E+06	6.191E+06
Residuo	0	0	0	0	0	0	0	0
Pump-around 1	0	0	0	0	0	0	0	0
Pump-around 2	0	0	0	0	0	0	0	0
Condensador A	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06
Condensador B	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07
Condensador C	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	7.628E+06	5.085E+06
Condensador D	8.029E+06	8.029E+06	8.029E+06	6.022E+06	4.015E+06	2.007E+06	8.029E+06	8.029E+06
Condensador E	2.136E+07	2.114E+07	2.175E+07	2.365E+07	2.560E+07	2.757E+07	2.407E+07	2.648E+07
Corrientes Frías								
Tren de Pre calent.	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07	5.715E+07
Calentador a Fuego Directo	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07	5.953E+07
Rehervidor C	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06	3.162E+06
Rehervidor D	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06	2.339E+06
Rehervidor E	1.284E+06	1.203E+06	1.203E+06	1.203E+06	1.203E+06	1.203E+06	1.203E+06	1.203E+06
Serv. de Calent. [kcal/hr]	4.315E+07	4.294E+07	4.509E+07	4.617E+07	4.831E+07	5.040E+07	4.666E+07	4.929E+07
Serv. de Enfriam. [kcal/hr]	3.334E+06	2.808E+06	5.133E+06	6.191E+06	8.333E+06	1.043E+07	6.686E+06	9.309E+06
Generación de Vapor de Agotamiento								
Vapor Subenfriado	1.305E+06	1.253E+06	1.253E+06	1.253E+06	1.253E+06	1.253E+06	1.253E+06	1.253E+06
Vapor Saturado	3.088E+06	2.965E+06	2.965E+06	2.965E+06	2.965E+06	2.965E+06	2.965E+06	2.965E+06
Vapor Sobrecalentado	2.257E+05	2.168E+05	2.168E+05	2.168E+05	2.168E+05	2.168E+05	2.168E+05	2.168E+05
Costo [\$ /yr]								
Agua de Enfriamiento	\$ 23,232	\$ 19,568	\$ 35,767	\$ 43,137	\$ 58,064	\$ 72,647	\$ 46,591	\$ 64,866
Vapor de Media Presión	\$ 423,434	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593
Calentador a Fuego Directo	\$ 4,905,980	\$ 4,881,774	\$ 5,126,181	\$ 5,248,815	\$ 5,492,244	\$ 5,729,838	\$ 5,304,602	\$ 5,603,121
Costo Total [\$ /yr]	\$ 5,352,645	\$ 5,307,935	\$ 5,568,541	\$ 5,698,545	\$ 5,956,901	\$ 6,209,078	\$ 5,757,786	\$ 6,074,580



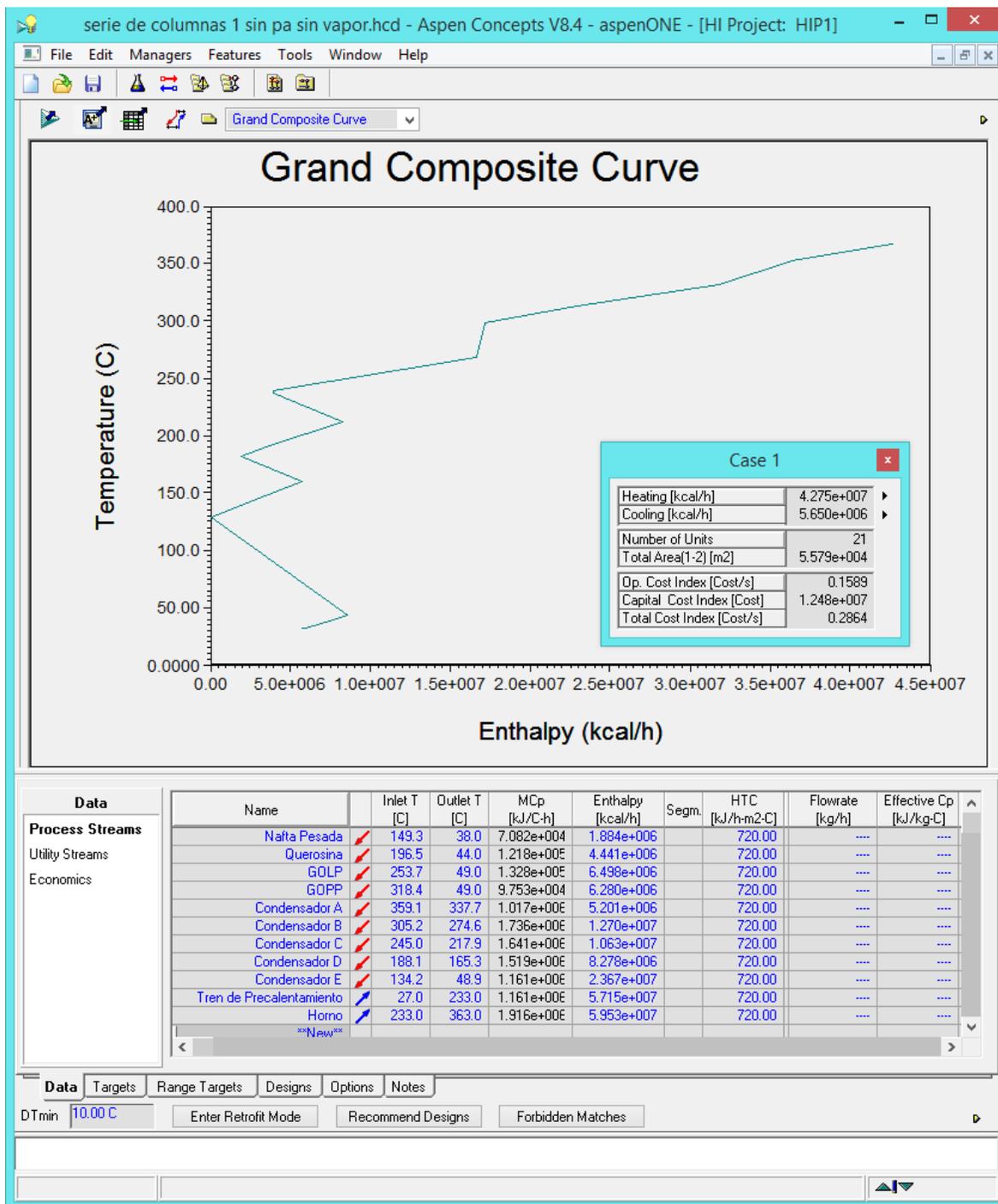
**DESARROLLO DE UN NUEVO DISEÑO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA
DE CRUDO EXISTENTE APLICANDO TÉCNICAS DE ANÁLISIS DEL PUNTO DE PLIEGUE**



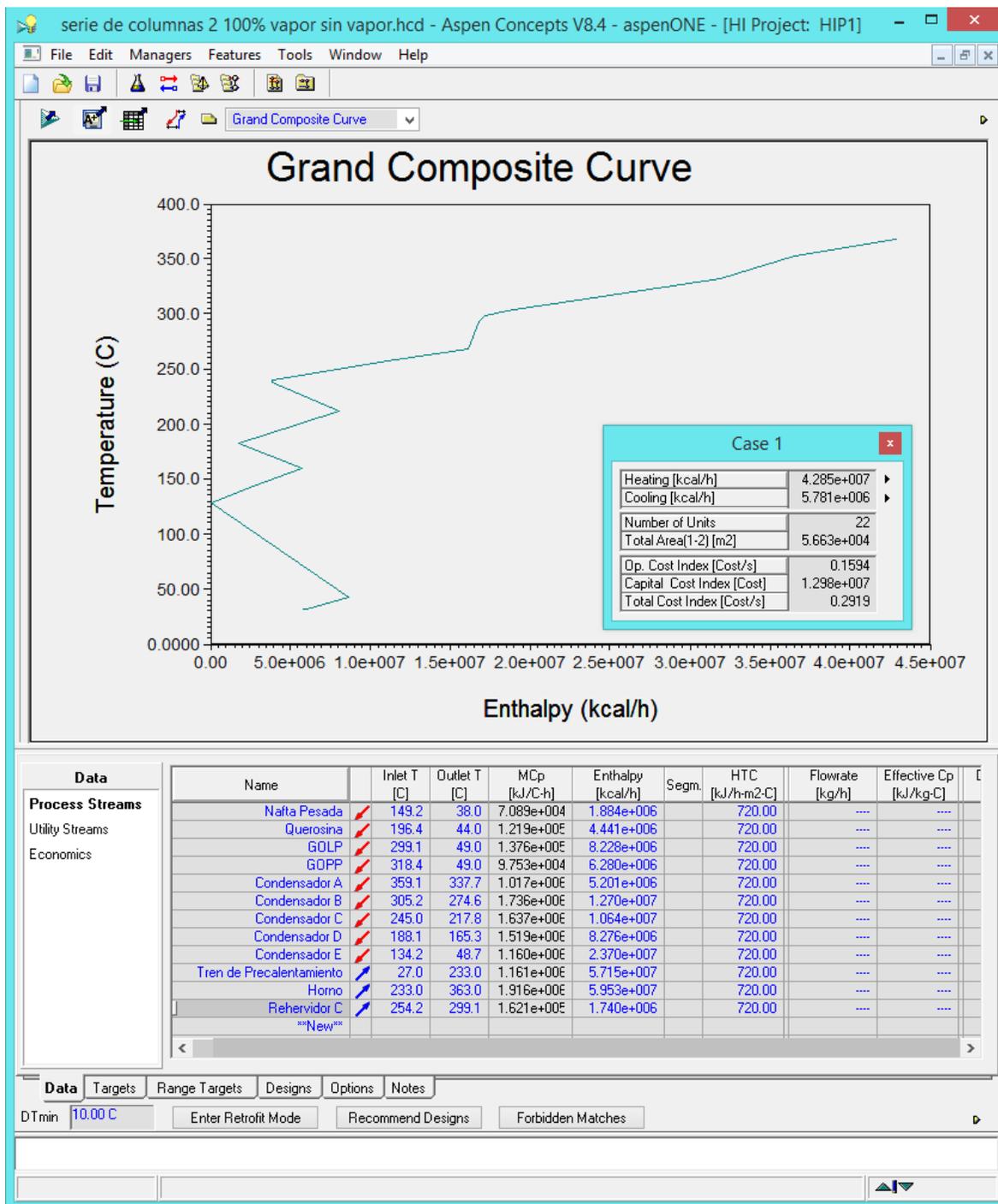
Carga Térmica [kcal/hr]	Acoplamiento Térmico D-C 25%	Acoplamiento Térmico C-B 75%	Acoplamiento Térmico C-B 50%	Acoplamiento Térmico C-B 25%	Acoplamiento Térmico B-A 75%	Acoplamiento Térmico B-A 50%	Acoplamiento Térmico B-A 25%
Corrientes Calientes							
Nafta Ligera	0	0	0	0	0	0	0
Nafta Pesada Caliente	3.140E+06	3.079E+06	3.124E+06	3.151E+06	3.034E+06	3.064E+06	3.088E+06
Querosina Caliente	6.992E+06	6.843E+06	6.904E+06	6.942E+06	6.787E+06	6.824E+06	6.855E+06
GOLP Caliente	9.674E+06	9.840E+06	9.960E+06	1.003E+07	9.722E+06	9.785E+06	9.838E+06
GOOP Caliente	6.191E+06	6.191E+06	6.191E+06	6.191E+06	6.278E+06	6.359E+06	6.435E+06
Residuo	0	0	0	0	0	0	0
Pump-around 1	0	0	0	0	0	0	0
Pump-around 2	0	0	0	0	0	0	0
Condensador A	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	5.201E+06	3.901E+06	2.601E+06	1.300E+06
Condensador B	1.270E+07	9.525E+06	6.350E+06	3.175E+06	1.270E+07	1.270E+07	1.270E+07
Condensador C	2.543E+06	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07	1.017E+07
Condensador D	8.029E+06						
Condensador E	2.893E+07	2.453E+07	2.748E+07	3.051E+07	2.279E+07	2.388E+07	2.499E+07
Corrientes Frías							
Tren de Pre calent.	5.715E+07						
Calentador a Fuego Directo	5.953E+07						
Rehervidor C	3.162E+06						
Rehervidor D	2.339E+06						
Rehervidor E	1.203E+06						
Serv. de Calent. [kcal/hr]	5.189E+07	4.718E+07	5.037E+07	5.355E+07	4.556E+07	4.645E+07	4.769E+07
Serv. de Enfriam. [kcal/hr]	1.190E+07	7.207E+06	1.039E+07	1.357E+07	5.588E+06	6.474E+06	7.715E+06
Generación de Vapor de Agotamiento							
Vapor Subenfriado	1.253E+06						
Vapor Saturado	2.965E+06						
Vapor Sobrecalentado	2.168E+05						
Costo [\$ /yr]							
Agua de Enfriamiento	\$ 82,936	\$ 50,218	\$ 72,402	\$ 94,527	\$ 38,939	\$ 45,112	\$ 53,756
Vapor de Media Presión	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593	\$ 406,593
Calentador a Fuego Directo	\$ 5,898,848	\$ 5,364,126	\$ 5,725,955	\$ 6,088,082	\$ 5,179,759	\$ 5,280,368	\$ 5,422,197
Costo Total [\$ /yr]	\$ 6,388,377	\$ 5,820,938	\$ 6,204,950	\$ 6,589,203	\$ 5,625,292	\$ 5,732,074	\$ 5,882,547



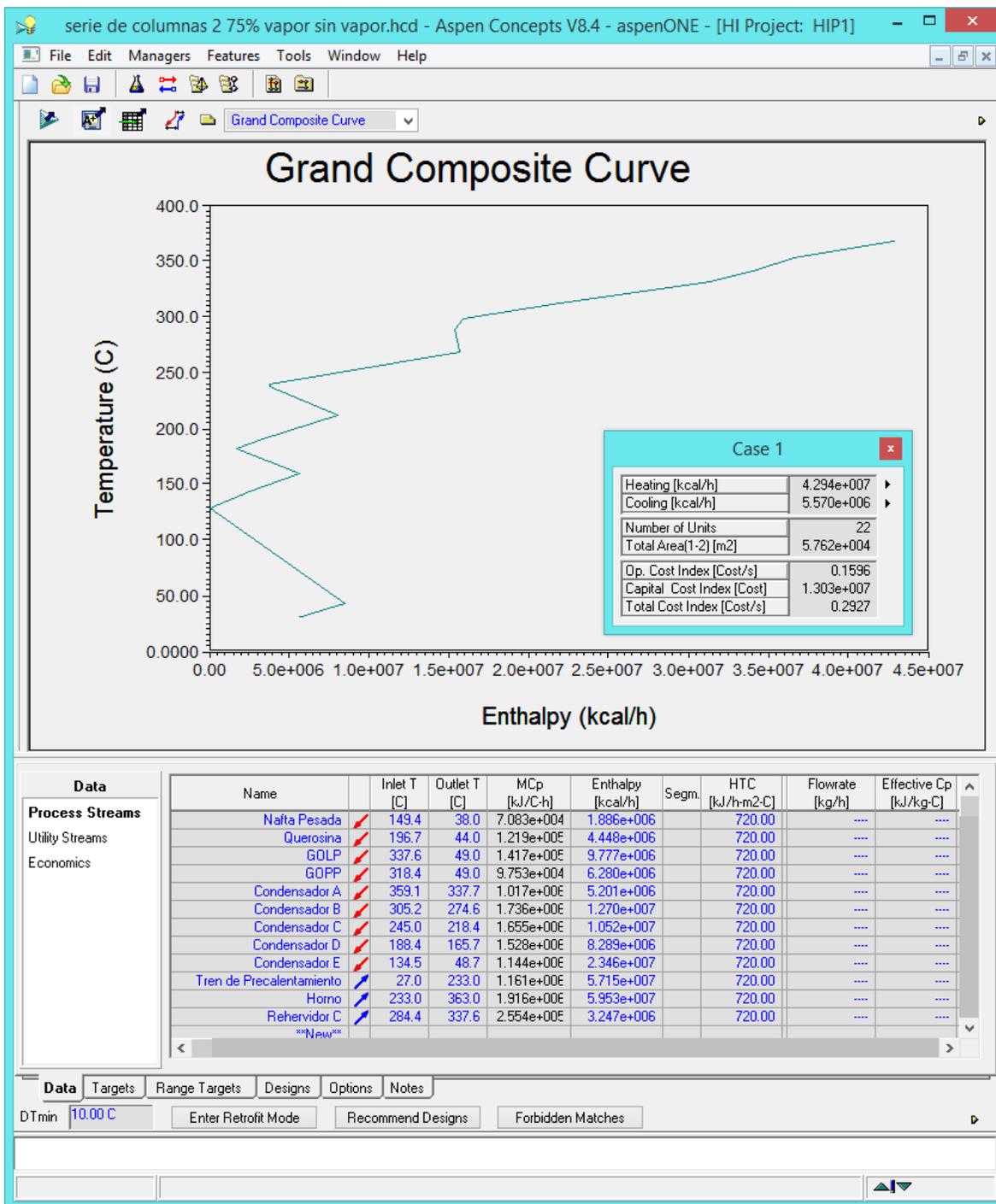
ANEXO 1: GRAN CURVA COMPUESTA DEL CASO BASE.



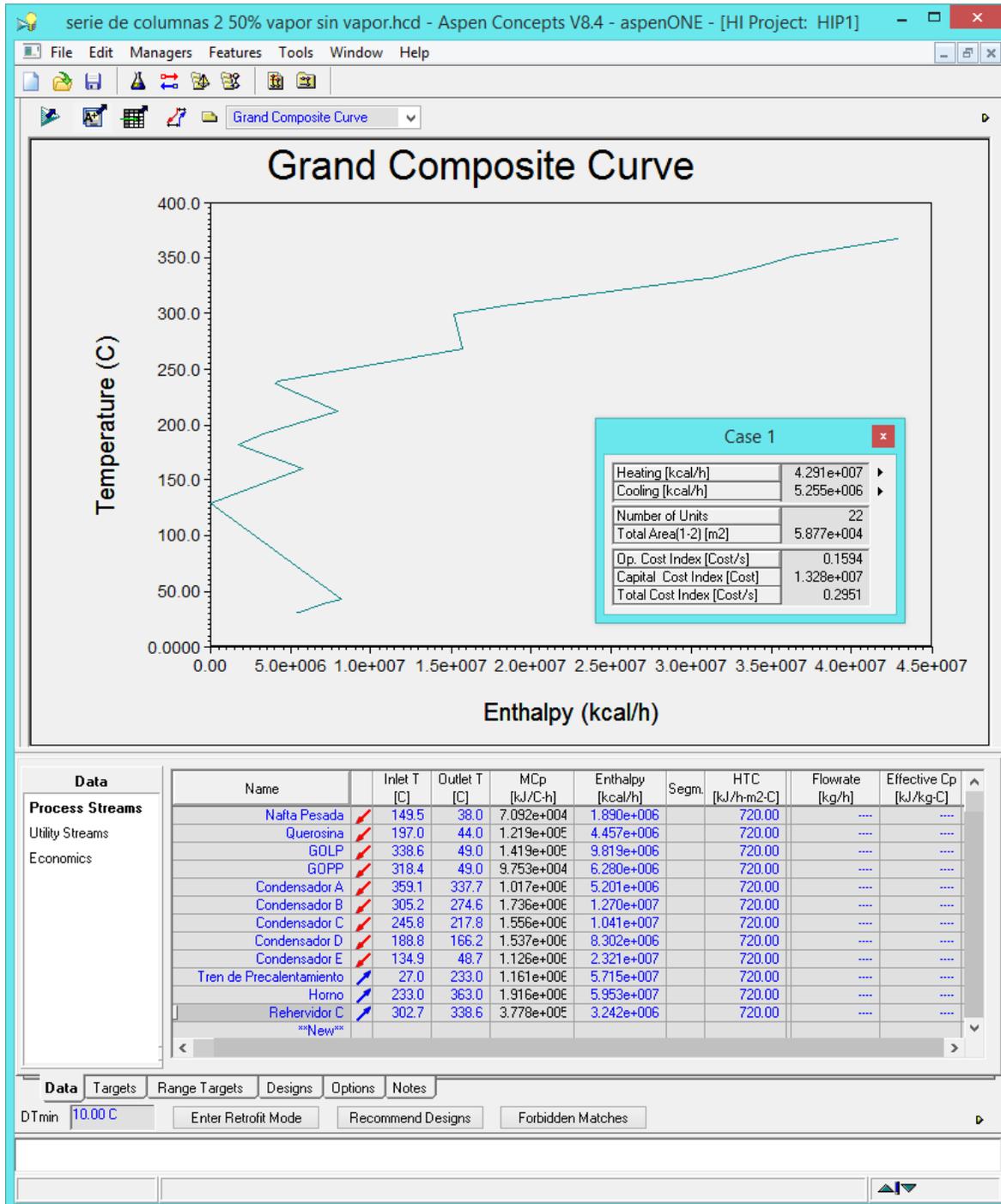
ANEXO 2: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 1.



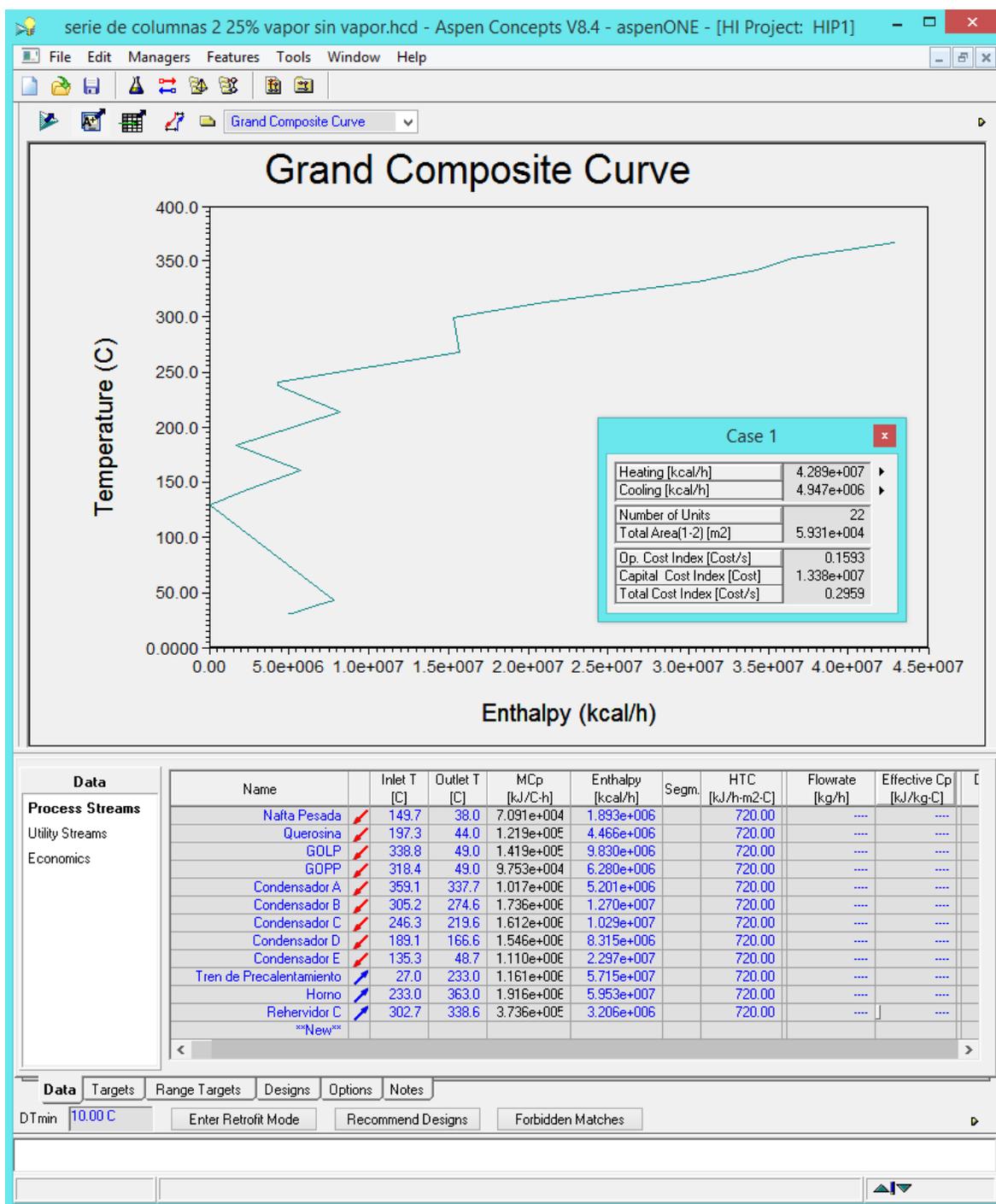
ANEXO 3: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 2 (100% VAPOR).



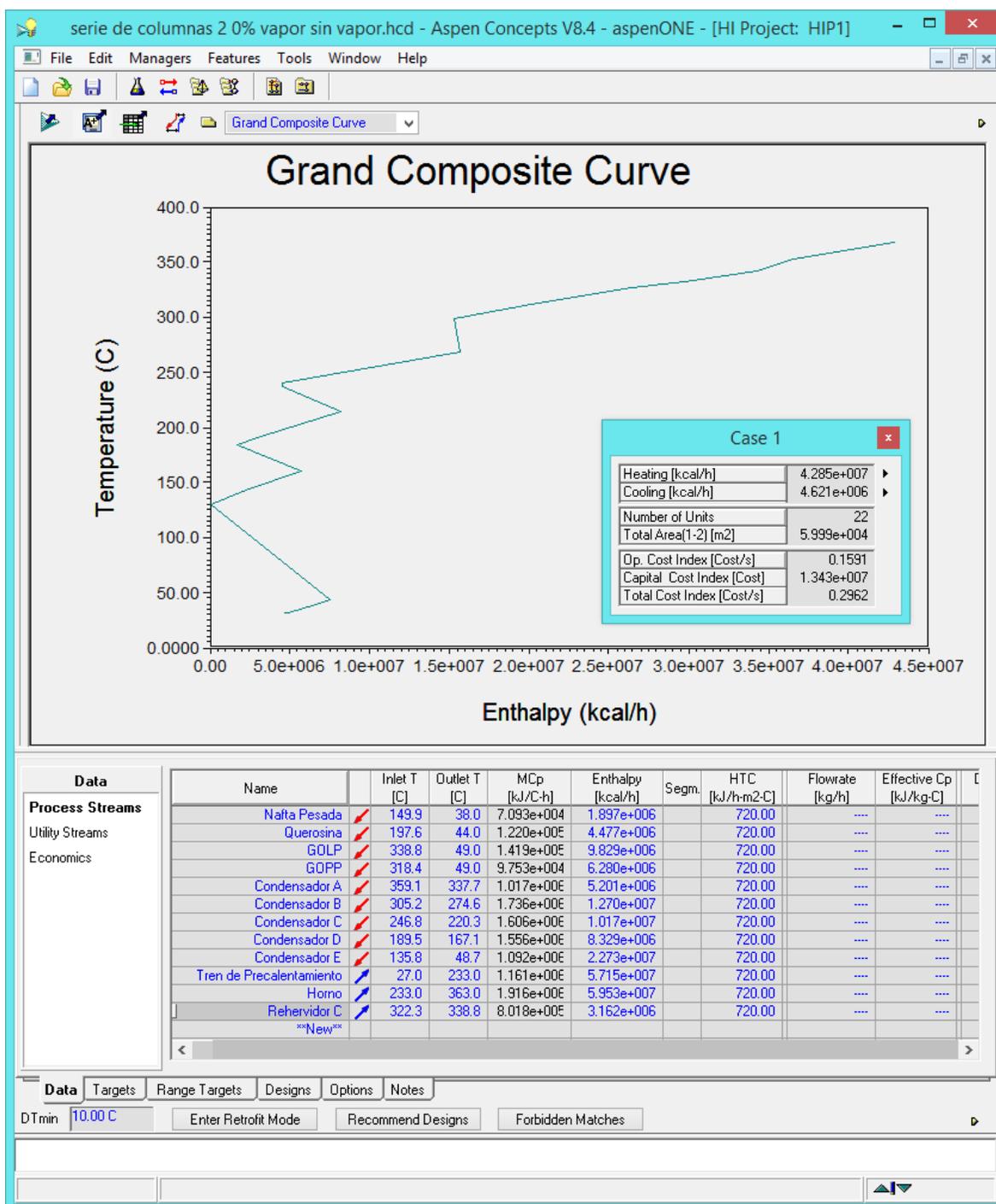
ANEXO 4: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 2 (75% VAPOR).



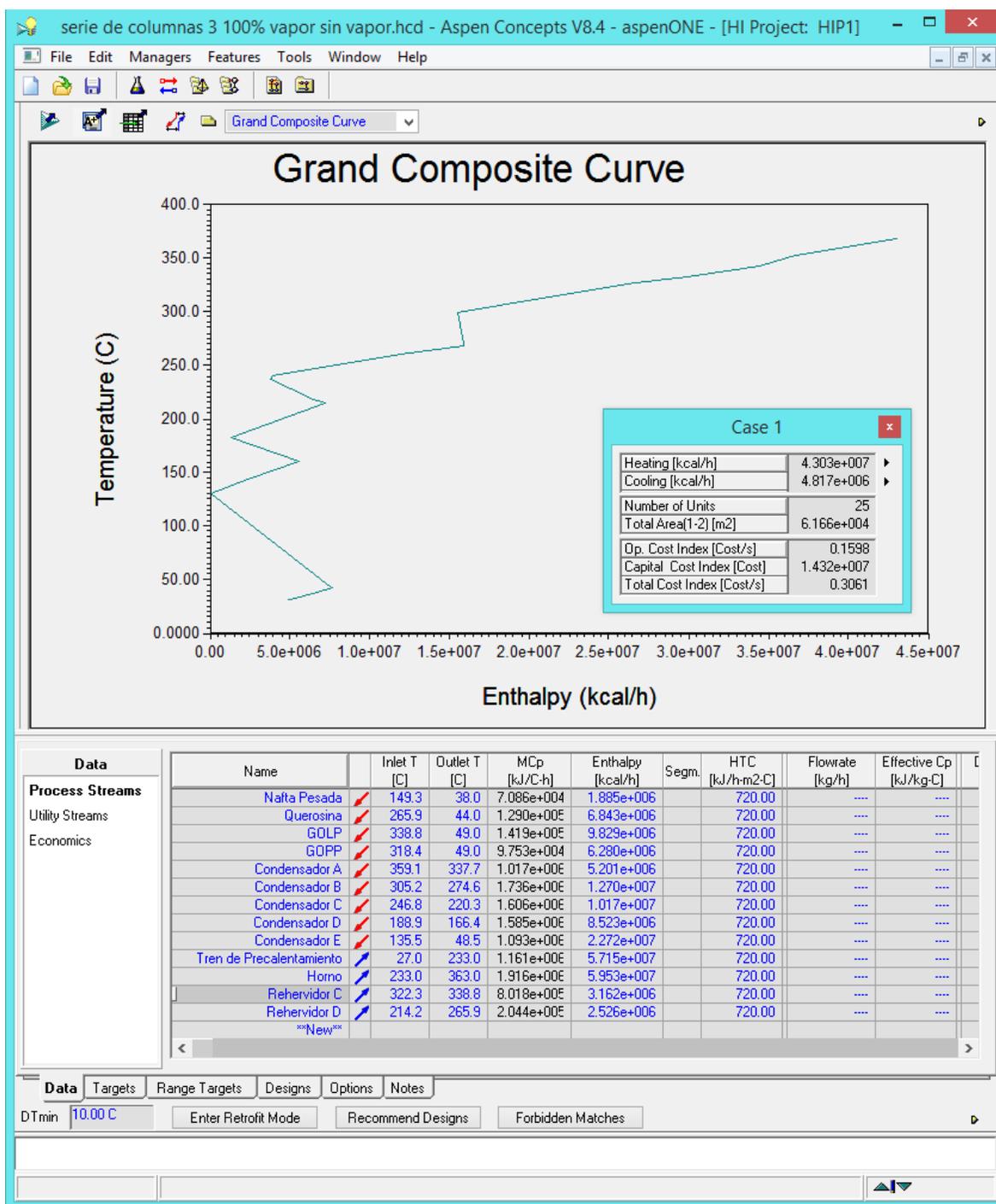
ANEXO 5: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 2 (50% VAPOR).



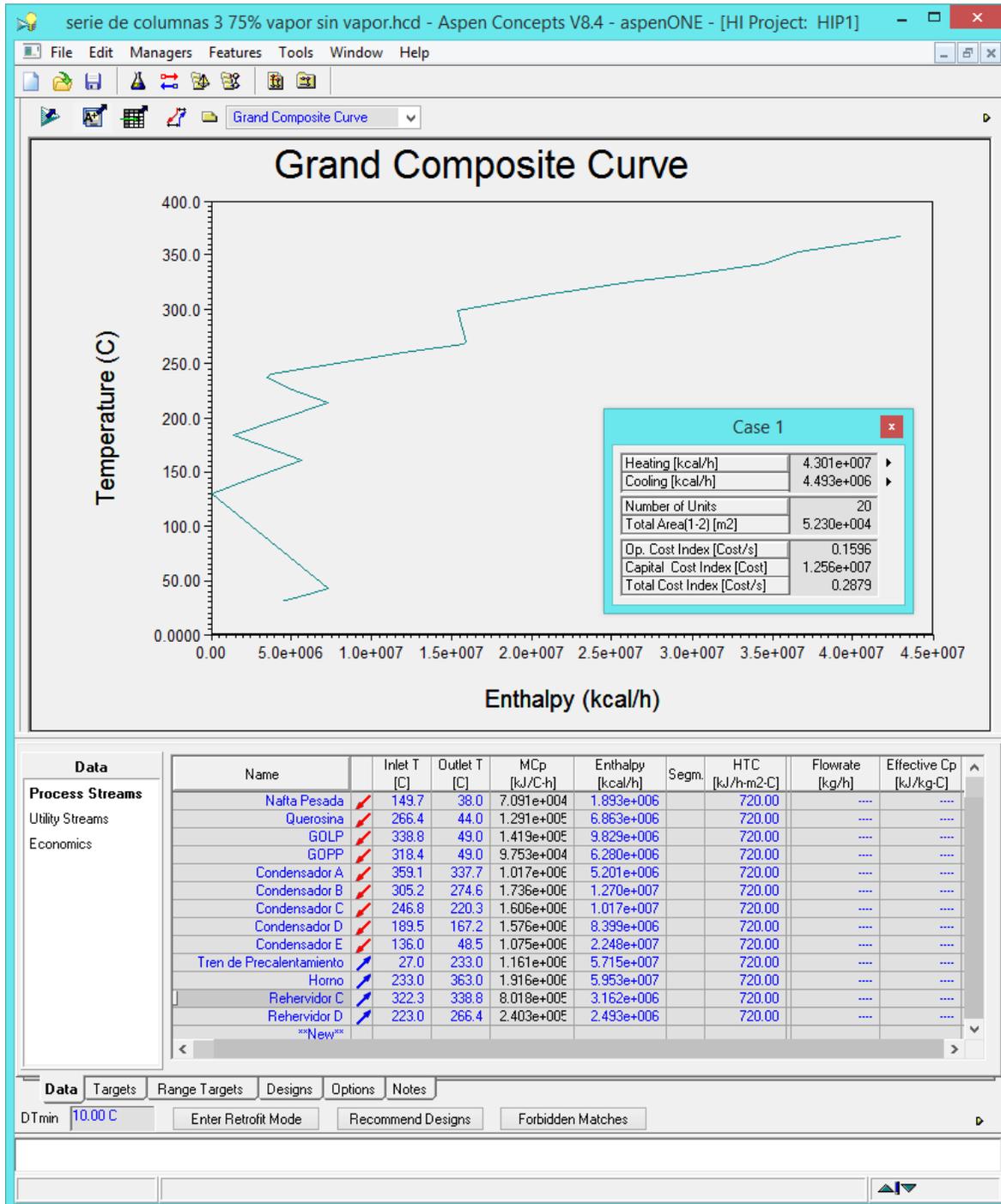
ANEXO 6: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 2 (25% VAPOR).



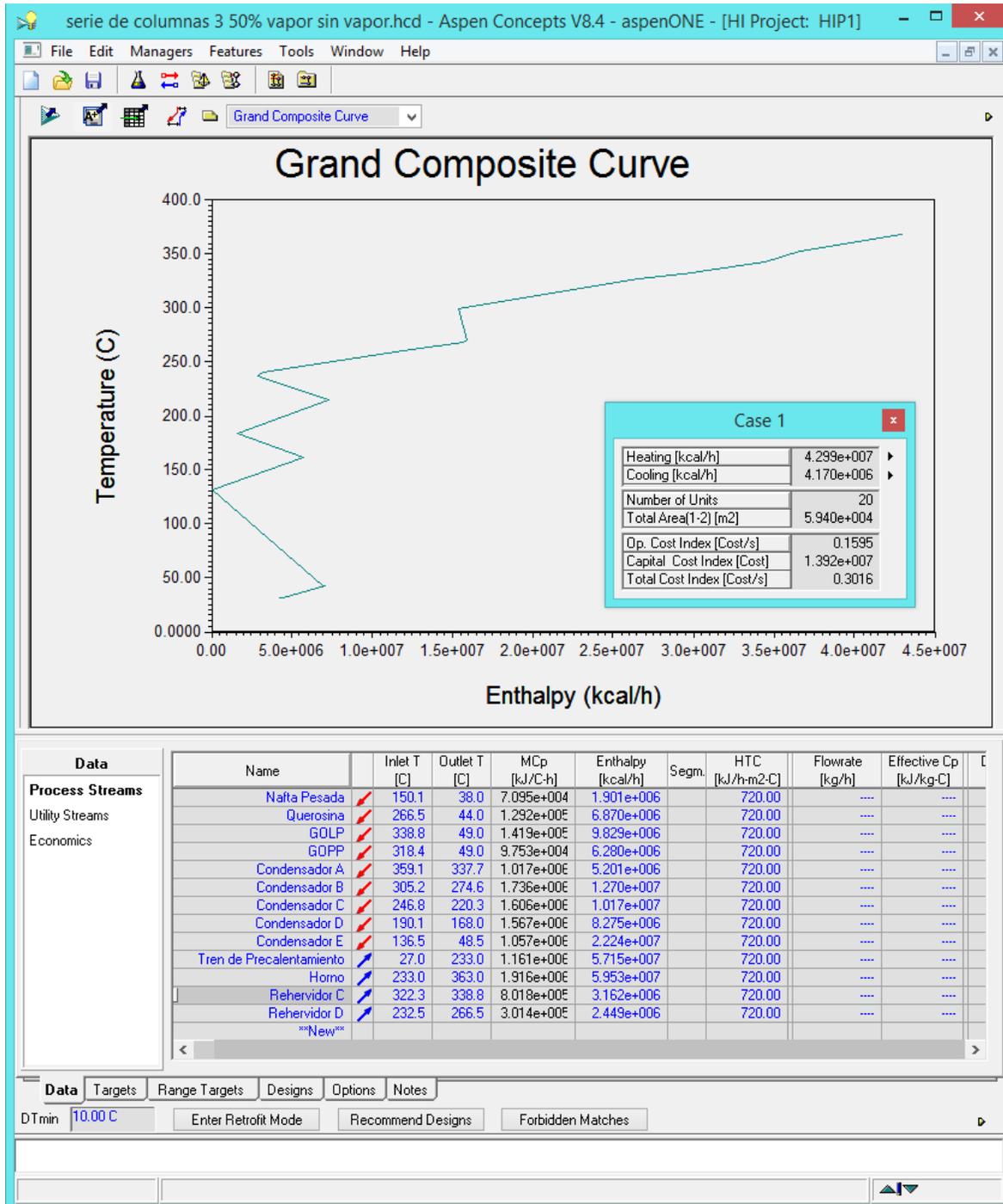
ANEXO 7: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 2 (0% VAPOR).



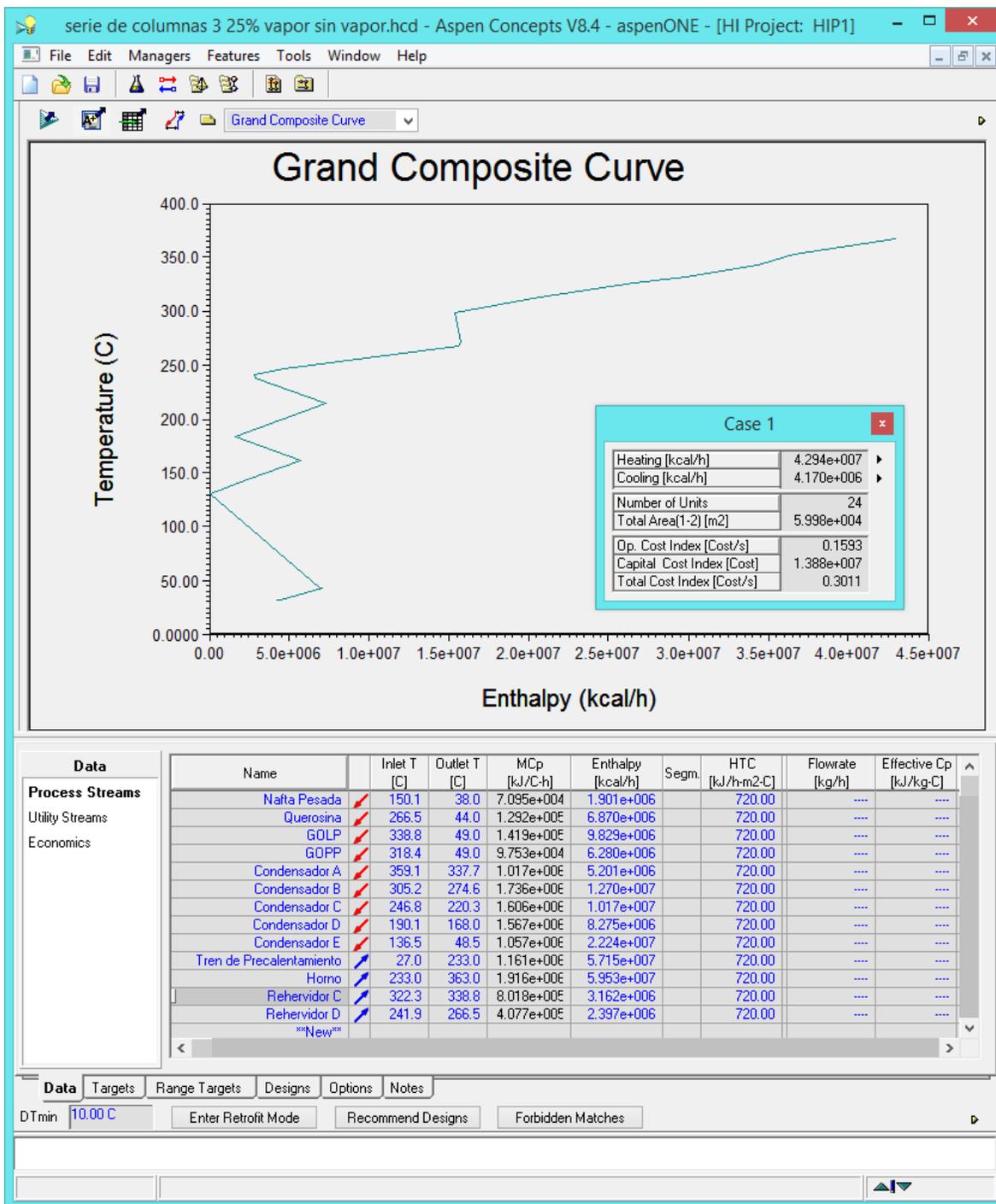
ANEXO 8: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 3 (100% VAPOR).



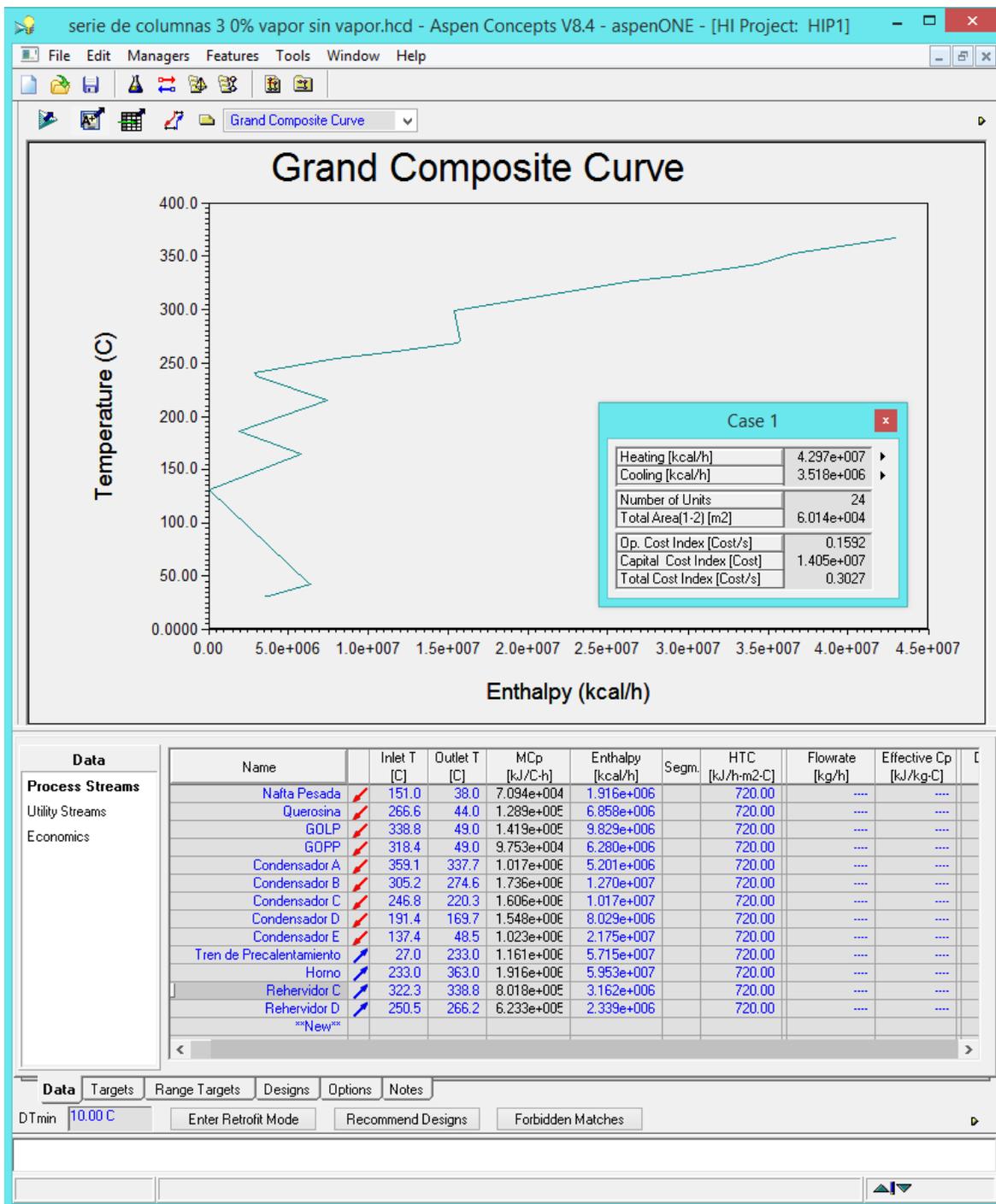
ANEXO 9: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 3 (75% VAPOR).



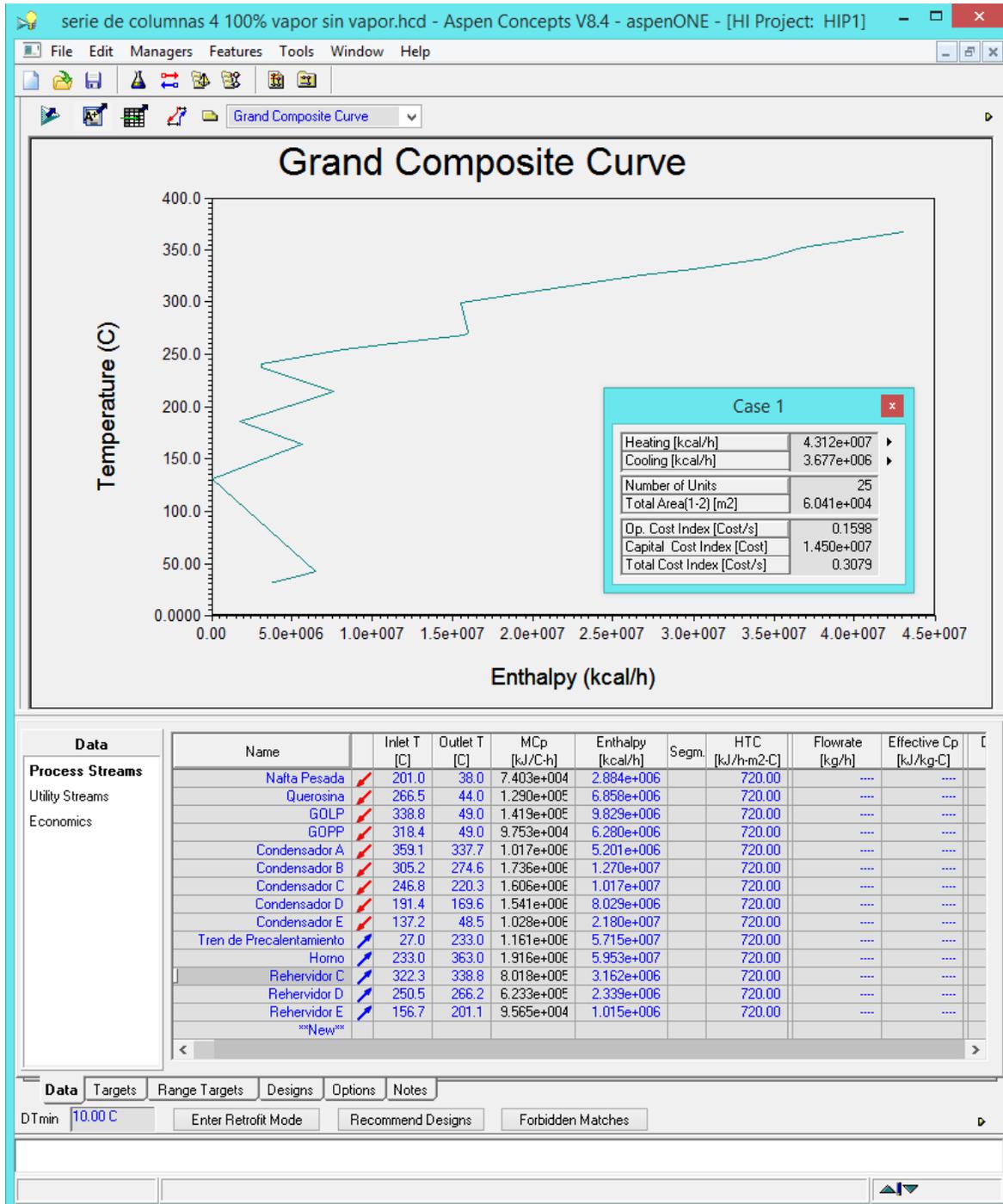
ANEXO 10: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 3 (50% VAPOR).



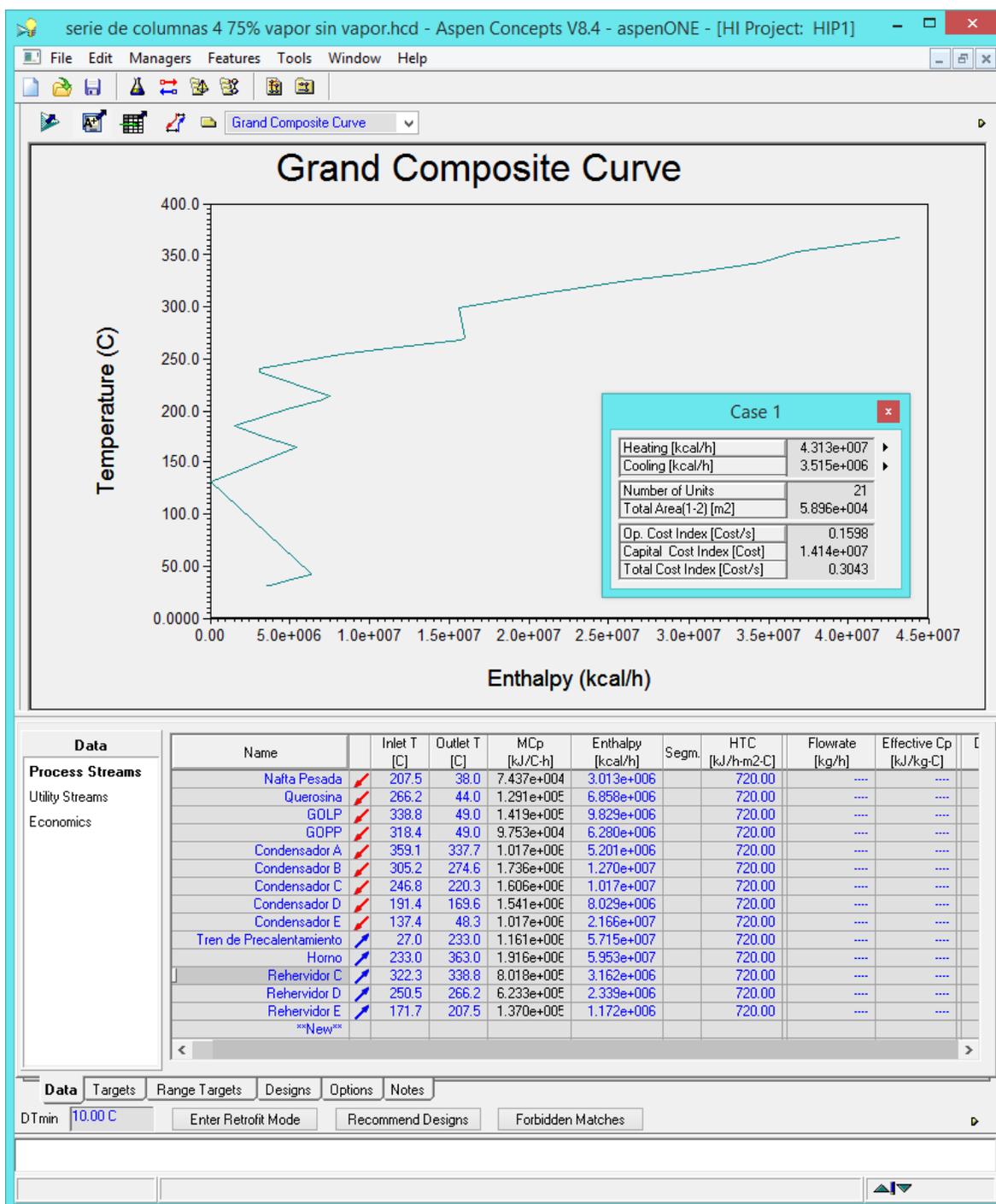
ANEXO 11: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 3 (25% VAPOR).



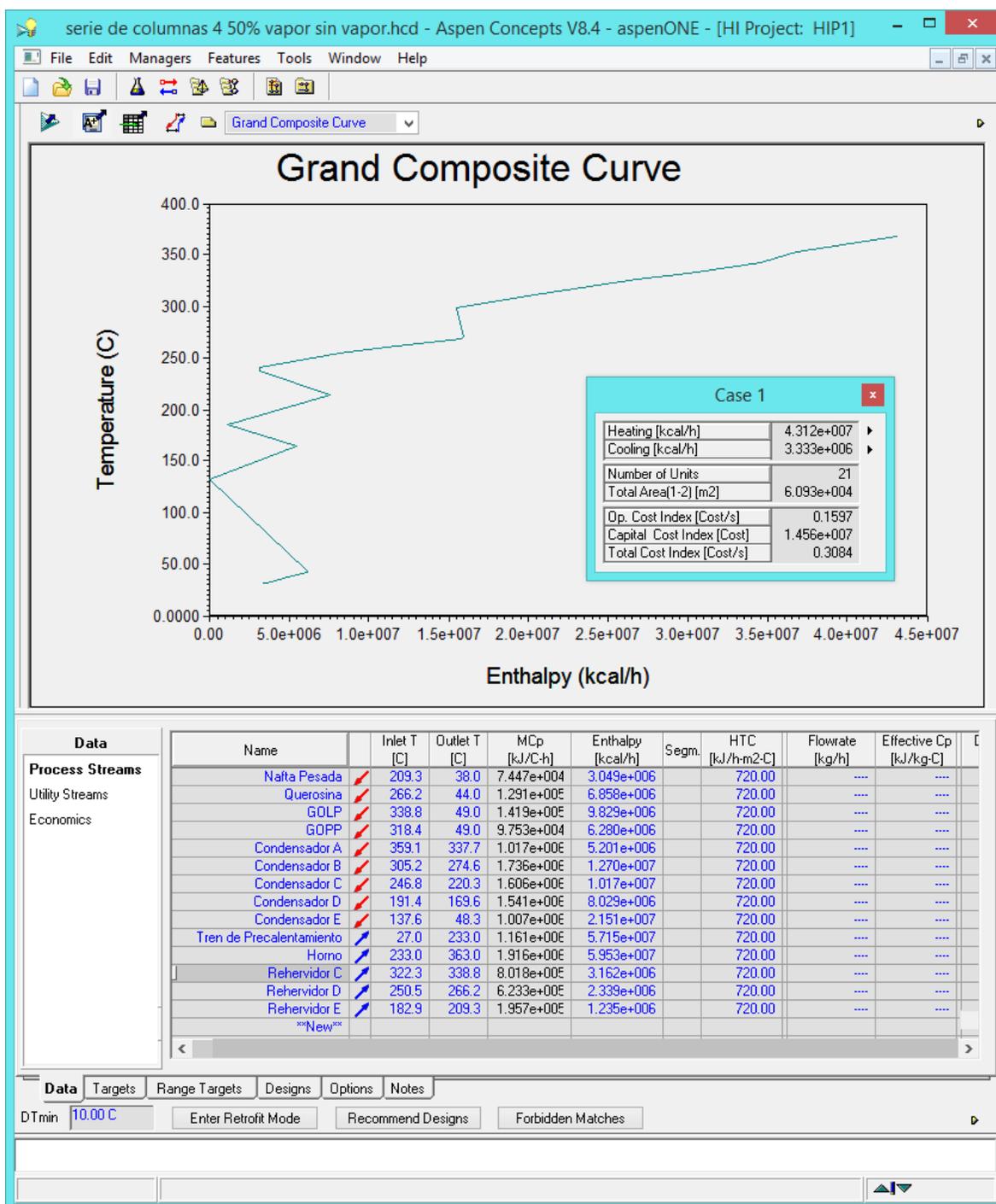
ANEXO 12: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 3 (0% VAPOR).



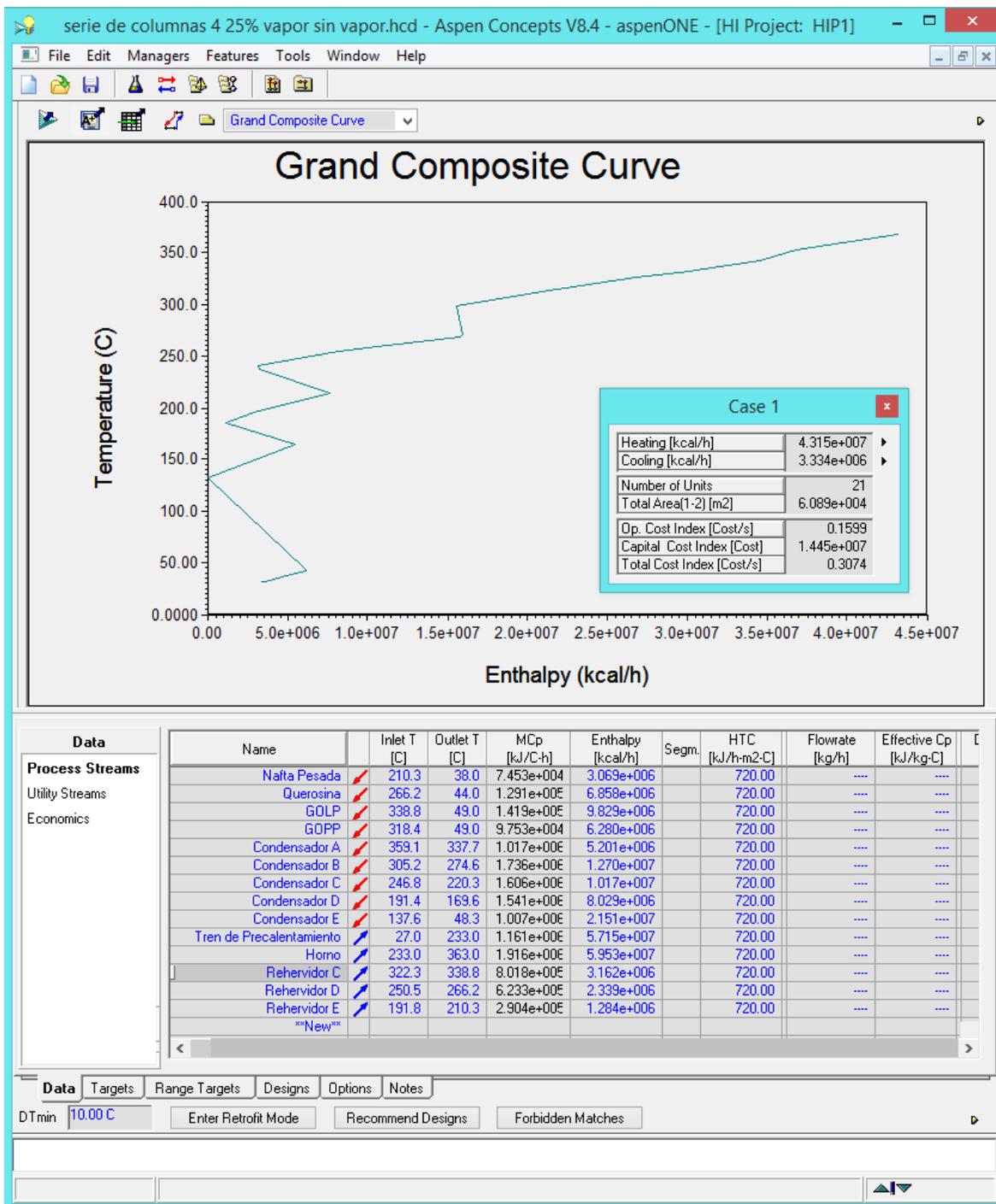
ANEXO 13: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 4 (100% VAPOR).



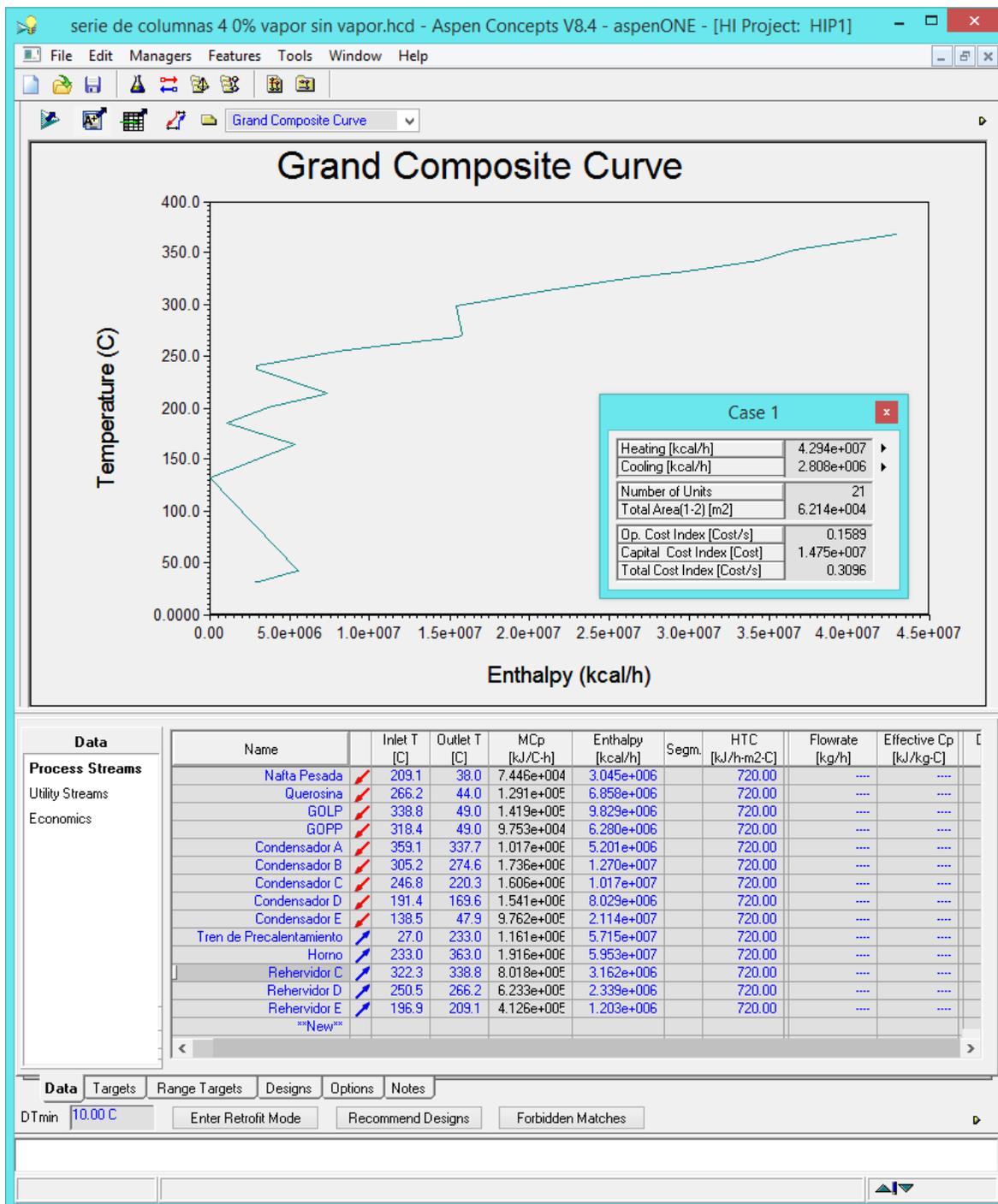
ANEXO 14: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 4 (75% VAPOR).



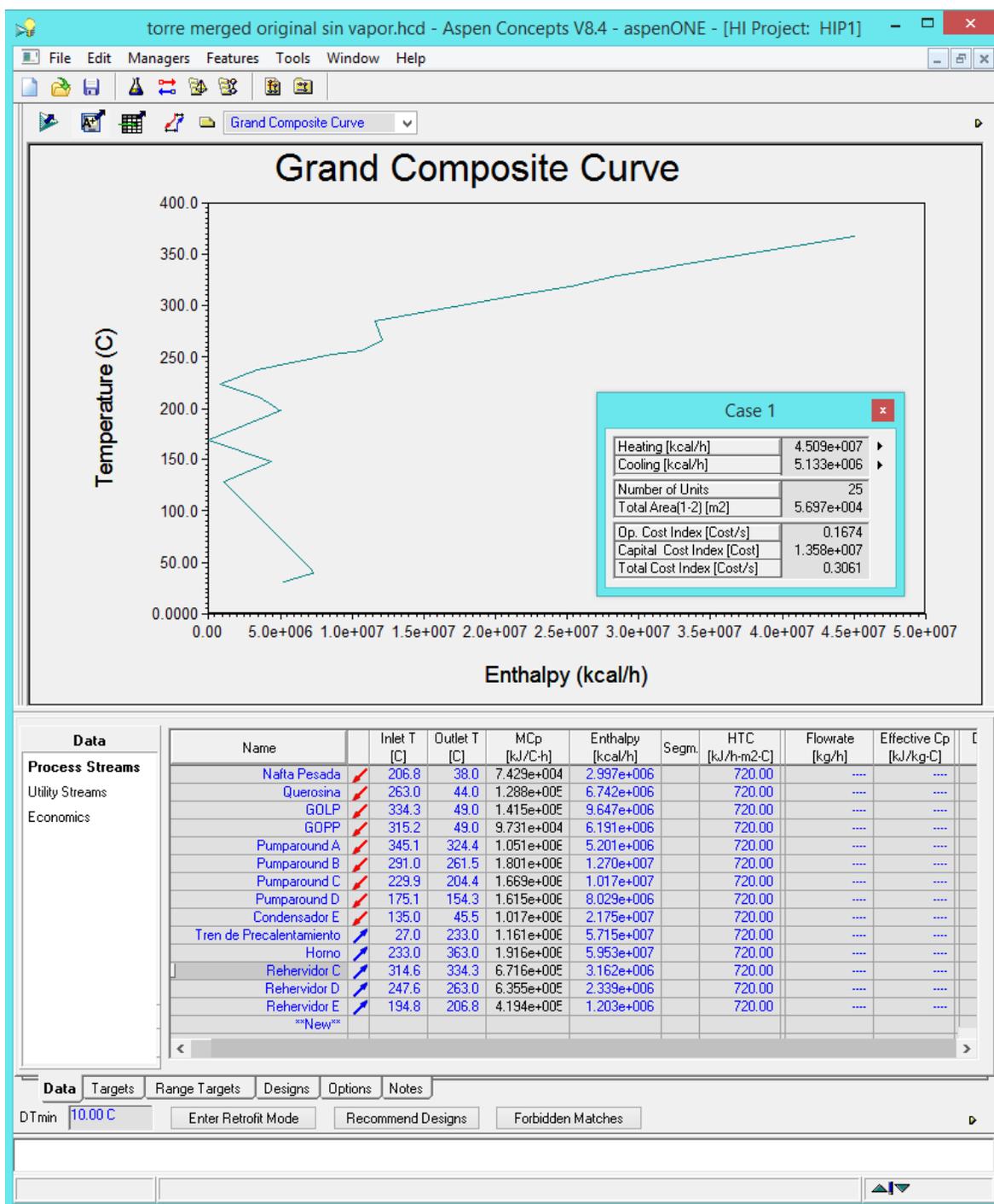
ANEXO 15: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 4 (50% VAPOR).



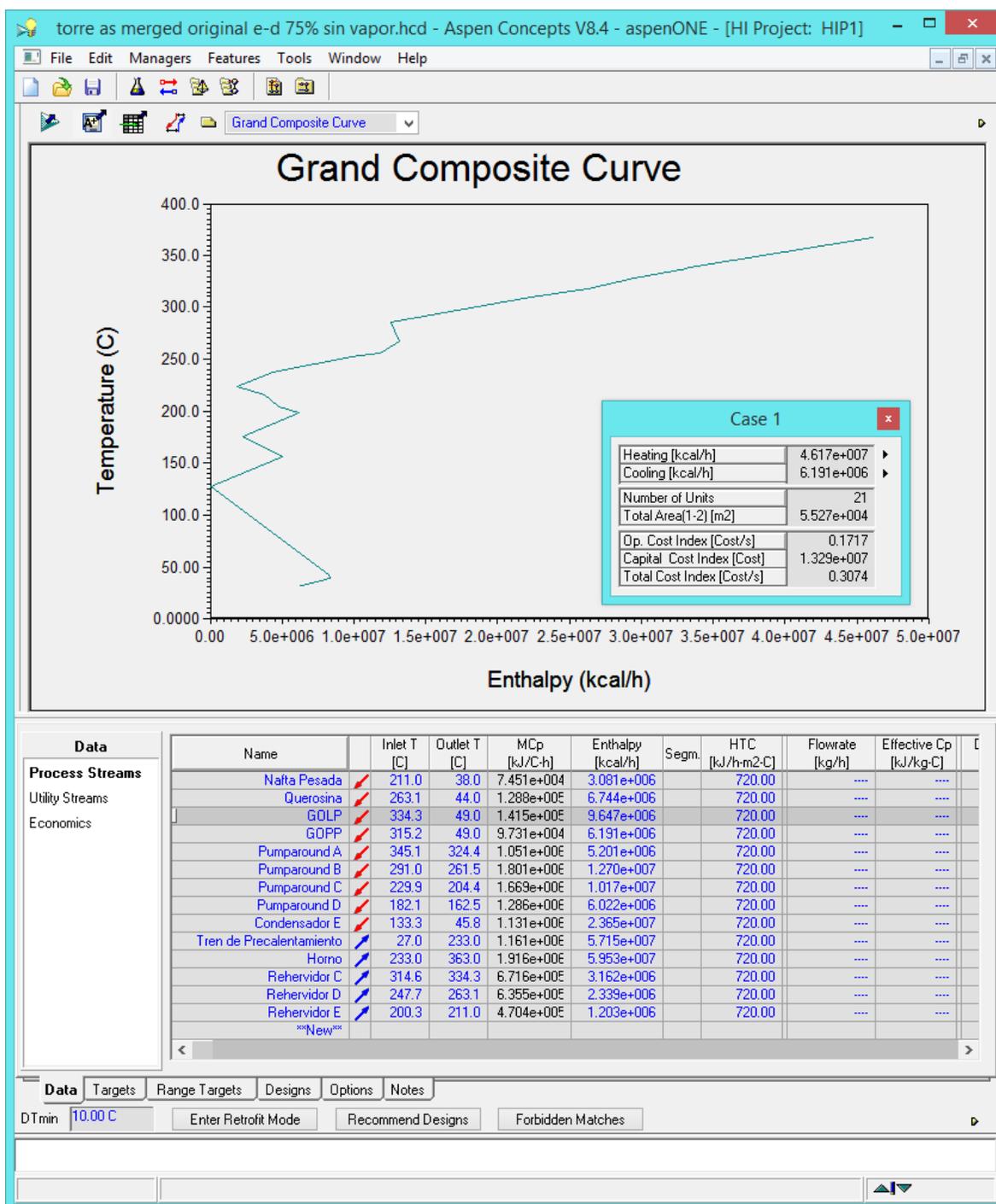
ANEXO 16: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 4 (25% VAPOR).



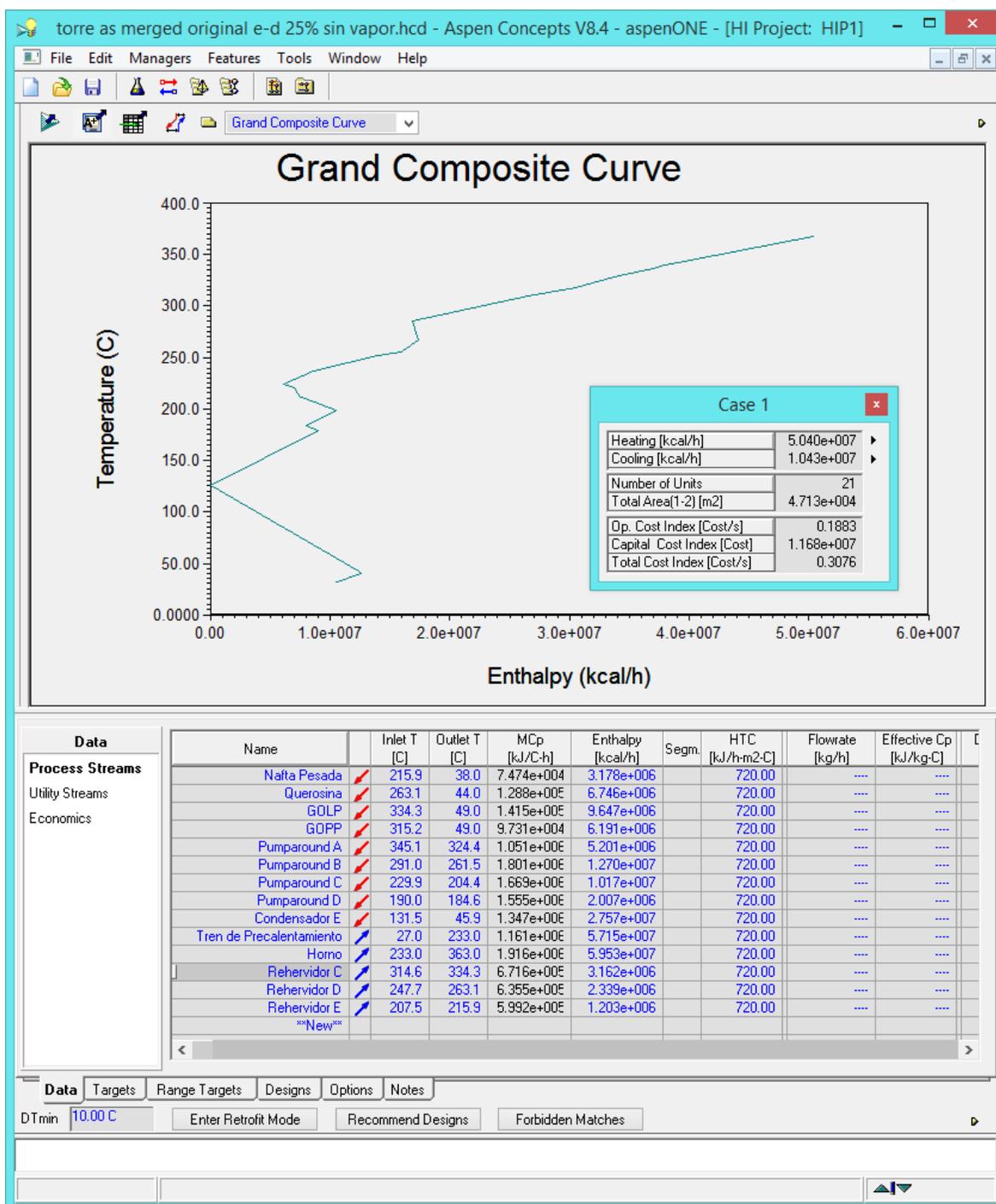
ANEXO 17: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS 4 (0% VAPOR).



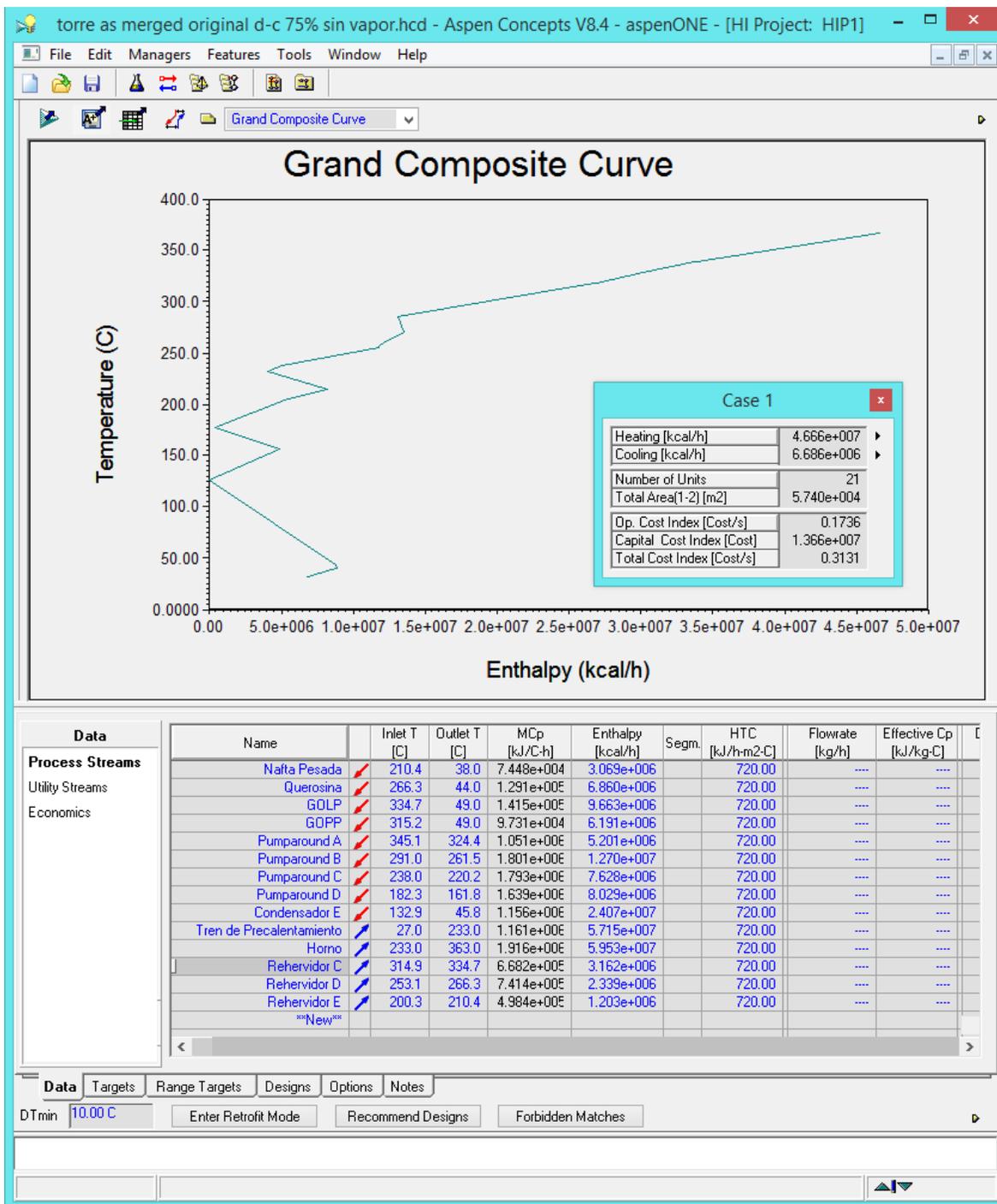
ANEXO 18: GRAN CURVA COMPUESTA DE LA SERIE DE COLUMNAS FUSIONADA (NUEVA COLUMNA COMPLEJA).



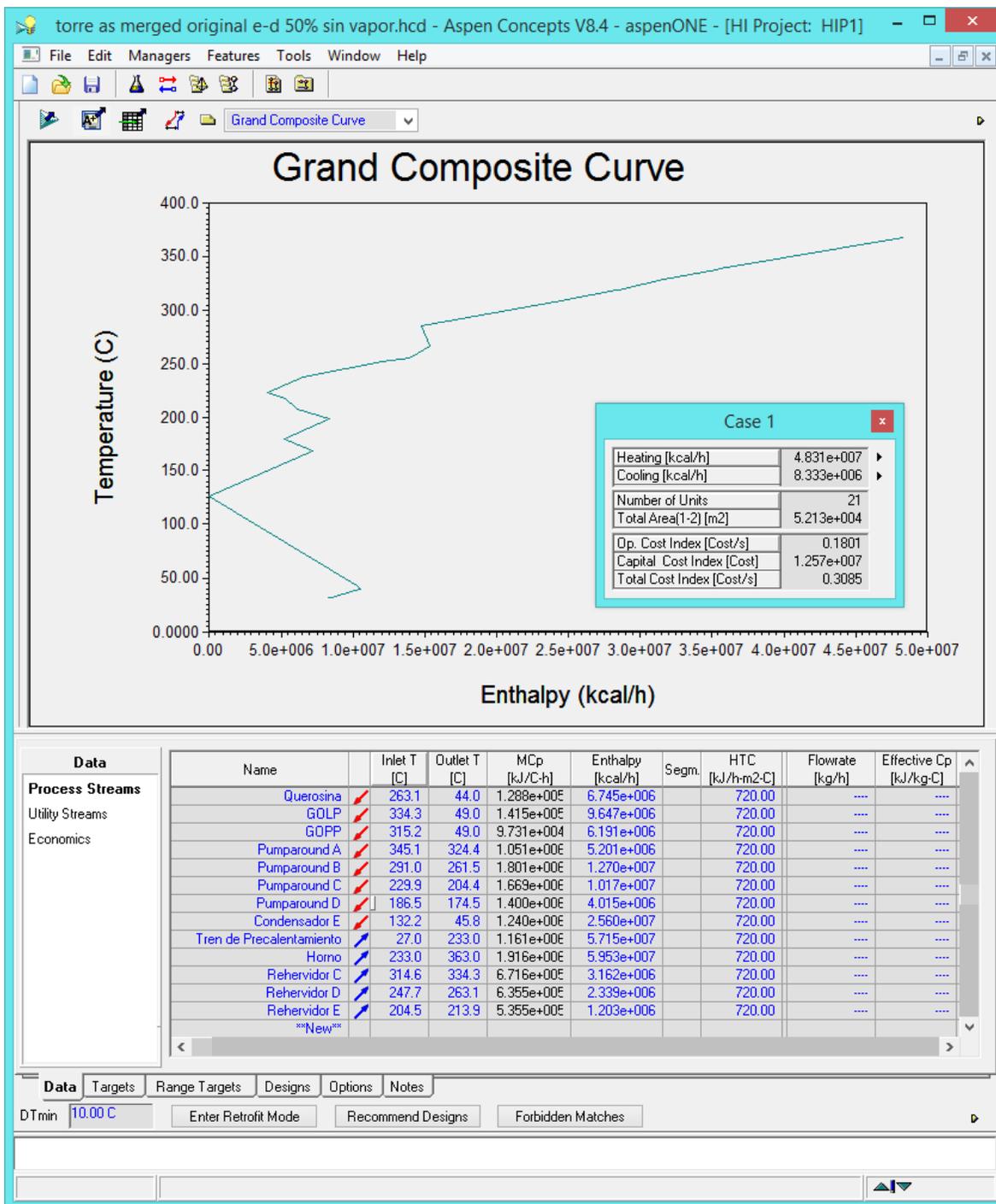
ANEXO 19: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO E-D (75%).



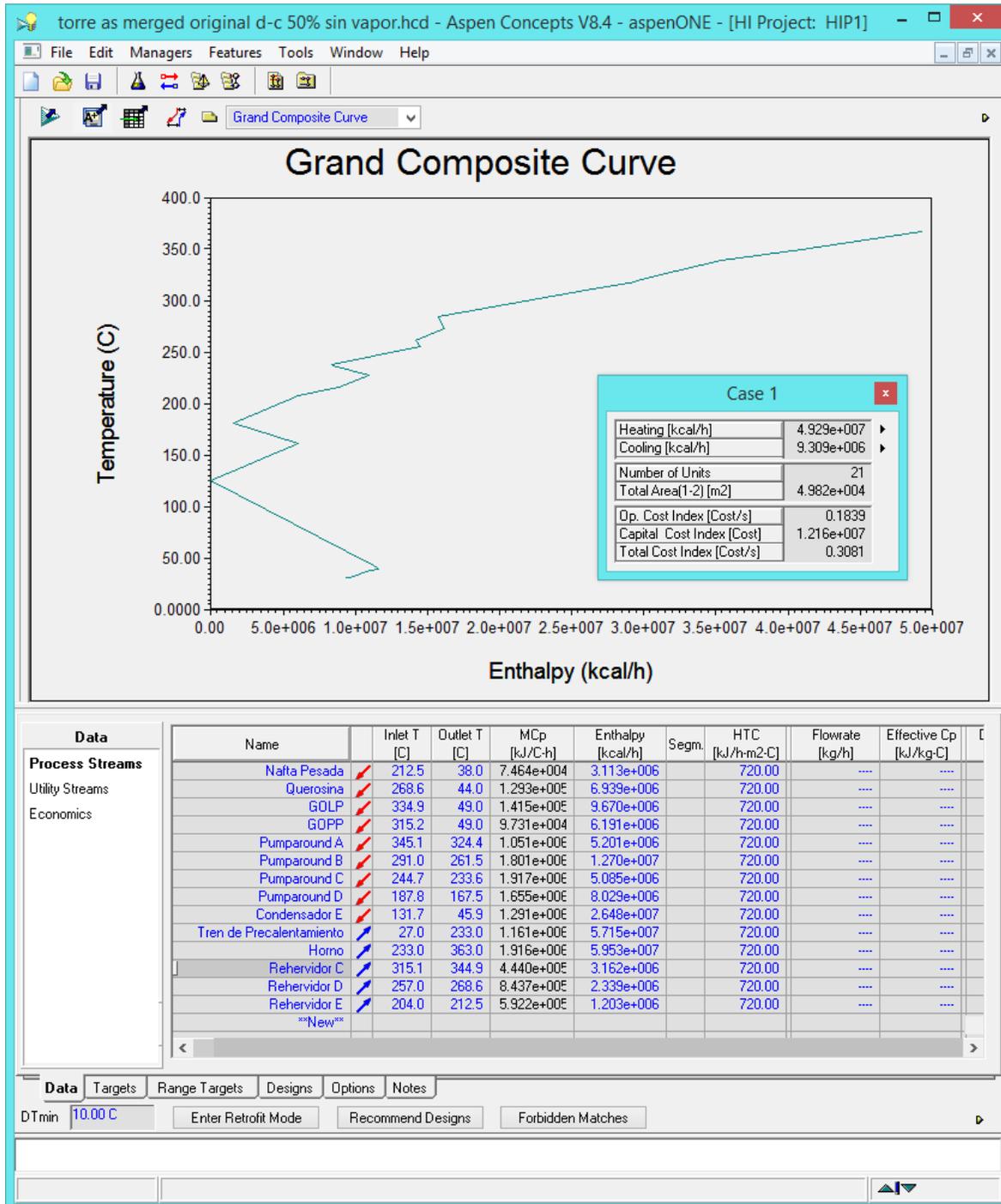
ANEXO 21: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO E-D (25%).



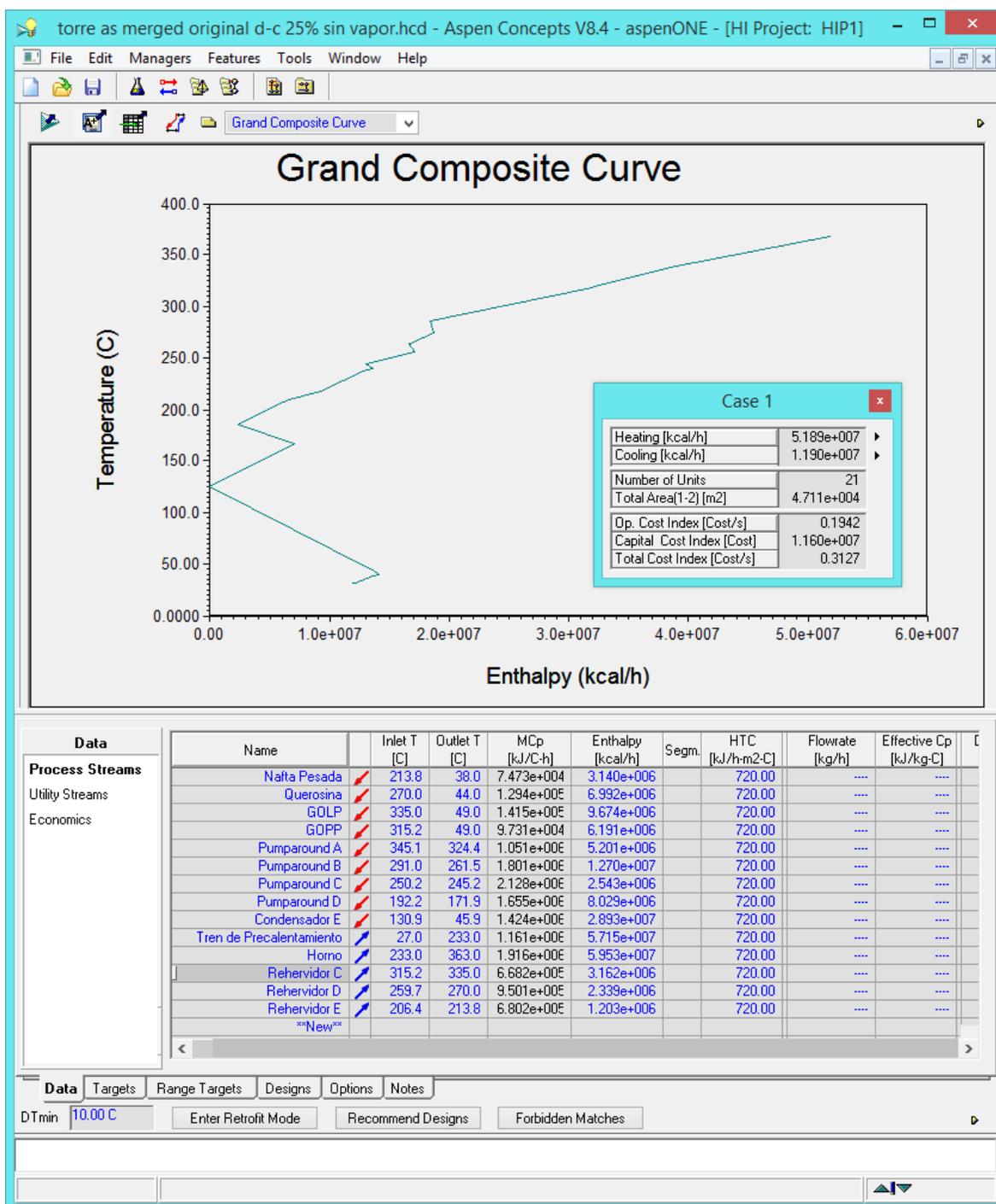
ANEXO 22: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO D-C (75%).



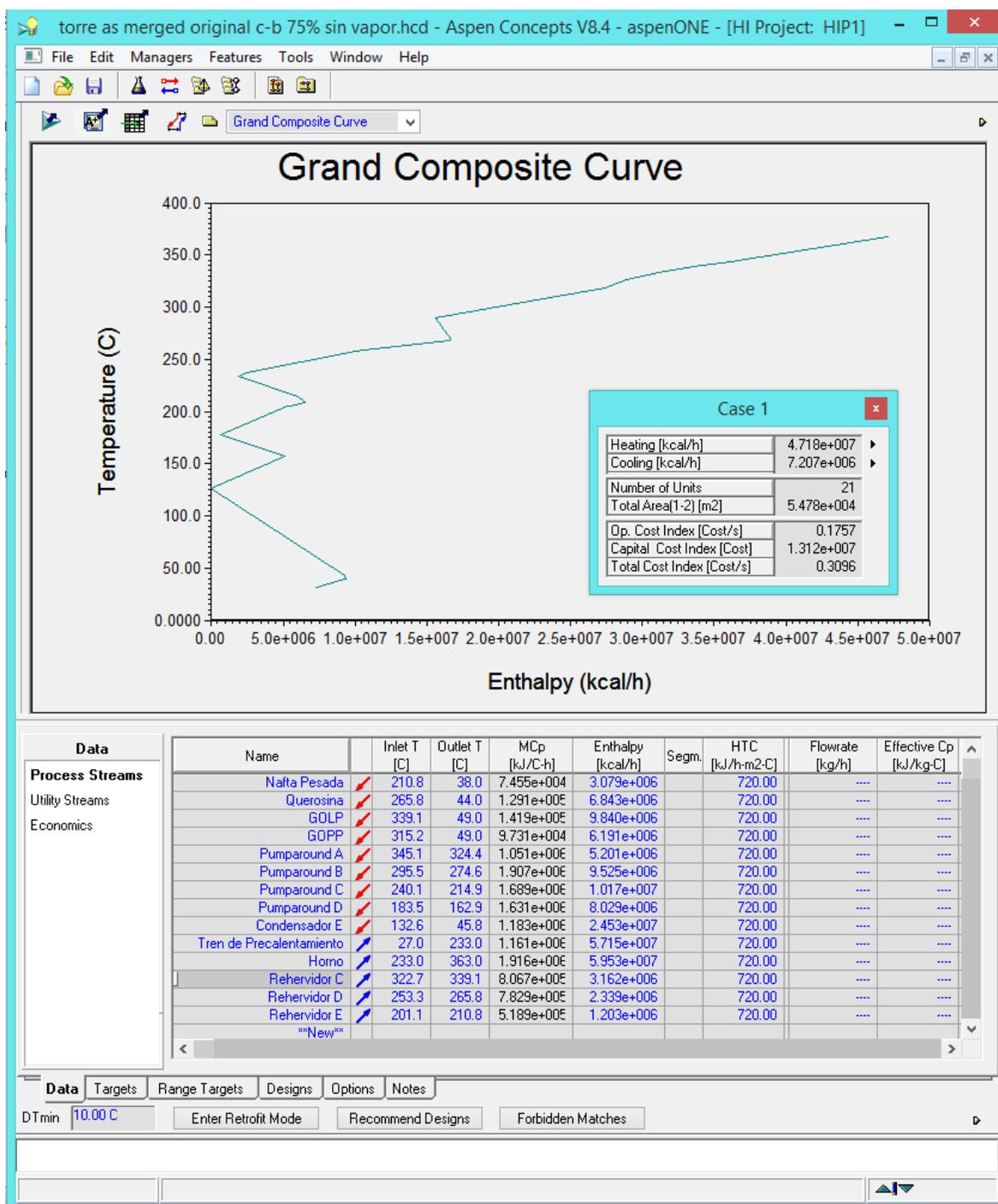
ANEXO 20: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO E-D (50%).



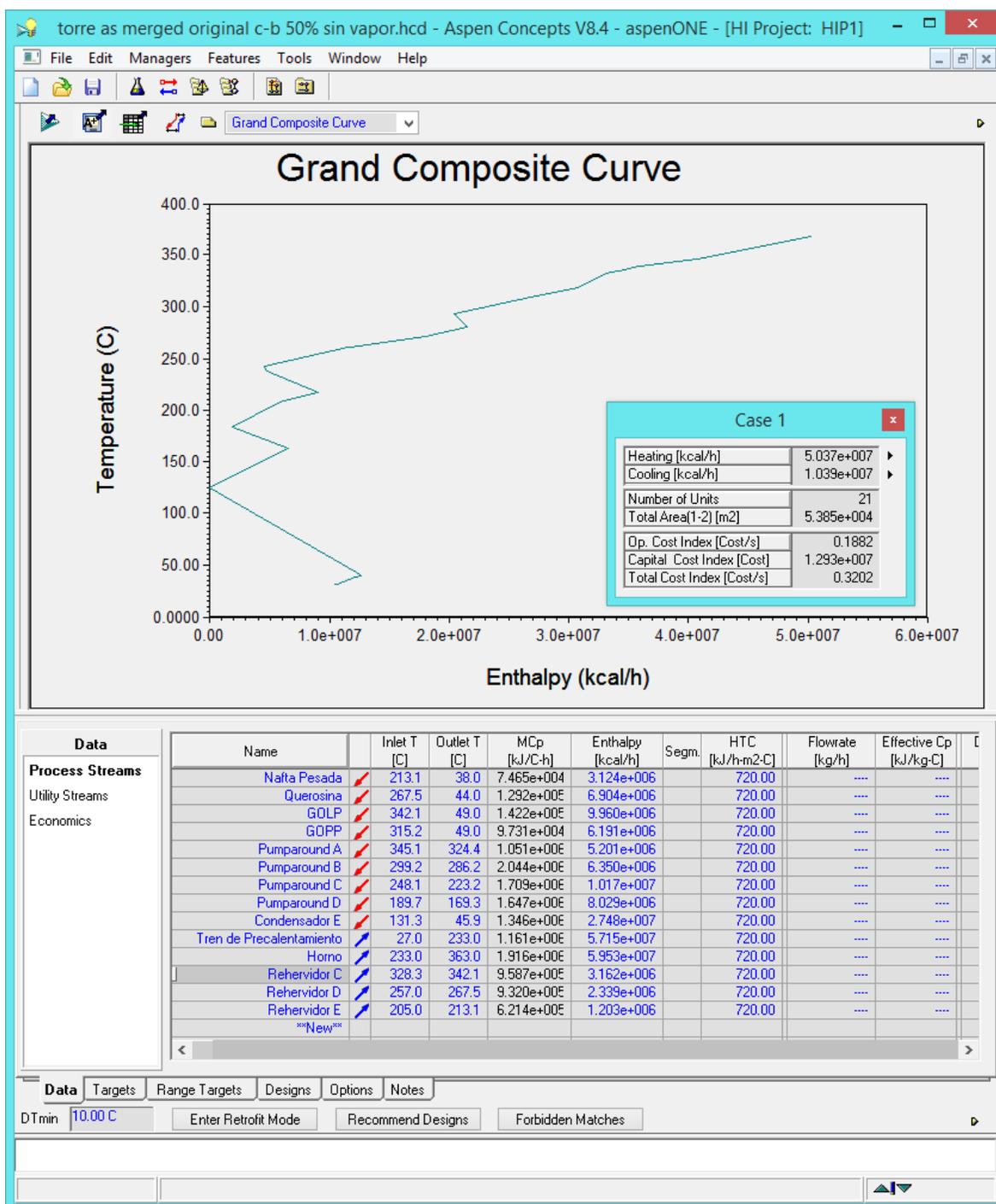
ANEXO 23: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO D-C (50%).



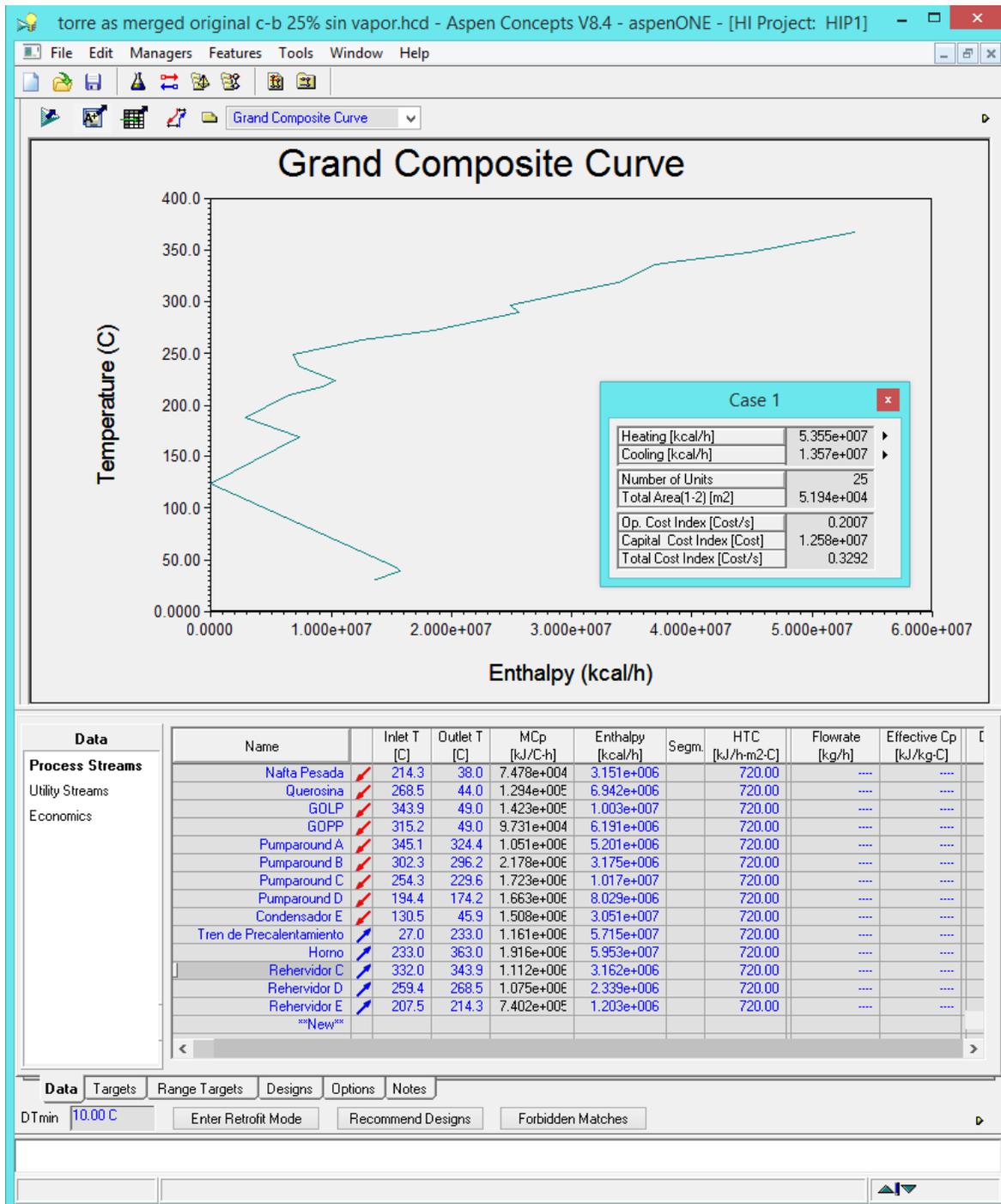
ANEXO 24: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO D-C (25%).



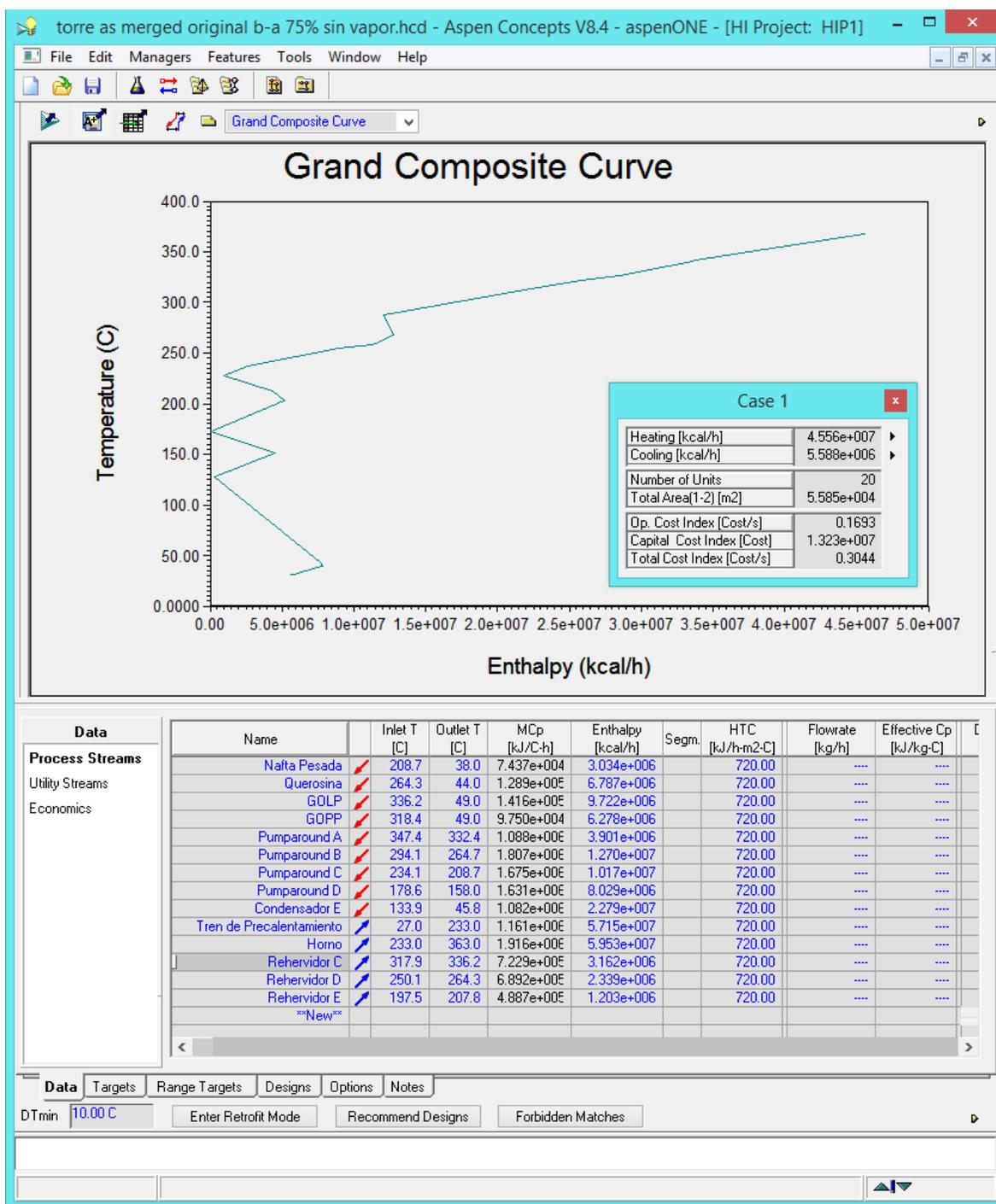
ANEXO 25: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO C-B (75%).



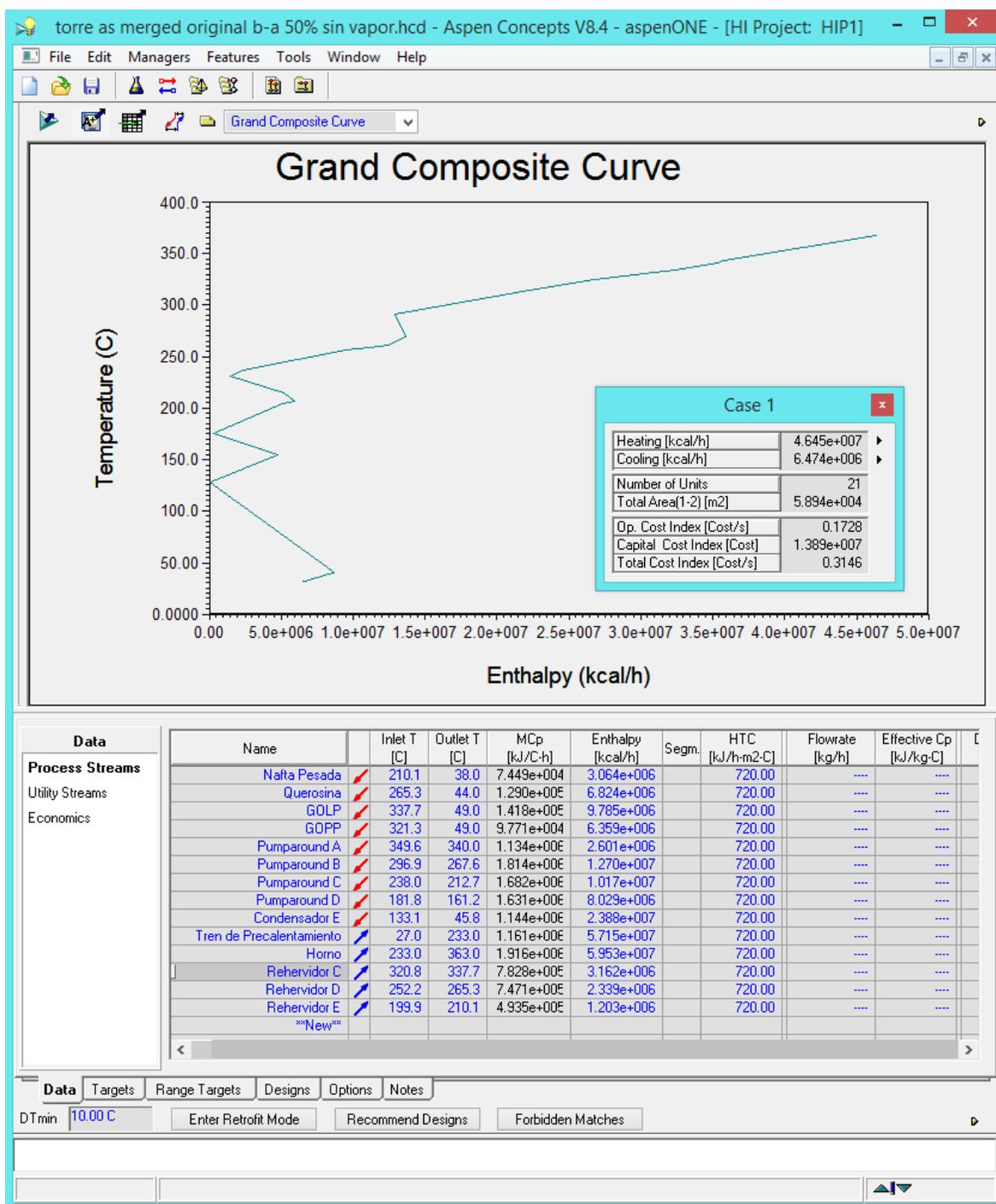
ANEXO 26: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO C-B (50%).



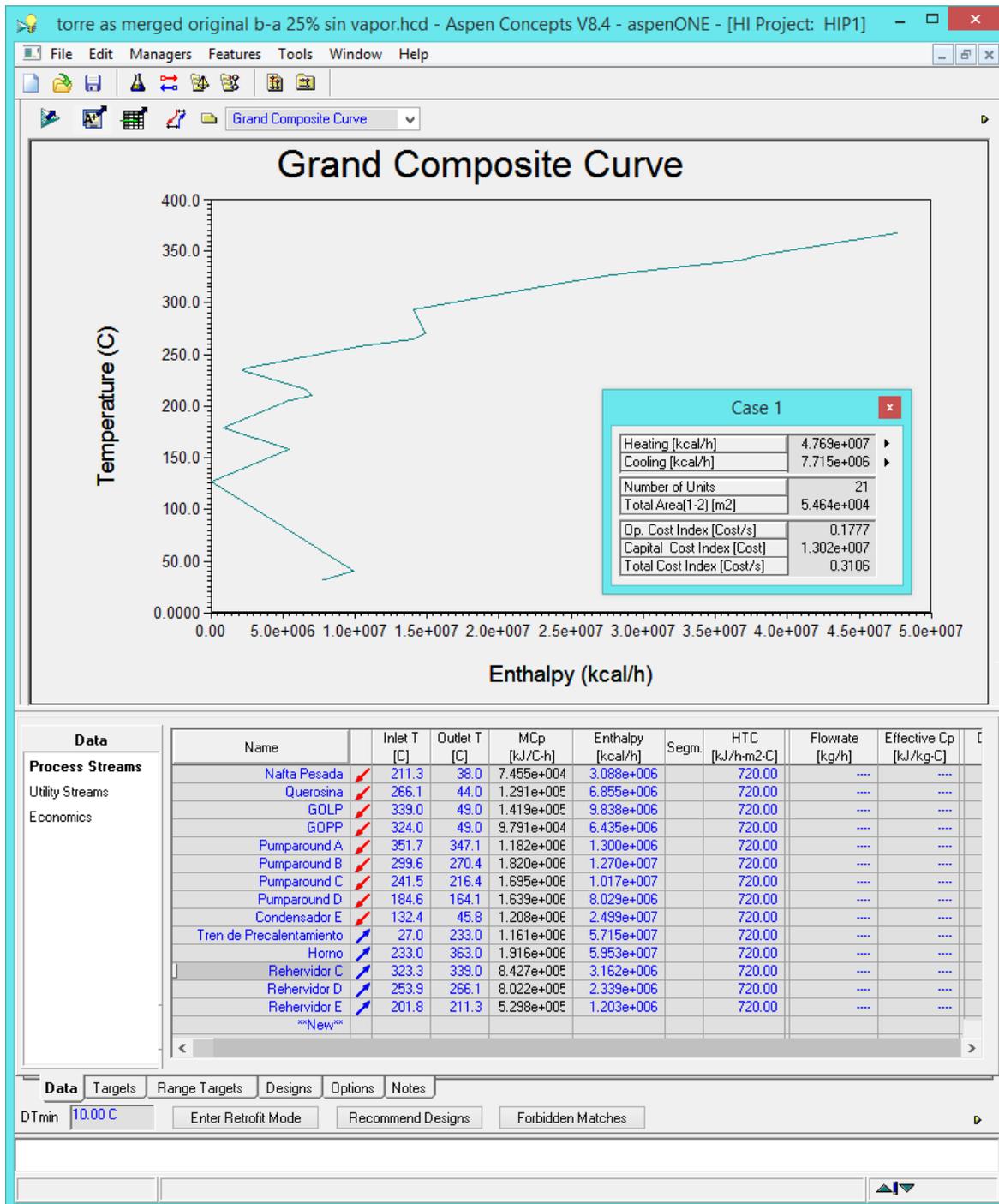
ANEXO 27: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO C-B (25%).



ANEXO 28: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO B-A (75%).



ANEXO 29: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO B-A (50%).



ANEXO 30: GRAN CURVA COMPUESTA CON ACOPLAMIENTO TÉRMICO B-A (25%).