

**MODIFICACIÓN DE LA SECCIÓN SUPERIOR
DE FRACCIONAMIENTO DE LA TORRE T-100X DE PVAY-2**

Br. Bruno Miguel Valente De Pinho Vitoriano

Tutor Académico: Prof. Hinda Elman

Tutor Industrial: Ing. Hector Infante

**Trabajo Especial de Grado presentado a la
ilustre Universidad Central de Venezuela
para optar al título de Ingeniero Químico**

Caracas, Mayo de 2003

**MODIFICACIÓN DE LA SECCIÓN SUPERIOR
DE FRACCIONAMIENTO DE LA TORRE T-100X DE PVAY-2**

Br. Bruno Miguel Valente De Pinho Vitoriano

**Trabajo Especial de Grado presentado a la
ilustre Universidad Central de Venezuela
para optar al título de Ingeniero Químico**

Caracas, Mayo de 2003

DEDICATORIA

A mis padres quienes me dieron todo su amor y me dieron la oportunidad de estudiar esta bella carrera. Gracias Los Quiero Mucho.

AGRADECIMIENTOS

A mis padres, quienes son mi ejemplo a seguir, ya que día a día me demuestran lo que con determinación y esfuerzo todo se puede lograr, además de darme todo su apoyo incondicional para conseguir mí meta.

A mi tutor industrial Ing. Héctor Infante y al Ing. Leonardo García, por su dedicación, apoyo y conocimientos aportados en la realización de este trabajo.

A mi tutora académica Prof. Hinda Elman, por su valiosa ayuda, colaboración y apoyo en la conducción de este trabajo.

A todas aquellas personas con quienes compartí en PDVSA, que con su ayuda hicieron posible la realización de este trabajo y me hicieron sentir parte de un gran grupo de trabajo: José Chinca, Alexis Oropeza, Carlos Trompiz, Leonardo Moreno, Dagles Díaz, y todas las personas en general con quién tuve el placer de trabajar.

A mi amigo y compañero de tesis Juan Lago por servirme de apoyo y compañía durante los 6 meses de la tesis. Siempre es bueno tener a un amigo para compartir cuando se está tan lejos.

A mi compañera tesista de sección Gredys López quien siempre me prestó toda su ayuda cuando la necesite, y a quien siempre busque para conversar en los momentos libres en el trabajo. Gracias por escuchar y trabajar conmigo, nunca planta 1 y 2 estuvo en mejores manos que las nuestras.

A todos mis amigos de la universidad por haber formado parte de mi vida, por contribuir a convertirme en la persona que soy y el Ingeniero que seré en un porvenir. En especial al “Dream Team”, Eduardo Zorce, Javier Fernandez y Juan Lago, si tuviera que escoger a alguien con quién trabajar serían ellos.

A todos muchas Gracias.

MODIFICACIÓN DE LA SECCIÓN SUPERIOR DE FRACCIONAMIENTO DE LA TORRE T-100X DE PVAY-2

Bruno M. Valente

Tutores: Prof. Hinda Elman y Ing. Hector Infante

PDVSA – CRP. Refinería de Amuay. Destilación y Lubricantes

Palabras claves: Destilación, empaques, Mellapak, HETP, Simulación.

RESUMEN

La torre de vacío T-100X es una destiladora con propósitos Lubricantes. Actualmente la torre de destilación de vacío T-100X ofrece un fraccionamiento deficiente debido a un insuficiente número de etapas teóricas, por lo cual no se logra retirar el corte 1 (lube liviano) y el producto de cabecera (Diesel) dentro de especificación a la vez, lográndose obtener únicamente uno de los dos cortes dentro de especificación para lo cual es necesario además reducir su rendimiento. En vista de esto para lograr la separación deseada se necesita de más etapas de separación en el mismo espacio físico.

Para el diseño de la nueva configuración de la torre T-100X se debió primero validar la simulación de la misma en PRO II con PROVISION, operando con crudo TJM 26 y LRM, obteniéndose que el modelo termodinámico de Grayson Streed es el que mejor ajusta la operación de la columna T-100X. Posteriormente se realizó la evaluación hidráulica de la columna con el programa TOOLKIT, en la cual se observó una gran cantidad de arrastre en la zona de despojamiento y goteo en la sección superior de fraccionamiento.

Para la selección del número de etapas adicionales requeridas se simuló la columna T100-X, y se comparó el solapamiento obtenido entre ambos cortes hasta que la disminución del mismo no vario significativamente, obteniéndose que se requerían 3 etapas adicionales para el fraccionamiento. Debido al elevado número de etapas requeridas y la poca disponibilidad de espacio no es posible adicionar más platos a la sección para lograr la separación deseada por lo cual, como resultado del estudio realizado se determinó que la opción más viable era la de colocar empaques en toda la sección superior de fraccionamiento.

Con el número de etapas adicionales y la simulación ya validada se simuló la columna para ambos crudos a carga máxima (50 KBD) y carga mínima (38 KBD), verificando que se cumplieran las especificaciones de los productos. Se obtuvo un aumento en el rendimiento del corte 1 como lube liviano para el crudo TJM 26 y un aumento en el rendimiento de Diesel para el crudo LRM.

Los resultados obtenidos de la simulación se introdujeron en los programas SULPAK y el Lagoven Engineering TOOLKIT para determinar cual empaque cumplía mejor con los requerimientos del proceso. Los empaques que se evaluaron para la modificación de la columna fueron los diferentes tipos de Mellapak, MellapakPlus y Gempak.

La propuesta para resolver el problema de fraccionamiento consiste en reemplazar los platos del pumparound de tope y los platos de fraccionamiento entre la cabecera y el corte N°1 por 2 lechos empacados de 3'6" pie de MellapakPlus 252Y y 5'7" pies de MellapakPlus 452Y respectivamente. Además se debe instalar en el fondo de cada lecho un (1) plato de chimenea rectangular con pasa hombre para retirar el corte y un distribuidor de boquillas rociadoras en tope de pumparound y uno de tipo gravitatorio que redistribuya el líquido uniformemente sobre el segundo lecho. El costo total del proyecto es de aproximadamente 1,70 MM\$.

Con la realización del proyecto se espera mantener continuamente el Lube Liviano dentro de especificación, lo que equivale a un incentivo económico de 5,30 MM\$/año. Adicionalmente al retirar el producto de cabecera de PVAY-2 dentro de especificación como Diesel (95% D-86 = 680) se tiene un incentivo económico de 1,33 MM\$/año. La tasa interna de retorno del proyecto es de 105 % por lo cual resulta muy atractiva la implementación del proyecto.

	Pag.
CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN GENERAL	
I.1.- INTRODUCCIÓN	1
I.2.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
I.3.- OBJETIVOS	4
I.3.1.- Objetivo general	4
I.3.2.- Objetivos específicos	4
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	5
II.1.-ASPECTOS GENERALES SOBRE DESTILACIÓN	5
II.2- DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA PSAY-2	6
II.3.- DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO PVAY-2	10
II.3.1 Descripción del proceso.	10
II.3.2 Especificaciones de los productos.	14
II.3.3 Variables y parámetros de operación.	16
II.3.4. Modificaciones realizadas en la columna T-100X	21
II.4.- TORRES DE PLATOS	23
II.4.1 Tipos de platos más comunes	24
II.4.1.1.- Platos tipo válvula ("valve tray")	24
II.4.1.2.- Platos tipo casquetes de burbujeo	25
II.4.1.3.- Platos tipo chimenea	25
II.4.1.4.- Platos perforados "sieve tray"	26
II.4.2 Parámetros hidráulicos de los platos	27
II.4.2.1- Arrastre	27
II.4.2.2- Goteo (Weeping)	27
II.4.2.3- Inundación (Flooding)	27
II.4.2.4- Inundación por chorro (Jet flood)	28
II.4.2.5- Inundación del bajante (Downcomer Back up)	28
II.4.2.6- Sello del bajante	28
II.4.2.7- Vaciado por falta de hermeticidad	28
II.4.2.8- Velocidad en el bajante / Segregación	29

II.4.3. Parámetros de diseño mecánico de platos	29
II.4.3.1- Área Fraccional	29
II.4.3.2.- Altura del vertedero	30
II.4.3.3.- Tipo de bajante	30
II.4.3.4.- Espacio libre por debajo del bajante	31
II.4.3.5- Espaciamiento entre Platos	31
II.4.4.- Flexibilidad operacional de los platos	32
II.4.4.1.- Cargas máximas	32
II.4.4.2.- Cargas mínimas	33
II.4.4.3.- Flexibilidad operacional (Turndown ratio)	33
II.5. COLUMNAS EMPACADAS	34
II.5.1 Factores que favorecen el empleo de torres empacadas	35
II.5.2 Desventajas de las torres empacadas	37
II.5.3 Tipos de empaques	39
II.5.3.1 Empaques desordenados o rellenos	39
II.5.3.2 Empaque estructurado o sistemáticamente arreglado	41
II.5.3.3 Comparación entre empaques estructurados y desordenados	45
II.5.4 Parámetros para el diseño de columnas empacadas	46
II.5.4.1- Correlaciones basadas en el concepto de inundación	46
II.5.4.2-Correlaciones de máxima capacidad de operación.	48
II.5.4.3.- Correlaciones basadas en el criterio de caída de presión	49
II.5.4.4.- Tasa mínima de mojado	52
II.5.5.- Altura de una columna empacada	54
II.5.6.- Altura equivalente a una etapa teórica (HETP)	54
II.5.7.-Efectos de la mala distribución en las columnas empacadas	57
II.6 INTERNOS DE TORRES EMPACADAS	58
II.6.1 Distribución de líquido	59
II.6.1.1 Distribuidores de tubería perforada	59
II.6.1.2 Distribuidores tipo boquillas rociadoras	61
II.6.1.3 Distribuidores tipo orificio	62
II.6.1.4 Distribuidores tipo vertedero	63
II.6.2 Criterios de diseño generales para distribuidores	65

II.6.3 Redistribuidores de líquido	67
II.6.4 Distribuidores de vapor	68
II.6.5 Soportes de empaque	69
II.6.6 Colector de líquido	71
II.7. CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS	72
II.7.1.- Destilación ASTM	72
II.7.1.1- Destilación 15/5 (TBP, ASTM D-2892).	72
II.7.1.2- Destilación ASTM D-86	72
II.7.1.3- Destilación ASTM D-1160	73
II.7.1.4- Destilación simulada (ASTM D-2887)	73
II.7.1.5- Destilación molecular	73
II.7.2.- Gravedad API	73
II.7.3.- Factor de caracterización	74
II.7.4.- Grado de separación (gap) y solapamiento (overlap)	75
II.8. PAQUETES DE SIMULACIÓN	76
II.8.1.- PRO II con PROVISION	77
II.8.1.1 Caracterización de la alimentación y/o mezcla de productos	78
II.8.1.2.- Métodos Termodinámicos	79
II.8.1.3.- Generación de pseudocomponentes	80
II.8.1.4.- Generación balance del detallado de masa y energía	80
II.8.2.- TOOLKIT	81
II.8.3.- SULPAK	82
CAPÍTULO III. METODOLOGÍA	83
CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSION	87
IV.1. VALIDACIÓN DE LAS SIMULACIONES	87
IV.1.1 CRUDO TJM-26	89
IV.1.1.1 Selección del modelo termodinámico	90
IV.1.1.2 Determinación del número de etapas teóricas	92
IV.1.1.3 Validación de las propiedades	96
IV.1.2 CRUDO LRM	100
IV.1.2.1 Determinación del número de etapas teóricas	101
IV.1.2.2 Selección del modelo termodinámico	105

IV.2. SIMULACIONES A CARGA MÁXIMA Y MÍNIMA	106
IV.2.1 Crudo TJM-26	106
IV.2.2 Crudo LRM	107
IV.3. EVALUACIÓN HIDRÁULICA	108
IV.3.1 Sección de despojamiento	108
IV.3.2 Sección entre el corte 2 y el corte 3.	110
IV.3.3 Sección del pumparound inferior.	112
IV.3.4 Sección entre el corte 1 y la cabecera.	113
IV.3.5 Sección del pumparound superior.	114
IV.4. Determinación del número de etapas teóricas optimas adicionales	116
IV.5. DETERMINACIÓN DEL TIPO DE INTERNO A USAR	118
IV.6. Simulación de la columna con las etapas adicionales de fraccionamiento	120
IV.6.1 Crudo TJM-26	121
IV.6.2 Crudo LRM	122
IV.7. Evaluación de los distintos tipos de empaques y configuraciones.	128
IV.8. EVALUACIÓN DE LA COLUMNA T-100X.	134
IV.8.1 Evaluación hidráulica de la columna bajo la nueva configuración.	134
IV.8.2 Nueva configuración de los platos de la sección de fraccionamiento entre corte 2 y corte 3.	136
IV.8.3 Evaluación de los equipos periféricos bajo la nueva configuración	137
IV.8.3.1 Bombas de cabecera y corte 1.	137
IV.8.3.2 Sistema de intercambiadores de tope.	138
IV.8.4 Evaluación mecánica de la columna T-100X	139
IV.9. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO.	141
CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	144
CAPÍTULO VI. BIBLIOGRAFÍA	147
CAPÍTULO VII. APENDICES	149
Apéndice N°1: Datos operacionales tomados para la validación de la corrida de la planta con el crudo Tía Juana Mediano 26.	149
Apéndice N°2: Datos operacionales tomados para la validación de la corrida de la planta con el crudo LA Rosa Mediano.	151
Apéndice N°3: Curvas de destilación de los productos obtenidas en la validación con el crudo TJM.	153

Apéndice N°4: Curvas de destilación de los productos obtenidas en la validación con el crudo LRM.	156
Apéndice N°5: Reporte de las cargas liquido-vapor utilizadas para realizar las respectivas evaluaciones hidráulicas para los casos de validación.	159
Apéndice N°6: Reporte de las cargas liquido-vapor utilizadas para evaluar el funcionamiento de la columna con el número de etapas adicionales.	165
Apéndice N° 7: Datos necesarios para la simulación del pumparound superior.	173
Apéndice N° 8: Flujo de caja del proyecto.	174

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla No.1: Mezcla de la segregación TJM-26	6
Tabla No.2: Caracterización de los crudos procesados en PSAY-2	7
Tabla No.3: Especificaciones de los productos de PVAY-2	14
Tabla No.4: Escenarios de precios de los productos.	15
Figura No.4: Plato de casquetes de burbujeo	25
Tabla No.5: Empaques desordenados	40
Tabla No.6:Características geométricas de empaques de hojas corrugadas	43
Tabla No.7: Máximas caídas de presión recomendadas	49
Tabla No.8: Especificaciones de la simulación con TJM-26	89
Tabla No.9: Comparación entre los 2 modelos termodinámicos. Crudo TJM 26	91
Tabla No.10: Comparación entre la simulación con 8 y 9 etapas. Crudo TJM26	93
Tabla No.11: Curvas de destilación de los productos. TJM 26	94
Tabla No.12: Especificaciones de la simulación con TJM-26	95
Tabla No.13:Curva TBP de la alimentación a la torre T-100X con crudo TJM26.	96
Tabla No.14: Curva de gravedad API para el crudo TJM 26.	97
Tabla No.15: Resultados de la simulación usando la curva de gravedad API y viscosidad.	98
Tabla No.16: Especificaciones de la simulación con crudo LRM	100
Tabla No.17: Comparación entre la simulación con 8 y 9 etapas. Crudo LRM	102
Tabla No.18: Curvas de destilación de los productos. LRM.	103
Tabla No.19: Especificaciones de la simulación con TJM-26	104
Tabla No.20: Comparación entre los 2 modelos termodinámicos. Crudo TJM26	105
Tabla No.21:Simulaciones a carga máxima y carga mínima para el crudo TJM 26	106

Tabla No.22: Simulaciones a carga máxima y carga mínima para el crudo TJM 26.	107
Tabla No.23: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección de despojamiento	109
Tabla No.24: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección entre el corte 2 y el corte 3	111
Tabla No.25: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección de pumparound inferior	112
Tabla No.26: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección entre la cabecera y el corte 1	113
Tabla No.27: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección del pumparound superior	115
Tabla No.28: Simulación con etapas adicionales entre la cabecera y el corte 1	116
Tabla No.29: Cuadro comparativo entre los posibles dispositivos de contacto a emplear	118
Tabla No.30: Resultados simulación con etapas adicionales, a carga máxima con TJM 26	122
Tabla No.31: Comparación entre las especificaciones de los productos de la sección superior a carga máxima	122
Tabla No.32: Resultados simulación con etapas adicionales, a carga mínima con TJM 26	124
Tabla No.33: Resultados simulación con etapas adicionales, a carga máxima con LRM	126
Tabla No.34: Resultados simulación con etapas adicionales, a carga mínima con LRM	127
Tabla No.35: Sección de Pumparound superior	129
Tabla No.36: Sección de Fraccionamiento cabecera - corte1	130
Tabla No.37: Cuadro comparativo entre las 2 opciones disponibles para modificar la sección de fraccionamiento cabecera corte 1	133
Tabla No.38: Evaluación hidráulica en la sección del pumparound inferior para las nuevas condiciones de operación	134
Tabla No.39: Evaluación hidráulica en la sección entre el corte 2 y el corte 3 para las nuevas condiciones de operación.	135
Tabla No.40: Evaluación hidráulica en la sección entre el corte 2 y el corte 3 con las modificaciones en los platos.	136
Tabla No.41: Evaluación de las bombas de la sección superior de fraccionamiento	137

Tabla No.42: Evaluación del pumparound	138
Tabla No.43: Costo de equipos y materiales	141
Tabla No.46: Costo de la instalación	142
Tabla No.45: Estimado de costos total clase V	142
Tabla No.46: Índices económicos del proyecto	143
Tabla No.47: Resultados de las destilaciones simuladas (D-2887) de las corrientes de productos, al procesarse crudo TJM 26	149
Tabla No.48: Datos para la caracterización de la alimentación. Crudo TJM-26	149
Tabla No.49: Variables tomadas para la simulación de la torre T-100X. Crudo TJM 26	150
Tabla No.50: Resultados de las destilaciones simuladas (D-2887) de las corrientes de productos, al procesarse crudo LRM	151
Tabla No.51 : Datos para la caracterización de la alimentación. Crudo LRM	151
Tabla No.52: Variables tomadas para la simulación de la torre T-100X. Crudo LRM	152
Tabla N° 53: Validación de la simulación a carga máxima (50 KBD), Crudo TJM-26	160
Tabla N° 54: Validación de la simulación a carga mínima (38 KBD), Crudo TJM	161
Tabla N° 55: Validación de la simulación a carga máxima (50 KBD), Crudo LRM	162
Tabla N° 56: Validación de la simulación a carga mínima (38 KBD), Crudo LRM	163
Tabla N° 57: Datos mecánicos de los internos de la torre T-100X	164
Tabla N° 58: Simulación con las etapas adicionales a carga máxima (50 KBD). TJM 26	165
Tabla N° 59: Simulación con las etapas adicionales a carga mínima (38 KBD). TJM 26	167
Tabla N° 60: Simulación con las etapas adicionales a carga máxima (50 KBD). LRM	169
Tabla N° 61: Simulación con las etapas adicionales a carga mínima (38 KBD). LRM	171
Tabla N° 62: Datos mecánicos y de operación de los intercambiadores del pumparound superior.	173
Tabla N° 63: Flujo de caja para un periodo de evaluación de 12 años	174

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1: Diagrama de las torres de destilación PSAY-2	9
Figura 2: Diagrama de las torres de destilación PVAY-2	13
Figura No.3: Plato de válvula	24
Figura No.4: Plato de casquetes de burbujeo	25
Figura No.5: Plato chimenea	25
Figura No.6: Plato perforado de 2 pasos	26
Figura No.7: Empaques estructurados de hoja corrugada	42
Figura No.8:Sección transversal de las hojas corrugadas	43
Figura No.9: Gráfica de SHERWOOD–ECKERT.	47
Figura No.10: Ejemplo de GPDC para un empaque estructurado	51
Figura No.11: HETP para MellapakPlus	55
Figura No.12: HETP para empaques Sulzer de gran capacidad	56
Figura No.13: HETP para empaques Sulzer de gran eficiencia	56
Figura No.14: Distribuidor de tubos escalonados	60
Figura No.15: Distribuidor de boquillas rociadoras	61
Figura No.16: Distribuidor tipo bandejas de orificio y tipo túneles con orificio	62
Figura No.17:Distribuidores de bandeja perforada y tipo vertedero elevador	64
Figura No.18: Soporte de lecho corrugados	70
Figura No.19: GAP y OVERLAP	75
Figura No.20: Simulación de la alimentación ala torre	88
Figura No.21: Comparación del overlap para varias etapas adicionales.	117
Figura No.22: Configuración del pumparound superior	138

Figura No.23: Configuración propuesta	140
Figura No.24: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del producto de Cabecera con TJM 26	153
Figura No.25: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del corte lateral No.1 con TJM 26	153
Figura No.26: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del corte lateral No.2 con TJM 26	154
Figura No.27: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del corte lateral No.3 con TJM 26	154
Figura No.28: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del fondo de vacío con TJM 26	155
Figura No.29: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del producto de Cabecera con LRM	156
Figura No.30: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del corte lateral No.1 con LRM	156
Figura No.31: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del corte lateral No.2 con LRM	157
Figura No.32: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del corte lateral No.3 con LRM	157
Figura No.33: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del Overflash con LRM	158
Figura No.34: Curvas de destilación TBP a 760 mmHg, del fondo de vacío con LRM	158

LISTA DE SIMBOLOS Y ABREVIATURAS

a_p	Área superficial del empaque por unidad de volumen, $\text{pie}^2/\text{pie}^3$
C_o	Parámetro de capacidad.
CPG	Crudo de propósitos generales
d_p	Diámetro del empaque, pie
$\Delta P/Z$	Caída de presión por unidad de altura de empaque, plg. H ₂ O / pie.
D_T	Diámetro de la torre, pie
e	Fracción vacía del empaque, ft^3/ft^3
E_o	Eficiencia global, %
F_{lv}	Parámetro de flujo
F_P	Factor de empaque, m^{-1}
g	Gravedad, m/seg^2
G	Flujo de gases, $\text{lb}/\text{h}\text{-pie}^2$
H	Altura del lecho, pie
HETP	Altura equivalente a una etapa teórica, pie
L	Flujo de líquido, $\text{lb}/\text{h}\text{-pie}^2$
LRM	Crudo La Rosa Mediano
MOC	Máxima capacidad de operación
MWR	Tasa mínima de mojado
N_R	Número de etapas reales
N_T	Número de etapas teóricas
NTSM	Número de etapas teóricas por metro de empaque
P	Presión, psi
PSAY-2	Planta de destilación atmosférica 2
PVAY-2	Planta de destilación al vacío 2
ρ_v	Densidad del vapor, lb/ft^3
ρ_L	Densidad del líquido, lb/ft^3
TJM 26	Crudo Tía Juana Mediano 26
U_S	Velocidad superficial del vapor, ft/seg
$U_{S,fl}$	Velocidad superficial de vapor en el punto de inundación, (ft/seg)
$U_{S,MOC}$	velocidad superficial de vapor en el punto de mojado máximo, (ft/seg)
μ	Viscosidad dinámica, cP
ν	Viscosidad cinemática, cst

I.1. INTRODUCCIÓN

La sección de Destilación y Lubricantes de la Refinería de Amuay está dividida en dos categorías: Especialidades y Combustibles, las cuales están conformadas por cinco unidades de destilación atmosférica y cinco de vacío, de las cuales las plantas 1 y 2 además de producir cortes de propósitos combustibles también produce cortes con propósitos lubricantes como lo son el Lube Liviano y el Lube Pesado. Estas 5 plantas representan los pilares de toda la refinería, ya que son las que permiten la obtención de productos que alimentan a las unidades de Conversión Media y Profunda.

En el caso específico de planta 2 la torre de destilación de vacío T-100X ofrece un fraccionamiento deficiente debido a un insuficiente número de etapas teóricas en la sección de rectificación de la columna, por lo cual no se logran obtener los productos dentro de las especificaciones.

Por lo tanto el objetivo de este trabajo especial de grado es evaluar la operación actual de la sección de fraccionamiento cabecera - corte 1 de la torre T-100X e identificar las modificaciones necesarias para recuperar la cabecera como diesel y el corte 1 como lube liviano en especificación a la vez, bajo diferentes escenarios de operación.

Para lograr la separación deseada se necesita de más etapas de separación en el mismo espacio físico que se dispone actualmente por lo cual se debe emplear un tipo de dispositivo de contacto mucho más eficiente como lo son los empaques estructurados.

Para el diseño de la nueva configuración de la torre T-100X se debe validar la simulación de la misma en PRO II con PROVISION, para posteriormente determinar el número de etapas adicionales necesarias bajo las condiciones de diseño para cumplir las especificaciones de los productos.

Posteriormente los valores obtenidos se introducen en los programas SULPAK y el Lagoven Engineering TOOLKIT para determinar cual es el empaque que cumple mejor

con los requerimientos del proceso. Adicionalmente se debe estudiar el funcionamiento de los equipos periféricos y lazos de control bajo las nuevas condiciones de operación, para finalmente realizar el estudio de factibilidad económica del proyecto.

La modificación de la zona de rectificación de la columna T-100X permitirá retirar en especificación y en mayor cantidad el lube liviano y diesel los cuales tienen un incentivo económico adicional respecto al gasóleo de vacío convencional de 5,3 \$/Barril y 1,3 \$/Barril respectivamente.

I.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La unidad de Destilación al Vacío de la refinería Amuay PVAY-2, fue construida en 1955 con una capacidad de diseño de 40,5 KB/D aunque actualmente procesa 42,0 KB/D y tiene una capacidad máxima de 50 KB/D. Su objetivo es producir destilados parafínicos livianos y pesados para alimentar la Planta de lubricantes, además de producir asfaltos y alimentación a las unidades de Coquificación Retardada (CRAY) y Flexicoking (FKAY).

Sin embargo no se ha logrado retirar el corte 1 (lube liviano) y el producto de cabecera (Diesel) dentro de especificación a la vez, lográndose obtener únicamente uno de los dos cortes dentro de las especificaciones. Esto se debe a que la torre de destilación de vacío T-100X fue diseñada para procesar un crudo distinto, más liviano, por lo cual actualmente ofrece un fraccionamiento deficiente debido a un insuficiente número de etapas teóricas en la sección de rectificación de la columna. Esto trae como consecuencia lo siguiente:

- Cuando se retira el corte de cabecera en especificación como diesel una cantidad del mismo es retirada en el corte 1 bajando así su rendimiento, además el corte 1 (lube liviano) se envía como gasóleo de vacío al estar fuera de especificación, degradando así su valor comercial.
- Cuando se retira el corte 1 en especificación como lube liviano es necesario reducir su rendimiento de 8% a 5,5%, para alcanzar las especificaciones de este producto. Al mismo tiempo se produce una degradación de la cabecera de diesel a gasóleo de vacío debido a un alto 95% en destilación D-86 (710-720 °F Vs. 680 °F deseado).

En ambos casos se pierde valor agregado y se degrada la calidad por lo cual es necesario evaluar y modificar la sección de fraccionamiento para así lograr la separación deseada y lograr un mayor beneficio.

I.3. OBJETIVOS

El objetivo general de este trabajo de grado es evaluar la operación actual de la sección de fraccionamiento cabecera-corte 1 de PVAY-2 e identificar las modificaciones necesarias para recuperar la cabecera como diesel y el corte 1 como lube liviano en especificación a la vez, bajo diferentes escenarios de operación.

Para el logro del objetivo general planteado, se desarrollaron los siguientes objetivos específicos:

- ❖ Validar la simulación de la columna de vacío T100X, procesando crudo Tia Juana Mediano 26 y La Rosa Mediano.
- ❖ Realizar la evaluación hidráulica de los platos de la torre T-100X para cada uno de los casos estudiados.
- ❖ Determinar el número de etapas optimas adicionales para el fraccionamiento entre la cabecera y el corte 1.
- ❖ Calcular el lecho empacado para el pumpround de tope y el lecho correspondiente a la sección de fraccionamiento entre la cabecera y el corte 1.
- ❖ Evaluar los equipos perifericos bajo la nueva configuración.
- ❖ Realizar la evaluación hidráulica de la torre T-100X para las nuevas condiciones de operación.
- ❖ Realizar el estudio de factibilidad económica de las modificaciones propuestas para la unidad de vacío de PVAY-2.

CAPITULO II. MARCO TEÓRICO

II.1. ASPECTOS GENERALES SOBRE DESTILACIÓN

La destilación es una operación que se lleva a cabo en las torres de fraccionamiento. El proceso involucra más de una etapa en las cuales los vapores ascendentes y líquidos en contracorriente pasan a través de varios internos que promueven la transferencia de masa entre las dos corrientes. El líquido se encuentra a su temperatura de burbuja, mientras que el vapor en equilibrio está a su temperatura de rocío. En forma simultánea, se transfiere masa desde el líquido por evaporación y desde el vapor por condensación. El efecto neto es un incremento en la concentración de los componentes más volátiles en la fase vapor y de los menos volátiles en la fase líquida. ^[1]

La alimentación es introducida en el punto en el que tiene la concentración adecuada, los productos de tope salen como vapor y en el fondo como líquido, otros productos también se obtienen de puntos intermedios. En este tipo de dispositivo están presentes dos secciones: rectificación y despojamiento. La sección de rectificación permite aumentar la pureza del producto más liviano y se encuentra localizada aguas arriba del plato de alimentación. La sección de despojamiento permite mejorar la recuperación del producto de fondo y se encuentra localizada debajo del plato de alimentación.

Las operaciones de destilación se pueden agrupar en: destilación continua que es la operación más usada a escala comercial, y la destilación simple intermitente conocida como destilación "batch", empleada hoy en día al nivel de laboratorio y a pequeña escala. Una mejor clasificación incluye la presión de operación según las cuales se divide en atmosférica, vacío y superatmosférica.

Para el caso específico de la destilación de petróleo el proceso de destilación tiene como objetivo separar el mismo en fracciones de diferentes rangos de ebullición. La destilación se lleva a cabo normalmente en dos etapas: Una a presiones cercanas a la atmosférica (9 PSI – 14 PSI) y otra a presiones de vacío (-24 inHg a -28.5 inHg).

La unidad de vacío tiene como finalidad separar la fracción pesada de crudo (Fondo atmosférico), en fracciones de hidrocarburos que presentan, a presión atmosférica, punto de ebullición por encima de la temperatura a la cual comienza el craqueo térmico (650 °F - 700 °F). El craqueo se minimiza al agregar vapor para reducir la presión parcial de los hidrocarburos y disminuye así la temperatura de vaporización de las fracciones. ^[2]

II.2- DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA PSAY-2. ^[4]

La Unidad de Destilación Atmosférica N°2 (PSAY-2), está diseñada para procesar 125 KB/D de alimentación de la segregación TJM-26 (de naturaleza parafínica y con un °API 25.7), que se envía desde occidente (Tía Juana), hacia la refinería de Amuay por el oleoducto N°1 hacia los tanques de alimentación de las Unidades de Destilación PSAY/PVAY-2, aunque actualmente procesa únicamente cerca de 70 KBD. ^[4]

La alimentación de esta unidad consta de una mezcla de crudos que recibe el nombre de Tía Juana Mediano 26, los cuales se especifican a continuación:

Tabla No.1:Mezcla de la segregación TJM-26. ^[5,6]

Crudo	°API	Cantidad
Tía Juana Liviano, (TJL)	32.3	12%
Tía Juana Mediano 26, (TJM-26)	24.7	80%
Tía Juana 102, (TJ-102)	23.2	8%

Sin embargo en los últimos años se ha procesado el crudo LRM cuando se tiene bajo inventario de TJM-26, ya que las reservas del mismo se están agotando. A

continuación se presenta una tabla en la cual se muestran las propiedades de ambos crudos:

Tabla No.2: Caracterización de los crudos procesados en PSAY-2. ^[5, 6]

PROPIEDAD	MEZCLA (TJM 26/TJL/TJ102)	LRM
Gravedad API, °API	25.7	23.6
Gravedad específica, adim.	0.9001	0.9123
Azufre, % peso	1.60	1.83
Punto de fluidez, °F	-70	-50
Punto de inflamación, °F	70	<68
Nitrógeno, % peso	0.294	0.34
Agua por destilación, %vol	0.30	0.13
Contenido de sal, Lb/100 BI	3.50	4.80
Número de neutralización, mg KOH/g	0.70	0.775
Viscosidad cinemática a 100 °F, cst	26.90	48.15
Viscosidad cinemática a 122 °F, cst	19.00	35.03
Viscosidad cinemática a 140 °F, cst	14.93	27.00
Contenido de vanadio, ppm peso	211	240
Contenido de níquel, ppm peso	35	24
Factor UOP, adim	11.8	11.7

Desde los tanques de almacenaje en la Refinería de Amuay, el crudo fluye por gravedad hasta la succión de las bombas de alimentación de PSAY-2, las cuales lo descargan a través del tren de precalentamiento. Luego, el flujo se divide en dos circuitos antes de entrar en los desaladores, los cuales son empleados para reducir el contenido de sales presentes en el crudo, actualmente fuera de servicio se utilizan como decantadores para evitar deposición de las sales en las superficies de transferencia de calor y corrosión por los ácidos que se forman a partir de la descomposición de las sales; de allí el crudo continúa dividido en dos circuitos intercambiando calor con el resto de los productos.

Las cuatro corrientes precalentadas son parcialmente vaporizadas en dos circuitos separados del horno atmosférico y salen a una temperatura aproximadamente de 670°F hacia la torre atmosférica T-1X a través de dos líneas de transferencia, donde los productos principales se separan según su rango de ebullición.

La torre atmosférica T-1X contiene 25 platos y está dividida en tres secciones. La sección superior y la intermedia se emplean para fraccionar los diferentes cortes. La sección inferior se utiliza para despojar el fondo atmosférico.

La nafta se obtiene por el tope de la torre T-1X, se condensa y es enviada al tambor de destilado donde el gas es separado y enviado hacia el compresor C-2001 bajo control de presión del tambor de destilado. Parte de la nafta se retorna, bajo control de temperatura hacia el plato del tope de la torre atmosférica T-1X. El resto de la nafta es retirada bajo control de nivel, hacia la unidad de livianos de crudo (GLAY). La especificación que se controla en la nafta es de 95% de destilado de curva D-86.

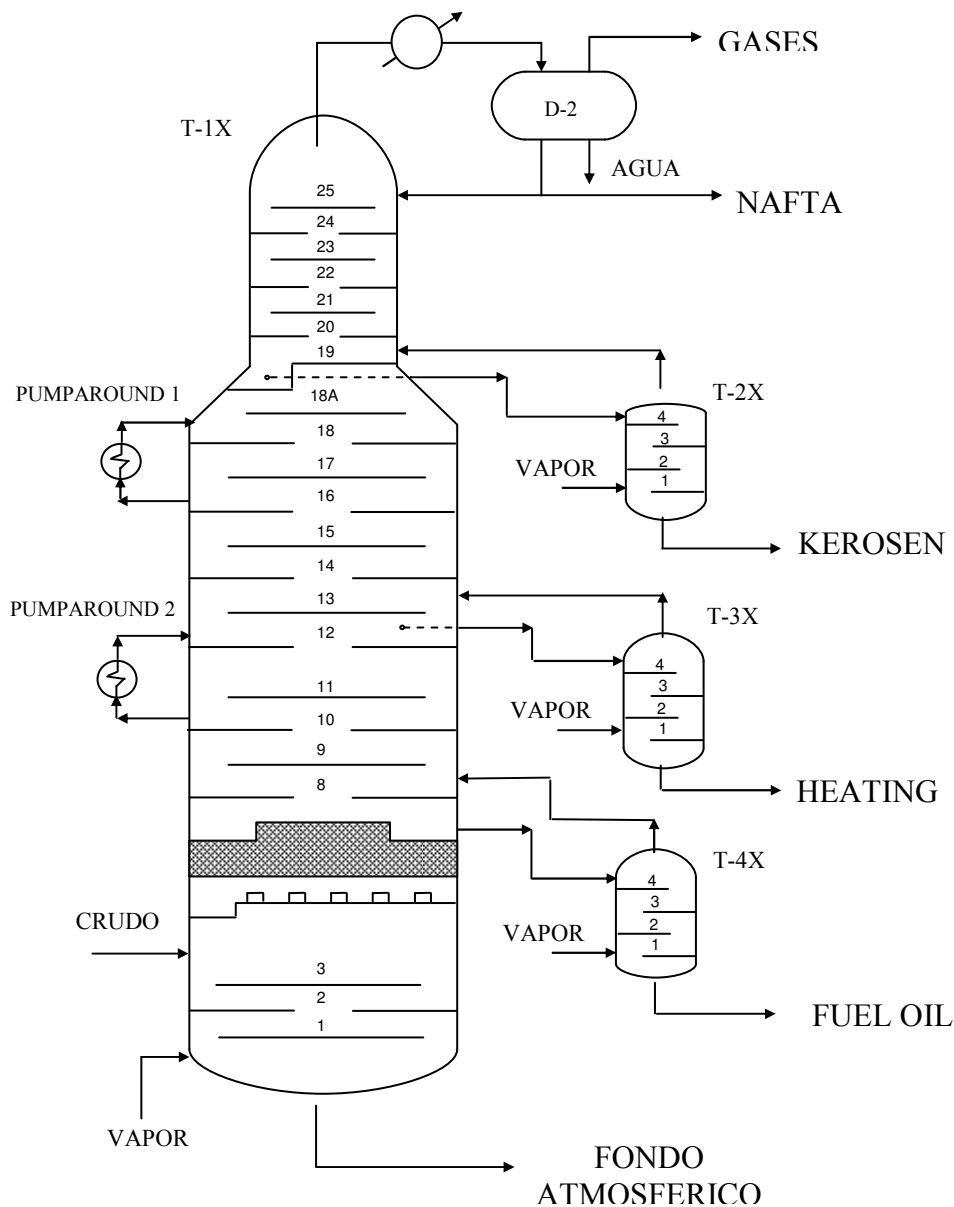
El kerosén o corte lateral N°1 se obtiene en el plato N°19 (retiro total). Este corte se despoja en la torre T-2X para mejorar el punto de inflamación. El kerosén proveniente del crudo TJM-26 es alineado normalmente hacia la tratadora de kerosén TCAY o al Pool. El reflujo superior atmosférico es retirado parcialmente de la bandeja N°16 y es enviado control de temperatura hacia la bandeja N° 18.

EL Heating Oil o corte N°2 se retira del plato N°12 (retiro parcial), bajo control de nivel hacia la torre T-3X (4 platos). En dicha torre, el corte N°2 se despoja con vapor de agua para mejorar su punto de inflamación. El corte N°2 se alinea normalmente al tanque 142, de allí puede ser enviado al la Hidrodesulfuración N°2. El reflujo inferior atmosférico es retirado parcialmente de la bandeja N°10 y enviado bajo control de temperatura hacia la bandeja N°12.

El corte N°3 es Diesel Marino el cual se retira en forma total de la bandeja N°8, se despoja con vapor de agua en la torre T-4X (4 platos) para mejorar el punto de inflamación y retornan parte de esta corriente a la torre T-1X como aceite de lavado. El resto del corte es hacia los tanques de alimentación de las hidrodesulfuradoras N° 3 y 4.

El liquido proveniente de la zona de vaporización se despoja con vapor de agua en la sección inferior de la torre T-1X, la cual consta de 4 platos. Una vez despojado sale por el fondo de la torre como fondo atmosférico o crudo reducido hacia la Planta de Destilación al Vacío N°2 PVAY-2.

Figura 1: Diagrama de las torres de destilación PSAY-2



II.3.- DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO PVAY-2. ^[4]

El objetivo de esta sección es presentar en forma clara y precisa todos los aspectos relacionados con la Operación Normal de la Unidad, incluyendo la discusión del proceso, especificaciones de los productos y filosofía de control para la Unidad de Destilación al Vacío N°2 (PVAY-2), de la Refinería de Amuay.

II.3.1 Descripción del proceso.

En la planta de Destilación al vacío N°2 se procesa 42KBD de fondo atmosférico de PSAY-2, con la finalidad de producir destilados para propósito de lubricantes y/o combustibles. En la figura No. 1 se puede ver el diagrama simplificado de la planta.

El fondo atmosférico o crudo reducido es enviado por las bombas a través del horno de vacío F-100, bajo control de nivel de la torre de vacío T-100 por medio de dos líneas de transferencia. La temperatura de salida del horno es regulada mediante el control el cual regula el flujo de gas combustible hacia los quemadores.

La torre de vacío T-100X se encuentra dividida en tres secciones de diferentes diámetros. La sección superior y la intermedia se emplean para fraccionar los diferentes cortes. La sección despojamiento se utiliza para despojar el fondo de vacío.

El vapor de agua, los gases condensables y los gases no condensables pasan desde el tope de la torre T-100 hacia el condensador barométrico. Los no condensables son comprimidos y descargados a la atmósfera por los eyectores de vapor J-100A-B-C. El condensado del tambor barométrico y de los intercondensadores es alineado hacia una piscina o sumidero donde se retira hacia los tanques del aceite acumulado en la piscina.

El producto de cabecera y los reflujo superiores (frío y caliente) son retirados de la caja colectora de la bandeja N°9. Las bombas P-104 A/B permiten enviar el producto de cabecera y los reflujo superiores a través de los intercambiadores E-105 A/B. Parte de esta corriente (aguas abajo de los E-105 A/B) se retorna al plato N°8D como reflujo

superior caliente, bajo control de flujo. El resto de la corriente pasa a través de los enfriadores E-102 A/B y E-103, para luego dividirse en producto de cabecera y reflujo superior frío. El flujo del producto está regulado por el control de nivel en el plato de retiro. El reflujo superior frío es alineado hacia la bandeja N° 11 bajo control de temperatura del plato de tope.

El producto de cabecera es alineado normalmente al tanque 143 o 175 (cuando esta fuera de especificación) de allí puede ser enviado a la Hidrodesulfuradora N°2 o mezclas de Diesel. Este producto también puede ser alineado hacia los tanques de alimentación de hidrodesulfuradores N° 3 y 4.

El corte lateral N°1 se obtiene en la bandeja N°8A (retiro total). Este corte se despoja con vapor de agua (15 psig) en la torre T-101 (4 platos) para mejorar el punto de inflamación. Las bombas P-106 A/B succionan de la torre T-101 y descargan el producto a través del intercambiador E-106B y enfriadores E-104 A/B hacia los tanques de almacenaje.

El corte lateral N°2 y el reflujo principal son retirados de la bandeja N°7 (retiro parcial), para luego ser enviados por medio de las bombas P-103A/B hacia los intercambiadores E-6's. Parte de esta corriente (aguas abajo de los E-6's) se retorna a la bandeja N°8 como reflujo principal, bajo control de temperatura. El resto de la corriente se enfría y se alinea directamente hacia HD-3/4.

El corte lateral N°3 se obtiene en la bandeja N°6A (retiro total). Este corte se despoja con vapor de agua (15 psig) en la torre T-102 (4 platos) para mejorar el punto de inflamación. La bomba P-107 X retorna, bajo control de flujo (F-324), parte de esta corriente a la torre T-100 como aceite de lavado. El resto de la corriente es enviada por la bomba P-107 a través del intercambiador E-106A y enfriador E-102C hacia los tanques de almacenaje.

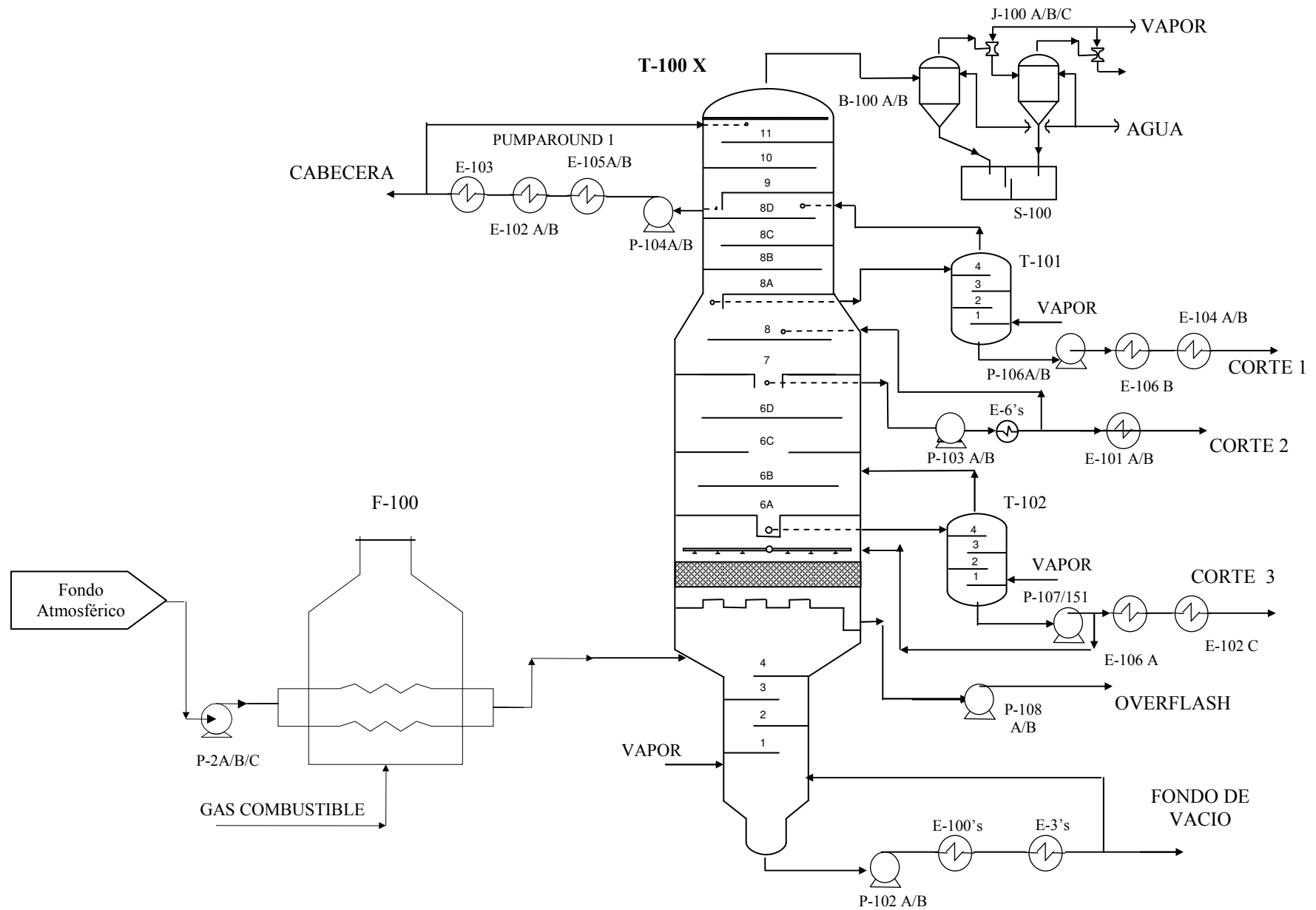
Los cortes laterales N°1 y 3 cuando no son requeridos como destilados para lubricantes o en su defecto cuando se procesa el crudo La Rosa Mediano, pueden ser

alineados conjuntamente con el corte N°2 hacia tanques de alimentación de los hidrodesulfuradores N°3 y 4 o la unidad de desintegración catalítica (DCAY).

El overflow, es removido de la caja colectora del plato de chimenea ubicado por encima de la zona de vaporización instantánea y el mismo es alineado hacia el horno de vacío F-100 y el tambor de compensación D-101.

El líquido proveniente de la zona de vaporización es despojado con vapor de agua (15 psig), en la sección inferior de la torre T-100, la cual consta de 4 bandejas. El producto de fondo de vacío puede ser enviado según los requerimientos a tanques de asfalto, al FORS o al Flexicoker y CRAY. Parte de esta corriente se retorna como recirculación de fondo de vacío para mantener la temperatura de salida del fondo de la torre por debajo de 660°F.

Figura No. 2: PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO PVAY-2



II.3.2 Especificaciones de los productos.

A continuación se presenta en la tabla 4 en la cual se resumen las especificaciones de los distintos cortes cuando se procesa el crudo TJM-26, es decir cuando se obtienen cortes de finalidad lubricante, cuando esto ocurre es muy importante cuidar estrechamente el rango de destilación del corte de manera de garantizar la viscosidad y/o el índice de viscosidad del corte, como es el caso del corte 1 y el corte 3 en los cuales se debe especificar viscosidad.

Tabla No.3: Especificaciones de los productos de PVAY-2

Corte	Especificación	Análisis de laboratorio	Valor de la especificación	Comentarios
Cabecera	Punto de Inflamación	TBP	200 mín	Se requieren ambas para especificar la cabecera como diesel
	95% de destilado	ASTM D86	680-690 °F	
Corte No. 1 (Lube Liviano)	Punto de Inflamación	TBP	430 °F mín	Garantiza cumplir con las especificaciones para ser usado como base parafínica BP-150 en la obtención de aceites lubricantes.
	5% de destilado	ASTM D1160 a 10mmHg	435 °F mín	
	Viscosidad	Viscosidad SSU a 210°F	46-50 SSU	
Corte No. 3 (Lube Pesado)	Punto de Inflamación	TBP	470 °F mín	Garantiza cumplir con las especificaciones para ser usado como base parafínica BP-750 en la obtención de aceites lubricantes.
	95% de destilado	TBP	1015-1030 °F	
	Color	Color Tag Robinson	1 mín	
	Viscosidad	Viscosidad a 210°F	106-110 SSU	

En el caso del corte 1 además se debe especificar el 5% de recuperado en mínimo 435 °F y el punto de inflamación en 430 mínimo, ya que de lo contrario ocasionará la contaminación del solvente circulante en las plantas de lubricantes PTAY-1/2. En el caso del corte 3 se debe especificar el 95% de recuperado entre 1015-1030. Una manera indirecta de determinar esto es manteniendo el color tag robinson en o por encima de 1, ya que esta es una indicación del arrastre de compuestos pesados hacia el corte. Cabe destacar que el corte No. 2 no tiene asociada ninguna especificación, este corte se usa únicamente para controlar la viscosidad del corte 3.

Estas especificaciones solo aplican cuando se esta procesando el crudo TJM-26. Cuando se procesa LRM la única especificación que se debe cumplir es la del producto de cabecera para especificarla como diesel ya que los demás cortes cuando se procesa este crudo son de propósitos combustibles y la única especificación que deben cumplir es de 5 % de vanadio máximo en los cortes.

A continuación se presenta una tabla en donde se comparan los precios asociados a cada uno de los cortes cuando los mismos están dentro y fuera de especificación:

Tabla No.4: Escenarios de precios de los productos.

CORTE	EN ESPECIFICACIÓN	FUERA DE ESPECIFICACIÓN
Cabecera	26,4 \$/BBL cuando se logra obtener como Diesel	25,1\$/BBL correspondiente a un gasoleo de vacío liviano
Corte 1	30,4 \$/BBL correspondiente a la base parafínica BP-150	25,1\$/BBL correspondiente a un gasoleo de vacío liviano
Corte 2	25,1\$/BBL correspondiente a un gasoleo de vacío liviano	25,1\$/BBL correspondiente a un gasoleo de vacío liviano
Corte 3	33,8 \$/BBL correspondiente a la base parafínica BP-750	24,3\$/BBL correspondiente a un gasoleo de vacío pesado

Como se observa los cortes lubricantes tienen un gran valor agregado como lubricantes. En el caso específico de la base parafínica BP-150 el valor adicional es de 5 \$ por barril. En el caso de la cabecera se puede observar que el valor agregado del diesel

respecto al precio del gasoleo liviano no es tan marcado y es apenas de 1,3 \$. El alto valor agregado de las bases lubricantes se debe al alto valor del producto terminado que se encuentra por encima de los 40 \$ el barril.

II.3.3 Variables y parámetros de operación.

A continuación se presentan las variables más importantes controladas de los 2 equipos principales en la planta PV-2 como lo son el Horno F-100 y la columna T-100X.

II.3.3.1 Horno de vacío F-100.

<u>Variable:</u>	<i>1-Temperatura de salida (COT)</i>
<u>Objetivo:</u>	Esta temperatura debe ser lo suficientemente alta para garantizar la evaporación de todos los productos más 4% de la alimentación. Esta evaporación comienza en el horno y termina en la zona de vaporización instantánea (ZVI).
<u>Cómo se controla:</u>	Regulando el flujo de gas combustible quemado en el horno
<u>Valor operacional:</u>	775°F típico operacional. Máximo operacional es de 800°F por encima de este valor se produce descomposición térmica a gran escala, sobrecargando los eyectores y formando coque.
<u>Acción impacto:</u>	Un aumento de la temperatura ocasiona: - Aumento de la temperatura de vaporización instantánea. - Aumento en el consumo de gas combustible

<u>Variable:</u>	<i>2- Inyección de vapor de agua (145 psig) a los pases del horno F100</i>
<u>Objetivo:</u>	<ul style="list-style-type: none"> - Aumentar la velocidad a través de los tubos para minimizar la formación de coque en ellos. - Reducir la presión parcial de los hidrocarburos para aumentar la vaporización en el horno y en la zona de vaporización instantánea de la torre de vacío T-100.
<u>Cómo se controla:</u>	Directamente regulando el flujo de entrada.
<u>Valor operacional:</u>	Típico operacional: 650 lb/hr por pase. La inyección está limitada por la velocidad en la línea de transferencia, la cual se diseña para una velocidad máxima de 80% de la velocidad sónica, con el objeto de evitar erosión de la línea.
<u>Acción impacto:</u>	<p>Un descenso en el flujo de vapor trae como consecuencia:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Disminución del rendimiento del corte lateral #3. - Aumento de la penetración y el rendimiento del fondo de vacío.

II.3.3.2 Columna de vacío T-100X.

<u>Variable:</u>	<i>1-Temperatura del tope</i>
<u>Objetivo:</u>	Controlar el punto inicial de la cabecera de vacío.
<u>Cómo se controla:</u>	Por medio de la inyección del reflujo superior frío hacia el tope de la torre T-100X.
<u>Valor operacional:</u>	El típico operacional es 150 °F (140-160). Y el máximo operacional es 180°F.
<u>Acción impacto:</u>	<p>Un aumento de la temperatura ocasiona:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Aumento del punto inicial de la cabecera. - Aumento del flujo de vapores hacia el condensador barométrico – eyectores. Un aumento excesivo de los flujos de vapores trae como consecuencia un descenso en el vacío de la torre T-100X.

<u>Variable:</u>	<i>2.-Temperatura de los vapores del plato 8.</i>
<u>Objetivo:</u>	Controlar la viscosidad del corte lateral N°1.
<u>Cómo se controla:</u>	Variando la inyección de reflujo principal inferior al plato 8.
<u>Valor operacional:</u>	El típico operacional es 550 °F (540-560).
<u>Acción impacto:</u>	Un descenso en la temperatura en el plato 8 ocasiona: <ul style="list-style-type: none">- Disminución del rendimiento y la viscosidad del corte No 1.- Disminución de la viscosidad y aumento del rendimiento del corte No 3, sino se retira como corte 2 la diferencia en la producción del corte No 1.
<u>Variable:</u>	<i>3.- Temperatura de la zona de vaporización instantánea (ZVI).</i>
<u>Objetivo:</u>	La temperatura de la zona se utiliza como una indicación del grado de vaporización instantánea. Esta depende de la presión parcial de los hidrocarburos en la zona y del calor suministrado a la alimentación al horno.
<u>Cómo se controla:</u>	Se controla a partir de la temperatura de salida del horno F-100. Sin embargo, un cambio en el flujo de vapor de despojamiento o la presencia de algún reflujo interno (rebose de overflash) afectará la relación temperatura de salida del horno – temperatura de la zona ($\Delta T \approx .13^\circ\text{F}$ sin rebose).
<u>Valor operacional:</u>	El típico operacional es 760 °F. Máximo de diseño: 800 °F.
<u>Acción impacto:</u>	Un incremento en la temperatura de la zona ocasiona: <ul style="list-style-type: none">-. Aumento de viscosidad y rendimiento del corte 3.-. Disminución de la penetración y el rendimiento del fondo de vacío.

<u>Variable:</u>	4.- Retiro de corte No.2 de la torre T-100X.
<u>Objetivo:</u>	Controlar la viscosidad del corte No.3
<u>Cómo se controla:</u>	Por medio de un control de flujo.
<u>Valor operacional:</u>	El típico operacional es de 3 KBD.
<u>Acción impacto:</u>	Un incremento en el retiro del corte No.2 ocasiona: -. Aumento de viscosidad del corte 3 -. Disminución del rendimiento del corte 3.
<u>Variable:</u>	5.- Aceite de lavado.
<u>Objetivo:</u>	Condensar todo el overflash para evitar arrastre de producto pesado hacia el corte 3 y la formación de coque en el empaque.
<u>Cómo se controla:</u>	Por medio de un control de flujo.
<u>Valor operacional:</u>	El flujo operacional recomendado es de 3.2 KBD lo cual garantiza que el 97% del área del empaque de malla tejida (glitsch grids) se encuentre mojada y que las boquillas de distribución del aceite de lavado no se obstruyan.
<u>Acción impacto:</u>	Un aumento en el flujo de aceite de lavado ocasiona un aumento del overflash y si este no se retira todo ocasiona a su vez: -. Aumento en la penetración y el rendimiento del fondo de vacío. -. Disminución del rendimiento del corte 3.
<u>Variable:</u>	6.- Inyección de corte No.2.al fondo de vacío
<u>Objetivo:</u>	Aumentar la penetración del fondo de vacío para preparar asfaltos de diferentes tipos excepto Roofers Flux.
<u>Cómo se controla:</u>	Por medio de una válvula de control de flujo.
<u>Valor operacional:</u>	Depende de las especificaciones del fondo.
<u>Acción impacto:</u>	Un aumento en la inyección del corte No.2 ocasiona aumento de la penetración y disminución de la viscosidad del fondo de vacío.

<u>Variable:</u>	7.- Inyección de corte No.3.al fondo de vacío
<u>Objetivo:</u>	Aumentar la penetración del fondo de vacío para preparar asfaltos de diferentes como por ejemplo el Roofers Flux.
<u>Cómo se controla:</u>	Por medio de la válvula de control de flujo.
<u>Valor operacional:</u>	En operación con Roofers flux : 2.5-2.8 KBD.
<u>Acción impacto:</u>	Un aumento en la inyección del corte No.2 ocasiona aumento de la penetración y disminución de la viscosidad del fondo de vacío.

<u>Variable:</u>	8.- Flujo de vapor de despojamiento (15 psig)
<u>Objetivo:</u>	Reducir las presiones parciales de los hidrocarburos con la finalidad de aumentar su vaporización en la zona de vaporización instantánea.
<u>Cómo se controla:</u>	Por medio de un control de flujo.
<u>Valor operacional:</u>	Típico operacional: 10 KBD.
<u>Acción impacto:</u>	Una disminución en el flujo de vapor ocasiona un aumento de las presiones parciales de los hidrocarburos, lo cual significa aumentar la temperatura de salida del horno F-100 para obtener la misma vaporización.

II.3.4. Modificaciones realizadas en la columna T-100X

A continuación se presentan algunos problemas operacionales y modificaciones realizadas a la torre T-100X desde su inicio de operación.

En el año 1989, se realizaron modificaciones en los platos 6A, 6C y 6D, ubicados entre los cortes N° 2 y N° 3 de la torre de vacío T-100X de PVAY-2 debido a que la misma estaba operando con filtración excesiva (weeping), ahogamiento a la entrada de los bajantes externos (downcomer inlet chocking) y falta de sello en los bajantes externos. Las modificaciones propuestas a los platos consistieron en reducir el área perforada de

los platos, aumentar el área de entrada a los bajantes externos y disminuir el espacio libre de los bajantes. ^[7]

Posteriormente, en el año 1993, se realizó un estudio motivado por el fraccionamiento deficiente que se estaba obteniendo en la torre debido a fallas en el diseño original de la misma. Este diseño original deficiente estaba ocasionando: ^[8]

- Degradación del producto de cabecera.
- Dificultad para producir Lube liviano, siendo necesario reducir su rendimiento para alcanzar la especificación de ese producto.
- Producción de Lube pesado en un rango de destilación muy amplio que impide obtener la base parafínica con el índice de viscosidad deseado.

En el año 1996 ocurre un serio accidente en la torre de destilación T-100X debido a una explosión interna en la torre, ocasionando graves daños en los internos de la misma y provocando la parada inevitable de la planta. Todos los platos del nivel superior (8A, 8B, 8C, 8D, 9, 10, 11) e intermedio (6A, 6B, 6C 6D), se encontraron desprendidos y en alto porcentaje deformados, al igual que los de la sección de despojamiento. Adicionalmente, se encontraron deformaciones en el distribuidor de aceite de lavado y en la malla retenedora del lecho, además de serios daños en los despojadores laterales.

Las reparaciones realizadas a los platos de fondo consistieron en acondicionar las láminas desprendidas y en su posterior colocación. Con respecto a los platos de la sección intermedia, se disminuyó el área perforada por recomendación del grupo de Ingeniería de Procesos. Los platos de la zona superior fueron construidos nuevos, aunque modificados, ya que los existentes, del tipo de copas de burbujeo se sustituyeron por platos tipo perforados pues los anteriores no se encontraban disponibles para el momento de la reparación y fue necesario plantear un nuevo diseño. ^[3]

A pesar de las modificaciones, durante la puesta nuevamente en servicio de las torres T-100X, se detectó la ausencia del corte lateral N° 1. Se realizaron revisiones de los aspectos mecánicos, como resultado del cambio de diseño de los platos superiores, y se efectuaron ajustes y revisiones desde el punto de vista de procesos y operaciones,

tornándose necesario la parada de la planta, esta vez en el mes de Enero de 1997. Las modificaciones realizadas consistieron en sellar parte del área perforada de los platos 8A, 8B, 8C, y 8D. ^[10]

Durante la parada de planta de Octubre del año 2000 se llevaron a cabo las últimas modificaciones en los internos de la torre en los platos 6 B y 6D, y los platos 8A, 8B, 8C y 8D, para minimizar el arrastre de los vapores ascendentes, desde el plato superior de reflujo principal (pumparound) hacia la zona de fraccionamiento cabecera – corte N° 1, y se instaló una bandeja de sello en el interior de la caja de retiro del corte N° 1 de la T-100X. ^[12]

En junio de 2001 se verificó que es posible mejorar el fraccionamiento entre lube pesado y breca, aumentando el número de etapas de la zona de despojamiento de 1 a 2, para recuperar aproximadamente 1000 BPD adicionales de lube pesado. Se propuso una nueva configuración para la zona de despojamiento. Los cambios propuestos fueros colocar 6 platos de válvula en lugar de los 4 platos perforados existentes y aumentar el diámetro de la sección de 11 a 13 pies. ^[3]

En junio de 2002 se determinó que únicamente con 1,5 etapas teóricas y sin necesidad de aumentar el diámetro se puede aumentar el rendimiento del lube pesado. Las modificaciones consisten en colocar únicamente 5 platos de válvula en lugar de los 4 existentes.

En Octubre de 2002 se realizó una parada de planta para destapar las boquillas del distribuidor del aceite de lavado. Durante la parada se observó que los 4 platos de la zona despojamiento se encontraban totalmente caídos. Además se observó que el empaque de la zona de lavado presentaba zonas con coque y el empaque se encontraba levantado hacia un costado debido a la canalización del vapor por ese lado del empaque, lo cual fue producto de una mala distribución de líquido por encontrarse las boquillas tapadas. Las reparaciones consistieron en destapar las boquillas del aceite de lavado y volver a colocar los platos de despojamiento en su lugar correspondiente.

II.4.- TORRES DE PLATOS

Las torres de platos son cilindros verticales en que el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas. El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. En el camino fluye a través de cada plato y a través de cada conducto, al plato inferior. El gas pasa hacia arriba, a través de orificios de un tipo u otro en el plato; entonces burbujea a través del líquido para formar una espuma, se separa de la espuma y pasa al plato superior. El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal de los dos.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre sólo depende de lo complicado de la separación que se va llevar a cabo y sólo está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio. La eficiencia de la etapa o plato y por lo tanto, el número de platos reales se determina por el diseño mecánico utilizado y las condiciones hidráulicas a las cuales es sometido.

Un plato o bandeja de un fraccionador real es generalmente menos eficaz que un plato teórico. La relación del número de platos teóricos necesarios para realizar una separación por destilación entre el número de platos reales utilizados, proporciona la eficiencia del plato. ^[2]

$$Eo = \frac{N_T}{N_R} \cdot 100 \quad (1)$$

Donde:

Eo: Eficiencia global, %

N_T: Número de etapas teóricas que se utilizarán para la simulación de la torre

N_R: Número real de platos de la torre

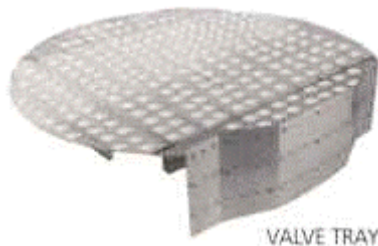
II.4.1 Tipos de platos más comunes

Los cuatro tipos básicos de platos que existen, son los de válvula, perforados, tipo casquete de burbujeo y sin bajante o tipo chimenea, en general, la selección de cada tipo es determinada evaluando varios factores tales como; el proceso, el costo, diseño mecánico, instalación, mantenimiento, capacidad, eficiencia, caída de presión, corrosión y los datos históricos previos existentes para la selección del mismo.

II.4.1.1.- Platos tipo válvula ("valve tray")

En este tipo de plato cada hueco es del orden de unos 40 mm y tienen instalada una válvula. El lloriqueo se reduce por la interrupción del paso de líquido a través de las válvulas. Éstas pueden ser circulares o rectangulares, con o sin una estructura "caging" (ver figura No. 2). El disco de la válvula sube a medida que aumenta el flujo de vapor. La máxima elevación del disco está controlada por la estructura "caging" o por el largo de los sujetadores ubicados en la parte inferior de la válvula ("piernas").^[12]

Figura No.3: Plato de válvula



A medida que el flujo de vapor disminuye la apertura del disco disminuye, lo que evita el goteo del líquido a través de los orificios, dando a este plato su principal ventaja: buena operación a flujos bajos, es decir, que proporciona gran flexibilidad, es decir, un elevado "turndown" (Ver sección 4.4.3). Estos platos pueden utilizarse cuando los requerimientos de flexibilidad son mayores de 3 a 1 (turndown 30%). Una desventaja que ofrece este tipo de válvula es que poseen una alta caída de presión y son de mayor costo.

II.4.1.2.- Platos tipo casquetes de burbujeo

Estos platos proveen una baja capacidad y un alto costo, comparados con los platos convencionales, pero éstos son la mejor alternativa para ser utilizados cuando se requiera minimizar el goteo del líquido y cuando se requiera de una gran flexibilidad operacional, aunque se necesita un tiempo adicional en la instalación de los casquetes.

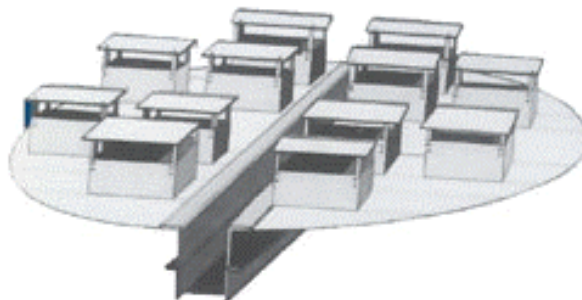
Figura No.4: Plato de casquetes de burbujeo



II.4.1.3.- Platos tipo chimenea

Tienen un alto desempeño como colectores de líquido y como distribuidores de vapor. Está fabricado para evitar el goteo, y tienen vertederos en los extremos, al centro o fuera de centro, con elevaciones múltiples que proveen de una buena distribución de vapor.

Figura No.5: Plato chimenea



II.4.1.4.- Platos perforados "sieve tray"

Son planos y perforados (ver figura No. 5). El vapor asciende por los orificios ocasionando un efecto equivalente a un sistema de multiorificios. La velocidad del vapor evita que el líquido fluya a través de los orificios (goteo). A velocidades bajas el líquido gotea (weeping) y el vapor no hace contacto con todo el líquido, reduciendo considerablemente la eficiencia. Estos platos tienen una flexibilidad operacional o turndown relativamente pobre, por lo tanto se recomienda este tipo de diseño para cuando el proceso sufre caídas de presión bajas (menores a 2.5 mm Hg) por plato o cuando se requieren bajos flujos (menores a 2 gal/min).

Estos platos son fáciles de fabricar y son bastante económicos ^[12]; para la mayoría de los servicios de fraccionamiento, los platos perforados representan la primera selección. Estos son de bajo costo y presentan una buena capacidad, excelente eficiencia, baja caída de presión y relativamente buena flexibilidad (hasta 3/1). Pueden usarse en servicios sucios, siempre que los platos sean diseñados para diámetros de orificios grandes (19 a 25 mm, 0.75 a 1.0 pulg.). ^[2]

Figura No.6: Plato perforado de 2 pasos



Actualmente los internos de la columna T-100X de PVAY-2 son casi en su totalidad platos de tipo perforado. La Zona de Rectificación entre la cabecera y el corte N° 1 está conformada por los platos 11, 10, 9 y el 8 A/B/C/D para un total de siete platos tipo perforado. La zona de Rectificación entre el corte N° 2 y el corte N° 3 está conformada

por los platos 8, 7 y 6 A/B/C/D para un total de seis platos, de los cuales los N° 7 y 8 son tipo toberas (jet) y los 6 A/B/C/D son tipo perforados de 2 pasos y la zona de Despojamiento formada por los platos 1, 2, 3 y 4, todos del tipo perforados.

II.4.2 PARÁMETROS HIDRÁULICOS DE LOS PLATOS

Algunas de las limitaciones de proceso y la nomenclatura frecuentemente usada en el diseño de platos son definidas a continuación:

II.4.2.1- Arrastre

El arrastre es el acarreo de gotas de líquido en la fase gaseosa, hacia el plato superior. Dicho arrastre resulta indeseable debido a que disminuye la eficiencia de la etapa. El arrastre ocurre cuando las velocidades de flujo de gas son muy elevadas o el flujo de líquido es mínimo, por lo que el diámetro de la columna debe ajustarse para que la velocidad de gas no origine arrastre (para un gasto de masa específico). El arrastre tiende a disminuir la eficiencia de la etapa y en consecuencia, se requieren etapas adicionales para lograr la separación que se desea. Para eliminar el arrastre puede ser necesario utilizar una columna de mayor diámetro. Por ello, debe establecerse un balance económico entre el número de platos y el diámetro de la columna cuando se determina hasta qué grado debe eliminarse el arrastre. ^[13]

II.4.2.2- Goteo (Weeping)

El punto de goteo se define como el flujo de vapor al cual el líquido comienza a pasar a través de los orificios del plato en forma continua. Esto no es necesariamente el límite inferior de operación para una buena eficiencia del plato. Para sistemas con altas relaciones de líquido, una pequeña cantidad de líquido pasando a través de los orificios no reducirá considerablemente la eficiencia del plato. ^[13]

II.4.2.3- Inundación (Flooding)

La inundación es una condición inestable que implica una acumulación excesiva de líquido dentro de la torre. La altura del líquido en el bajante y en los platos aumenta hasta llenar toda la torre de líquido. La acumulación de líquido es ocasionada generalmente, por uno de los siguientes mecanismos: inundación por arrastre (régimen

“spray” o “froth”), llenado excesivo del bajante y estancamiento excesivo de líquido por estrangulamiento del bajante “downcomer chock”. [13]

II.4.2.4- Inundación por chorro (Jet flood)

Esta condición se presenta cuando hay arrastre de líquido de un plato al plato superior debido a una excesiva velocidad del vapor a través del área libre de la torre. La inundación por arrastre se manifiesta a través de dos tipos de régimen: “spray” y espuma “froth”. El primer régimen se presenta a velocidades del líquido bajas y velocidades del vapor altas. El régimen de espuma se genera a velocidades altas de líquido y de vapor. Para evitar la inundación por cualquiera de estos regímenes es importante poner cuidado en el diseño del plato y el espaciado entre los platos.

II.4.2.5- Inundación del bajante (Downcomer Back up)

Cuando los bajantes no son lo suficientemente grandes para retirar el líquido del plato, la caída de presión en el bajante se hace muy grande y el bajante se llena completamente de líquido, produciendo inundación. La causa principal de la inundación del bajante es su “pérdida de sello”. Una de las causas es el hecho de tener una altura del vertedero inferior a la correspondiente al espacio libre del bajante (que permite el paso de la fase líquida al siguiente plato). De este modo, cuando el vertedero permite el paso de mayor cantidad de líquido que la que pueda manejarse por el espacio libre del bajante, éste se inundará. [13]

II.4.2.6- Sello del bajante

Un bajante no cerrado tiene como resultado un flujo de vapor ascendente a través del bajante, en lugar de ascender por el área de contacto del plato. Si ocurre lo anterior puede causar un estancamiento excesivo del líquido por estrangulamiento del bajante “downcomer chock”, y una prematura inundación del plato a flujos de diseño o menores.

II.4.2.7- Vaciado por falta de hermeticidad

El vaciado por hermeticidad consiste en una excesiva fuga de líquido a través de los orificios del plato, caracterizada por una caída significativa de la eficiencia del plato. Para un funcionamiento aceptable del plato, el flujo de vapor mínimo debe ser igual o mayor a aquel en que ocurre el vaciado. [2]

II.4.2.8- Velocidad en el bajante / Segregación

La velocidad del líquido en el bajante debe ser lo suficientemente baja para permitir la segregación del vapor y su salida del bajante contra un flujo de espuma en la entrada. Si la velocidad es excesiva, el aumento del nivel en el bajante debido a una areación puede causar la inundación del plato. Además, el vapor en la mezcla espumosa puede ser de tal magnitud que la segregación en el plato de abajo forme un reciclo de vapor que lo sobrecargue, ocasionando una inundación por chorro prematura. ^[2]

II.4.3. PARÁMETROS DE DISEÑO MECÁNICO DE PLATOS

Cuando un plato presenta problemas hidráulicos tales como goteo, arrastre inundación o cualquier otro, se deben hacer las modificaciones necesarias en la estructura del plato de manera de eliminar los mismos. A continuación se presentan una serie de parámetros que se pueden modificar.

II.4.3.1- Área Fraccional

El área fraccional es la relación de área de orificios y el área de burbujeo, expresada en fracción. A su vez el área de los orificios corresponde al área abierta del plato por donde pasa el vapor y el área de burbujeo es el la que se encuentra limitada entre los bajantes de entrada y salida, donde se lleva a cabo la transferencia de masa. A escala comercial, normalmente se utilizan áreas fraccionales entre 0.05 y 0.15, aunque lo óptimo está entre 0.08 y 0.12. En el caso de torres al vacío se recomiendan áreas fraccionales muy altas. A medida que se incrementa el área fraccional, aumenta la tendencia al goteo, disminuyendo la flexibilidad de la torre, se reduce la caída de presión y la retención de líquido en el bajante y aumenta la capacidad de la columna.

La capacidad de la columna se ve favorecida con un incremento del área fraccional cuando los límites de capacidad están dados por el arrastre, la inundación del bajante y la caída de presión del plato. ^[2]

En el caso de régimen de flujo atomizado y a bajas cargas de líquido en el régimen de espuma, un incremento del área fraccional reduce el arrastre en forma significativa, si

dicha área fraccional es menor a 0.08. En el régimen de espuma con moderada a alta carga de líquido (>3gpm/pulg), el área fraccional no altera significativamente la tendencia al arrastre.

Cuando la columna opera la mayor parte del tiempo bajo condiciones de flujos mínimos ("turndown"), el exceso de orificios se corrige bloqueándolos por medio de placas. Esto reduce el área fraccional y disminuye el goteo.

II.4.3.2.- Altura del vertedero

Los vertederos de salida son necesarios para mantener un nivel de líquido adecuado sobre el plato. Esto se aplica en el caso en que el régimen de operación es de espuma. En dicho régimen la eficiencia aumenta a medida que lo hace la altura del vertedero, aún cuando este aumento de eficiencia es pequeño para alturas entre 1 1/2 y 3 pulg. Pero el inconveniente es que a mayor altura, mayor es la caída de presión en el plato, la retención de líquido en el bajante, la velocidad de arrastre y la tendencia al goteo. En la mayoría de estos casos, se utiliza una altura del vertedero entre 2 y 4 pulg, aunque se recomiendan valores entre 2 y 3 pulg.

En el caso del régimen atomizado, la retención de líquido sobre el plato es independiente de la altura del vertedero, siendo en algunos casos hasta despreciable. Pero se debe realizar el diseño considerando que con cargas mínimas la operación normal puede cambiar de régimen atomizado a espuma, y además, porque el arrastre en el régimen atomizado aumenta a medida que disminuye la altura del vertedero. La mínima altura recomendada es 1/2 pulg, pero se prefiere un intervalo entre 3/4 y 2 pulg. Para columnas de vacío es común utilizar 1 pulg.

II.4.3.3.- Tipo de bajante

Existen varios tipos de bajantes. En la mayoría de los diseños de platos se utilizan bajantes tipo cordal o segmental. Cuando el uso de este tipo de bajante resulte en tener un área excesiva de bajante, se pueden usar bajantes de arco modificado. La ventaja del bajante de arco modificado, aunque es más costoso, es que provee un área máxima de

contacto en el plato; de esta forma se puede reducir el diámetro de la torre en diseños nuevos o eliminar restricciones en torres existentes.

II.4.3.4. Espacio libre por debajo del bajante

El espacio libre por debajo del bajante es la distancia vertical entre el borde del bajante y la cubierta del plato. Los valores de espacio libre por debajo del bajante deben estar por encima de 1 pulg (25 mm), lo cual está basado en una pérdida normal de cabezal (caída de presión) de 0.5 a 1.5 pulg (13 a 38 mm) de líquido caliente. Normalmente se recomienda usar 1.5 pulg (38 mm).^[12]

Para prevenir el desvío del vapor a través del bajante, éste debe sellarse a flujos de diseño de líquido en el plato inferior. Esto se verifica por un balance de presión en el bajante y el plato. De no tenerse un buen sello en el bajante se debe considerar el uso de un vertedero de entrada (a la entrada del líquido al plato inferior) o una caja de receso, en ese orden de preferencia.

Al reducir el espacio libre debajo del bajante en menos a 1 pulg (25 mm), se podría favorecer el sellado del bajante, siempre y cuando el llenado del bajante no sea excesivo a flujos de diseño. El bajante también debería mantener el sello a flujos mínimos. Sin embargo, el no mantener el sello rara vez resulta perjudicial y puede aceptarse.^[12]

II.4.3.5- Espaciamiento entre Platos

Es importante un espacio adecuado entre platos para la operación normal del mismo, así como para superar las condiciones limitantes (espuma, inundación, arrastre y goteo entre otras). En columnas industriales, el espaciamiento normal entre platos está entre 8 y 36 pulg.

Para diámetros de la columna mayores a 4 pies, es común un espaciamiento entre platos de 24 pulg; sin embargo se recomienda un intervalo entre 18 y 36 pulg cuando el mantenimiento es frecuente o el diámetro de la columna es mayor a 10 y hasta 20 pies.

II.4.4.- FLEXIBILIDAD OPERACIONAL DE LOS PLATOS

Un plato de fraccionamiento debe operarse dentro de cierto rango de flujos de vapor y líquido para obtener un comportamiento óptimo. Fuera de este rango la eficiencia es baja y/o la torre es inoperante.. Las limitaciones del comportamiento de plato se discuten a continuación.

II.4.4.1.- Cargas máximas

La capacidad máxima es la carga máxima de vapor que la torre puede manejar, la cual depende principalmente de las propiedades del sistema. La carga de vapor no puede ser incrementada por cambios en el diseño del plato o aumentos en el espaciamiento entre los platos, sino solamente por aumentos en el área libre de la torre.^[12]

Flujo máximo de vapor

Una velocidad lineal del vapor demasiado alta a través de los orificios del plato y/o a través del área libre de la torre puede causar:

1. Arrastre o inundación por chorro.
2. Alta caída de presión a través del plato, causando un llenado excesivo del bajante y por consiguiente inundación del plato.
3. Dependiendo de las propiedades del sistema (densidad del vapor y líquido y tensión superficial del líquido), flujos de vapores mayores a la llamada capacidad máxima, atomizará el líquido y lo arrastrará hacia arriba dependiendo de la geometría y el espaciamiento entre platos.

Flujo máximo de líquido

Flujos excesivos de líquido pueden llevar a:

1. Inundación del plato debido a la segregación insuficiente en los bajantes, excesiva caída de presión en el plato y excesivo llenado del bajante.
2. Goteo o vaciado a bajos flujos de vapor
3. Altos gradientes de líquido, los cuales originan una mala distribución del vapor y una pobre eficiencia de contacto (plato tipo casquete de burbujeo).

II.4.4.2.- Cargas mínimas

Flujo mínimo de vapor

Un flujo de vapor demasiado bajo puede causar:

1. Goteo o vaciado a flujos altos de líquido.
2. Pobre contacto y baja eficiencia del plato debido al mezclado inadecuado de vapor / líquido.

Estas condiciones pueden resultar de insuficientes cargas de vapor o excesiva área abierta en los platos, las cuales originan insuficientes velocidades de vapor a través de los orificios de los mismos.

Flujo mínimo de líquido

Un flujos bajo de líquido puede causar:

1. Arrastre a flujos altos de vapor.
2. Desvío del vapor ascendente por el bajante, en caso de que la altura de líquido claro sobre el plato, más la pérdida de cabezal en el bajante, no sean iguales o mayores que el espacio libre en el bajante a flujo mínimo.
3. Pobre contacto y baja eficiencia, debido a un líquido inadecuado en el plato.

II.4.4.3.- Flexibilidad operacional (Turndown ratio)

El turndown se define como la relación entre la capacidad máxima de operación y la capacidad mínima permitida. La mínima carga permitida generalmente está en el límite de goteo excesivo, mientras que la carga para operación normal está separada con un margen de seguridad del límite donde la inundación comienza a ser relevante. Esta da a la torre un rango de operación que asegura un funcionamiento satisfactorio de los platos y por ende la calidad de los productos. Normalmente se toma como referencia que la eficiencia del plato permanezca aproximadamente en 90% de su valor máximo. ^[2]

II.5. COLUMNAS EMPACADAS

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y el vapor a contracorriente, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie de contacto al gas. Las torres empacadas o secciones de torres empacadas deberían ser consideradas para los siguientes servicios: ^[12]

- *Servicios Corrosivos pero sin Ensuciamiento.* Destiladores de vacío u otros servicios sin ensuciamiento donde se requiere una baja caída de presión por etapa teórica.
- *Secciones de Fraccionamiento de Destiladoras de Vacío.* Menores caídas de presión puede resultar en un incremento en el punto de corte debido a presiones bajas en la zona de vaporización. El relleno debería ser considerado como una alternativa a los platos en diseños de torres nuevas y para eliminar cuellos de botellas en unidades existentes.
- *Despojadoras de Corrientes Laterales.* El empaque puede suministrar un ahorro significativo de vapor en torres con un uso grande de vapor. El empaque debería ser considerado como una alternativa a los platos y a torres nuevas y existentes.
- *Eliminación de Cuellos de Botella en unidades existentes,* especialmente en aquellas que están limitadas por el flujo de líquido.

A continuación se presenta algunos criterios para la selección del dispositivo de contacto más adecuado a ser considerado en el diseño de torres de fraccionamiento normalmente utilizadas en las instalaciones petroleras y petroquímicas. Se indican las ventajas o desventajas que proporciona la selección de empaques en diferentes tipos de servicio.

II.5.1 Factores que favorecen el empleo de torres empacadas ^[2]

A continuación se presentan las ventajas de usar columnas empacadas en lugar de columnas con platos.

- **Sistemas al vacío**

La caída de presión del empaque es mucho menor que la de los platos. Cuando se trata de platos, el área abierta en cada uno de ellos es normalmente 5 a 10 % del área transversal de la torre. Cada plato equivale a un orificio de restricción con una relación de área de 10 –20 a 1, lo que origina una velocidad alta y por lo tanto, una caída de presión alta. Adicionalmente, cada plato retiene normalmente 1 a 2 pulgadas de líquido, a través del cual debe pasar el vapor, proporcionando más caída de presión. En este caso la caída de presión está generalmente en el orden de 0.15 psi por etapa teórica. En el caso de una torre empacada, el área abierta es normalmente mayor que el 50 % del área transversal de la torre, y la resistencia del líquido al flujo de gas es relativamente baja. Esto origina una caída de presión típica de 0.04 psi por etapa teórica en el caso de empaques desordenados y en el caso de empaques estructurados se obtiene la mitad de ese valor (0.02 psi).

Tomando como ejemplo una columna de vacío con 10 etapas teóricas, que opera a una presión en el tope de 1 psi, si se diseña con platos la presión en el fondo será de 2.5 psi, mientras que al utilizar empaque solamente resultará de 1.4 psi. Con la torre empacada se obtiene mejor volatilidad relativa en el fondo, reduciendo así los requerimientos de reflujo, calor (rehervidor) y temperatura. Esto significa menor degradación del producto, mayor capacidad y menor consumo de energía, lo que representa una ventaja atractiva para la selección del empaque en este tipo de servicio.

- **Baja caída de presión**

El uso de empaque, como se mencionó en los párrafos anteriores, se ve favorecido cuando resulta económico minimizar la caída de presión. Un ejemplo típico es

una torre atmosférica o torre que opera a baja presión, cuyos productos de tope son comprimidos aguas arriba. Cada psi de caída de presión significa mayor requerimiento de compresión lo que se traduce en un mayor consumo de energía y mayor inversión para el compresor.

- **Remodelaciones “Revamp”**

La ventaja que tiene el empaque frente a los platos, en cuanto a caída de presión, es invaluable cuando se trata de remodelaciones de columnas al vacío. Al optimizar la presión de diseño, durante la remodelación, una reducción en la caída de presión se traduce en: un aumento de capacidad, un ahorro de energía, un mejoramiento de la separación, o en varias combinaciones de estos beneficios.

El empaque es un medio que permite intercambiar fácilmente capacidad por separación y viceversa. Utilizando empaques pequeños se puede convertir capacidad extra (sobrediseño) de la torre en etapas de separación adicionales. Mientras que al utilizar empaques grandes se puede superar un problema de embotellamiento por falta de capacidad a expensas de separación.

Si ambos casos pueden aplicarse dentro de diferentes secciones de una misma columna, asumiendo la ausencia de perturbaciones cerca de la alimentación, se puede lograr una mejora en la capacidad o en la separación, o en ambas al mismo tiempo con una mínima penalización. Una pérdida en la separación por el uso de empaques grandes puede compensarse mediante un pequeño aumento del reflujo. En torres con platos, el aumento del espaciamiento entre platos dará resultados similares, sin embargo, esto es mucho más difícil de lograr.

- **Sistemas corrosivos**

La variedad de materiales utilizados en la elaboración de empaques es mucho mayor que los que se usan normalmente para la construcción de platos. Los platos pueden ser manufacturados con materiales no metálicos, sin embargo, los empaques de

cerámica y plástico son económicos y efectivos. Por lo tanto, el uso de empaques en estos servicios resulta más económico y deseable.

- **Espuma (y emulsión)**

En platos hay mayor tendencia a la formación de espuma que en empaques debido a que las velocidades del líquido y del vapor son mayores, y el contacto entre ambas fases es más violento. La ventaja del empaque en este servicio es muy pequeña.

- **Poca retención de líquido**

Los empaques generalmente retienen poco líquido comparado con platos. Esto resulta ventajoso para casos donde se desea reducir la polimerización o degradación, y en otros casos como medida de seguridad que busca la reducción del inventario de material de alto riesgo.

II.5.2 Desventajas de las torres empacadas ^[2]

A continuación se presentan las desventajas de usar columnas empacadas en lugar de columnas con platos.

- **Sólidos**

Los platos, a diferencia de las torres empacadas, pueden manejar fácilmente sólidos. Esto se debe a que normalmente, tanto la velocidad del gas como la del líquido en los platos es mayor que en el empaque, dando un efecto de barrido que mantiene las aperturas y perforaciones limpias.

Los sólidos tienden a acumularse en los espacios vacíos (intersticios) del empaque, sin embargo existen muy pocas partes en un plato donde los sólidos puedan depositarse. Otro factor que desfavorece el uso de las torres empacadas en este servicio, es que se necesitan distribuidores de líquido, y su taponamiento ha resultado un problema

operacional muy común. Además la limpieza de los platos es mucho más fácil que la limpieza de empaques.

- **Velocidades altas de líquido**

Los platos con multipasos disminuyen efectivamente la carga de líquido que ve cada parte del plato. No se puede aplicar un truco similar en torres empacadas, la capacidad de estos, especialmente los estructurados, tiende a disminuir rápidamente a flujos grandes de líquido. Generalmente es más económico manejar flujos grandes de líquido con torres de platos.

- **Torres de diámetro grande**

En torres de diámetro grande los empaques son propensos a severos problemas de distribución. En torres de platos esto es mucho menos severo. Debido a esto es necesario el uso y diseño adecuado de una serie de internos en las torres empacadas.

- **Torres complejas**

Los rehervidores intermedios, intercondensadores, serpentines de enfriamiento y retiros laterales son más fáciles de incorporar cuando se tienen platos. Cuando se trabaja con empaque, cada complejidad requiere distribución adicional y/o equipo colector de líquido.

- **Materiales de construcción**

Debido a las láminas delgadas que se utilizan para la manufactura de empaques estructurados, el material de construcción requiere mayor resistencia a la oxidación y corrosión. En un servicio donde se requiere acero al carbón para la construcción de los platos, se necesita acero inoxidable para la manufactura de empaque estructurado.

II.5.3 TIPOS DE EMPAQUES

Los empaques pueden ser divididos en dos clases:

II.5.3.1- Empaques desordenados o rellenos: Son unidades o piezas discretas de empaques con una forma geométrica específica, los cuales simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer aleatoriamente. Son de uso común en la práctica comercial. Históricamente pueden ser divididos en tres generaciones.

La primera generación (1907 a 1950) produjo dos tipos básicos de formas simples, el anillo Rasching y la silla Berl, que vienen a ser los ancestros de los empaques desordenados modernos. Estos empaques se han vuelto obsoletos con los nuevos desarrollos, y rara vez son usados en la práctica moderna de destilación. La segunda generación (finales de 1950 principio de los setenta) produjo dos geometrías muy populares: el anillo Pall, que evolucionó del anillo Rasching, y la silla Intalox, que se desarrolló a partir de la silla Berl. Esta segunda generación de empaques todavía es popular y de extensivo uso en la industria. La tercera generación (mediados de los setenta hasta el presente) ha producido una multitud de geometrías comerciales, la mayoría de las cuales evolucionó de los anillos Pall y sillas Intalox.

Entre todos los empaques aleatorios los Anillos Pall son los de uso más común. Este tipo de empaques consta de una serie de anillos que pueden ser de acero al carbono, aluminio o plástico; superpuestos hasta una altura determinada.

Puesto que ellos tienen un beneficio de capacidad significativo, no son frágiles y han demostrado una alta flexibilidad operacional, deberían ser considerados como la primera alternativa para la mayoría de las separaciones, cuando la corrosión no representa un problema, ya que la vida útil de estos tipos de empaque depende principalmente del tipo de corrosión. Por el contrario, para servicios no corrosivos, pueden considerarse con una vida útil casi indefinida. ^[14]

El tamaño de estos empaques se encuentra entre ¼ y 3 in. Generalmente , los tamaños más pequeños de empaques al azar ofrecen superficies específicas mayores, pero los tamaños mayores cuestan menos por unidad de volumen y producen una menor caída de presión.

A manera de orientación general : los tamaños de empaques de 25 mm o mayores se utilizan generalmente para un flujo de gas de 0.25 m³/s, 50 mm o mayores para un flujo de gas de 1 m³/s.

Tabla No 5: Empaques desordenados

Empaque	Tamaño nominal, plg	Características		
		N _p , 1 /ft ³	a _p , ft ² /ft ³	e, ft ³ /ft ³
Anillos pall	2	176.8	34.3	0.951
	1.4	552.7	47.9	0.946
	1	1345.1	65.5	0.942
	5/8	6490.9	112.3	0.933
Anillos Hiflow	2	141.6	28.1	0.977
	1	1130.3	60.5	0.962
Anillos Bialecki	2	177.8	36.9	0.966
	1.4	514.7	47.2	0.965
	1	1472.5	68.6	0.945
CMR	1.5	1720.1	53.3	0.974
	1	4487.3	70.9	0.971
	5/8	15686	103.6	0.951
Anillos Rashing	5/8	10838	177.5	0.917

II.5.3.2- Empaque estructurado o sistemáticamente arreglado: Está constituido por capas onduladas de malla tejida (wire mesh) u hojas corrugadas. Este empaque es apilado ordenadamente en secciones dentro de la columna.

La primera generación de empaques estructurados (p. ej. Panapack) apareció hacia los años cuarenta. Estos empaques rara vez son usados en la actualidad. La segunda generación comenzó en los años cincuenta con empaques de malla tejida (“wire mesh”) de alta eficiencia tales como Hyperfil de Goodloe y los empaques Koch–Sulzer de malla tejida. Hacia los años setenta la aplicación de estos empaques cobró importancia en destilación al vacío, donde su baja caída de presión por etapa teórica es de gran ventaja. En este servicio son muy usados hoy en día. Los empaques de hoja corrugada, primeramente introducidos por Sulzer hacía 1970, comenzaron con la tercera generación de empaques estructurados. Con una alta capacidad, menor costo y menor sensibilidad a los sólidos (en comparación a los empaques de malla tejida), pero con una alta eficiencia, estos empaques se han vuelto más competitivos con otros internos convencionales, especialmente en aumentos de capacidad, hasta el punto de hacerlos uno de los internos mas usados en la actualidad. ^[14]

Los rellenos estructurados de ultima generación ya han sido adoptados como elementos eficientes de contactos líquido - gas para las columnas de destilación, en muchos servicios exigentes de fraccionamiento en el área de derivados de petróleo. Al respecto, se han reportado últimamente en revistas técnicas, una importante cantidad de remodelaciones realizadas en distintas plantas, utilizando geometrías regulares como reemplazo de los internos, con el objetivo de potenciar las capacidades de las instalaciones y mejorar las especificaciones de los productos. Estas nuevas aplicaciones en plantas de refinación han producido un desarrollo de nuevos internos y auxiliares de columnas, con diseño específico, produciendo una actualización tecnológica de importancia en esta área, que hasta no hace mucho tiempo se consideraba como madura en este aspecto.

El gran desempeño de estas estructuras fraccionadoras, consiste en un diseño geométrico único, que da como resultado una íntima relación de contacto entre las corrientes de gas y líquido gracias a una distribución radial de líquido. Estas estructuras

poseen una alta capacidad, una alta eficiencia y una baja caída de presión. En general, los empaques estructurados trabajan mucho mejor a parámetros de bajo flujo, y su cualidad de poseer una baja caída de presión, hace ver estas estructuras con un atractivo único para la destilación en columnas de vacío.

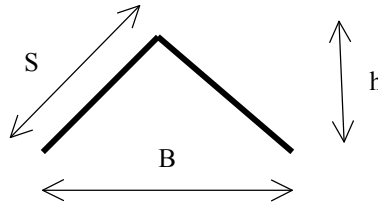
Figura No.7: Empaques estructurados de hoja corrugada



Los empaques de hoja corrugada son fabricados de hojas corrugadas de metal muy finas, arregladas unas paralelas a otras (Ver figura No.7). La superficie de las hojas corrugadas pueden ser planas, onduladas o en forma de punta o flecha. Las hojas corrugadas pueden ser perforadas o no perforadas. Las hojas corrugadas normalmente son ensambladas en elementos de tamaño estándar, que típicamente miden entre 8 a 12 plg. Las hojas en cada uno de estas capas tiene un ángulo fijo respecto a la vertical. Las capas adyacentes son rotadas formando un ángulo entre ellas típicamente de 90° .

El tamaño de la corrugación define el área abierta entre 2 capas de hojas corrugadas adyacentes (Ver figura No.8). Mientras más pequeños sean B , h y S , más angosta será las aberturas, y por lo tanto aumentara la eficiencia del empaque. Por otro lado al ser más estrecho la sección disminuye los espacios abiertos y aumenta la resistencia al flujo de vapor disminuyendo la capacidad, aumenta la posibilidad de taponamiento y ensuciamiento.

Figura No.8:Sección transversal de las hojas corrugadas



La relación entre B y h, S y h y el ángulo de la corrugación definen la geometría de el canal y la zona de contacto del flujo líquido –vapor. En algunos empaques , los lados de el triángulo que se muestra en la figura anterior son redondeados, dando un extra de capacidad al empaque, disminuyendo aun más la caída de presión y la retención. En la tabla No.6 se presentan algunas características de los empaques estructurados más comunes.

Tabla No.6:Características geométricas de empaques de hojas corrugadas más comunes.

Empaque	Geometría de corrugación			Geometría de las capas			Area superficial específica, #2/#2	Fracción vacía	
	Angulo	Altura h, in	Base B, in	Longitud lateral S, in	Altura, in	Angulo de rotación			Angulo con la abcisa de la torre
Mellapak									
125Y	45					90	45	38	
250Y	45	0.47	0.95	0.67	8.27	90	45	76	0.95
350Y	45					90	45	107	
500Y	45					90	45	152	
Flexipak (Y)									
#1	45					90	45		0.91
#2	45	0.49	1.02	0.71	10.5	90	45	68	0.93
#3	45					90	45		0.96
#4	45					90	45		0.98
Gempak									
#1A	45	1.00	2.00	1.44		90	45	35	0.96
#1.5A	45	0.71	1.41	1.03		90	45	49	
#2A	45	0.49	1.05	0.71	9.75	90	45	67	0.93
#2AT	45	0.45	1.07	0.70	9.75	90	45	68	
#3A	45	0.37	0.75	0.53		90	45	91	0.92
#4A	45	0.24	0.43	0.36		90	45	138	0.91
Intalox									
1T	28					90	45		
2T	28	0.41	1.53	0.88	11	90	45	67	0.97
3T	28					90	45		
Montz									
B1-100	37				8	90	45	30	
B1-200	37	0.59	1.57	0.98	8	90	45	61	0.94
B1-250	37				8	90	45	76	
B1-300	37				8	90	45	91	
Sulzer BX	45	0.25	0.5	0.35	7	90	60	150	0.9

Aparte de estos empaques Sulzer ha desarrollado los MellapakPlus los cuales presentan un mejor desempeño que los empaques convencionales de configuración similar. Estos empaques tienen la peculiaridad que la corrugación es redondeada lo cual permite tener una mayor área superficial.

Entre las características más importantes de los MellapakPlus están: ^[15]

- Muestra una significativa baja caída de presión en comparación con los empaques estructurados convencionales.
- Los MellapakPlus tienen aproximadamente de 20% a 30% más capacidad en comparación a los empaques estructurados convencionales (Mellapak), manteniendo la misma eficiencia.
- Estos empaques ofrecen una variedad de ventajas comerciales, se pueden usar para aumentar la capacidad de columnas ya existentes, en columnas de diámetro pequeño y en columnas de bajo vacío o a altas presiones.

El empaque de más uso dentro del mercado actualmente es el Mellapak 250Y. Aunque con la salida al mercado de su derivado, el MellapakPlus 252Y, está perdiendo terreno a favor de este.

II.5.3.3.- Comparación entre empaques estructurados y desordenados ^[12]

Capacidad y eficiencia: En general, los empaques estructurados muestran ventajas en capacidad y eficiencia comparados con empaques desordenados, cuando son operados a cargas líquidas menores (<49 m³/h/m², 20 GPM/ft²). Sin embargo, los empaques estructurados no deberían ser usados en servicios donde la presión de operación sea mayor de 100 a 200 psia, y/o con cargas líquidas muy bajas, debido a una severa reducción de eficiencia y capacidad de los empaques estructurados en estas condiciones.

Caída de presión por etapa teórica: Los empaques estructurados tienen una considerablemente menor caída de presión por etapa teórica que los desordenados.

Retención de líquido: En aquellas aplicaciones donde se necesite reducir la retención de líquido, debido a la posibilidad por ejemplo de degradación térmica, se debería preferir el uso de empaques estructurados.

Sensibilidad a problemas operacionales: Los empaques estructurados pueden absorber mejor que los empaques desordenados incrementos súbitos de presión, tales como los producidos al introducir agua en una torre de crudo, debido a su menor caída de presión y estructura en forma de “bloque”.

Mantenimiento / Inspección: Detectar un defecto de fabricación o instalación, o inspeccionar dentro de un “bloque” de empaque estructurado es extremadamente difícil y puede dañar el empaque. Inspeccionar las paredes de la columna (p. ej. para determinar corrosión) puede ser también difícil, y requiere dañar varios elementos de empaque. Es mucho más fácil inspeccionar un empaque desordenado.

Costo: Los empaques estructurados cuestan de 3 a 10 veces más por unidad de volumen que los empaques desordenados de 2 plg. Sin embargo, su mayor capacidad y eficiencia permiten el uso de columnas de menor altura y diámetro, por lo que será necesario realizar un análisis costo–beneficio y compararlo con un diseño de torre con empaque desordenado.

II.5.4 PARÁMETROS PARA EL CÁLCULO DE COLUMNAS EMPACADAS ^[14]

Entre los criterios que se usan más frecuentemente para el cálculo del diámetro de las columnas empacadas tenemos el de Inundación, Capacidad Máxima de Operación y máxima caída de presión. En los casos en los cuales se desea colocar empaques a una columna que ya se encuentra construida, y por lo tanto ya tiene un diámetro definido, estos criterios se pueden usar únicamente para evaluar los distintos tipos de empaques y escoger el que cumpla con todas las restricciones.

La manera más exacta de calcular estos parámetros es a través del uso de curvas obtenidas experimentalmente y reportadas por el fabricante. Sin embargo con frecuencia no se cuenta con esta información para un servicio en particular. Ante esta circunstancia se debe optar por usar correlaciones generalizadas de diseño. A continuación se expondrán las correlaciones mas usadas en la actualidad.

II.5.4.1- Correlaciones basadas en el concepto de inundación

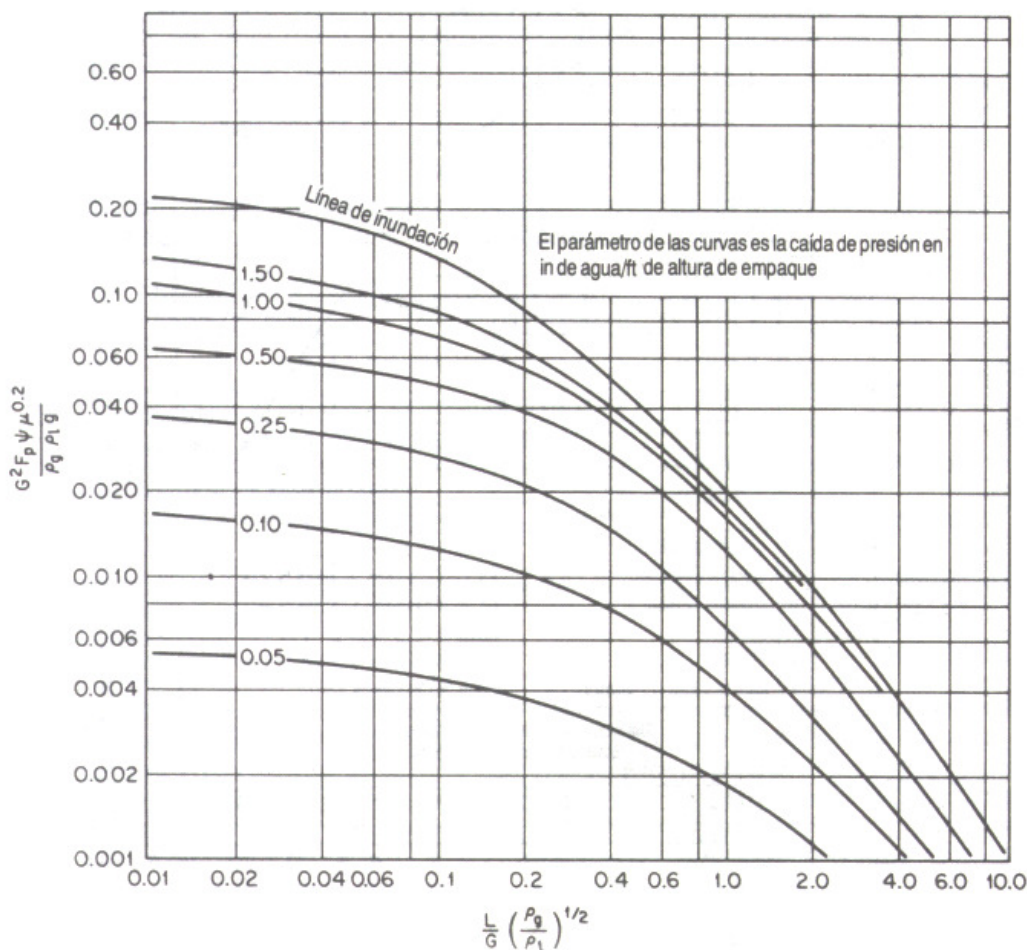
Se puede definir inundación como “una región de rápido incremento de la caída de presión con pérdida simultánea de eficiencia en la transferencia de masa, siendo un síntoma adicional una importante acumulación de líquido”. Las torres empacadas usualmente son diseñadas para un 70 a 80 por ciento de la velocidad de inundación.

Gráfico de Eckert: Este método cuyo nombre completo es “figura de Sherwood–Eckert Para una Correlación Generalizada de Caída de Presión”, también conocido como **GPDC** por sus siglas en inglés, ha sido el más empleado en la industria por décadas para calcular el diámetro de las columnas. La Figura 9 muestra esta correlación la cual permite predecir el punto de inundación de los empaques con una precisión de aproximadamente 20% de error, por lo cual se debe usar un factor de seguridad de 30% en la predicción del punto de inundación, es decir se debe diseñara para un 70% de la inundación. ^[14]

La abscisa de la figura de Eckert es el parámetro de flujo (Ecuación 4), y se recomienda el uso de la correlación de inundación (la curva de inundación en la Figura 9) sólo para empaques desordenados cuyos factores de empaque (F_p) excedan 60, es decir,

para empaques de baja capacidad para los cuales la gráfica predice bastante bien la inundación. Haciendo uso de esta gráfica se puede calcular la carga de vapor por área transversal en la inundación ($G_{filund.}$), a partir de lo cual se puede calcular el diámetro de la columna.

Figura 9. GRAFICA DE SHERWOOD–ECKERT.



Correlación de Kister y Gill: Esta correlación simplemente establece que: ^[14]

$$\Delta P = 0.115 \cdot F_p^{0.7} \quad (2)$$

Donde:

ΔP : Caída de presión por unidad de altura de empaque, plg. H₂O / pie.

F_p : Factor de empaque (m⁻¹). (C_f en algunas bibliografías)

La ecuación (2) expresa que la caída de presión en el punto de inundación es función solamente del factor de empaque. Una vez que se conoce esta caída de presión, la velocidad de inundación puede ser calculada usando cualquier método estándar de predicción de caídas de presión. Para empaques estructurados de alta capacidad, la ecuación (2) consistentemente predice puntos de inundación de 5 a 10% menores del valor real.

II.5.4.2-Correlaciones basadas en el concepto de máxima capacidad de operación.

La máxima capacidad de operación (MOC por sus siglas en inglés) se define como el “máximo flujo de vapor que permite una operación a un nivel de eficiencia normal del empaque”. Aún cuando algunos autores prefieren el uso de este concepto para el cálculo del diámetro de torres empacadas en vez del punto de inundación, determinar la MOC es difícil, y da lugar a un alto grado de subjetividad. Adicionalmente, la determinación de la MOC es sensible a la precisión en la medida de la eficiencia del empaque. Las correlaciones para la determinación del MOC a veces están disponibles en la literatura abierta, o en programas suministrados por los fabricantes.

La única correlación distinta a éstas es la de Kister y Gill: ^[14]

$$U_{S,MOC} = 0.95 \cdot U_{S,FI} \quad (3)$$

$U_{S,MOC}$: es la velocidad superficial de vapor en el punto de mojado máximo, (ft/seg)

$U_{S,fi}$: es la velocidad superficial de vapor en el punto de inundación, (ft/seg)

Esta correlación tiene una precisión de 20% de error, tanto para empaques estructurados como desordenados.

Normalmente, se recomienda diseñar torres empacadas con un margen del 10 al 20% del MOC. Puesto que la MOC esta usualmente 5% por debajo del punto de inundación, este criterio equivale a diseñar de un 76 a 86% de la velocidad de inundación, que es por lo tanto menos conservador que el criterio del factor de inundación.

II.5.4.3.- Correlaciones basadas en el criterio de caída de presión

El criterio de caída de presión se usa con frecuencia para especificar la capacidad de una torre empacada. Sin embargo, este concepto adolece de múltiples limitaciones, por ejemplo: ^[2]

- 1) La caída de presión varía con el diámetro de la columna para columnas menores a 1 m de diámetro, por lo cual no se deberían usar datos tomados en columnas de diámetro menor a 1m.
- 2) La caída de presión es mayor para lechos húmedos que secos.
- 3) Las mediciones de caída de presión en alto vacío (<50 mmHg) se ven afectadas por la caída de presión.

Cuando este criterio es usado, las torres son diseñadas de manera tal que la caída de presión en cualquier punto no exceda un valor máximo recomendado. Las caídas de presión recomendadas se listan en la Tabla No.7. La caída de presión es el criterio que generalmente fija el diámetro de la torre en los siguientes servicios: destilación al vacío, servicios con formación de espuma y cuando se requiere minimizar el tamaño del motor de compresores/sopladores.

Tabla No 7: Máximas caídas de presión recomendadas. ^[2]

Tipo de sistema	Máxima caída de presión, inH ₂ O/ft
Fraccionador atmosférico	0.5-1.0
Destilación al vacío	0.1-0.6
Empaques Mellapak	0.375
Empaques MellapakPlus	0.450
Empaques Gempak	0.375

Interpolación en gráficas GPDC. Consiste en superponer puntos de datos experimentales (para un empaque dado) en las curvas de la correlación de caída de presión generalizada (figuras GPDC), de manera que las figuras GPDC se convierten en figuras de interpolación. Las curvas de la correlación teóricas sirven de ayuda para guiarse en la interpolación de los datos experimentales, aproximando los datos experimentales a la tendencia teórica observada.

La abcisa de la gráfica esta dada por el parámetro de flujo:

$$F_{LV} = \frac{L}{G} \cdot \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (4)$$

Donde:

L: Flujo másico de líquido por área transversal de columna

G: Flujo másico de vapor por área transversal de columna

ρ_L : Densidad del líquido

Y la ordenada viene dada por el parámetro de capacidad (Co):

$$Co = U_s \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g}} \cdot F_p^{0.5} \cdot \nu^{0.05} \quad (5)$$

Donde:

U_s : Velocidad superficial del vapor, ft/seg

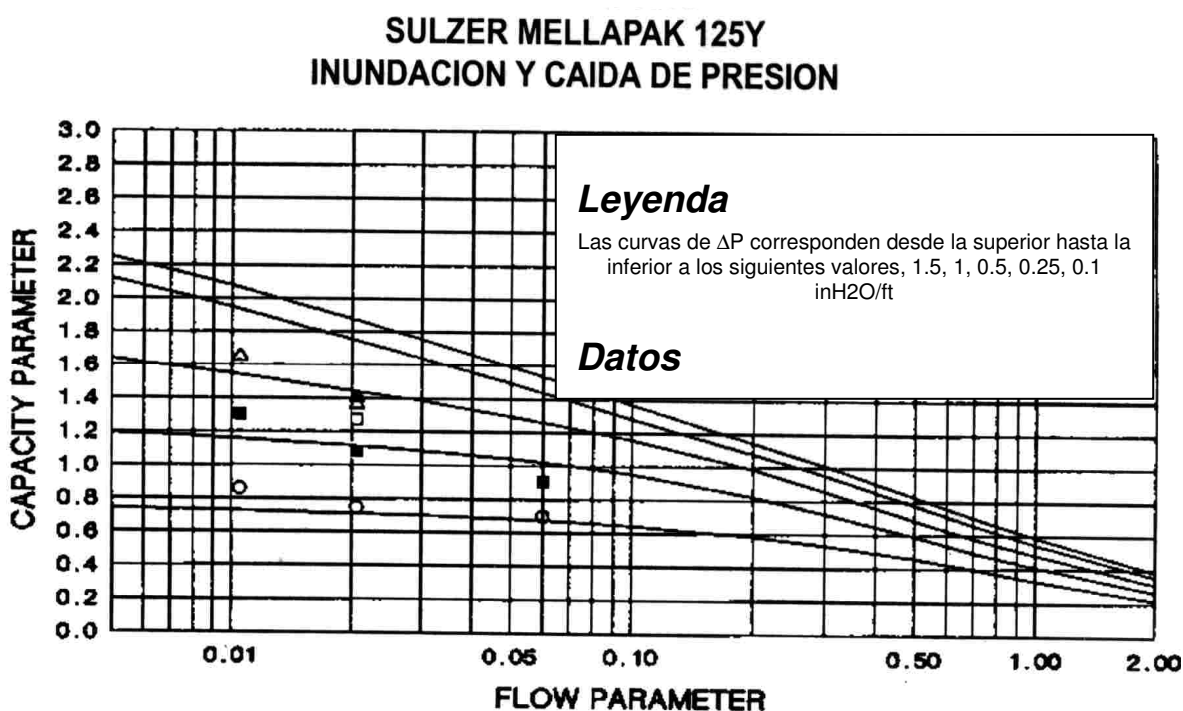
ν : Viscosidad cinemática, cst

F_p : Factor de empaque.

Un ejemplo de estas gráficas se muestra en la figura No. 10. En estas gráficas también se presentan datos correspondientes a la capacidad máxima de operación (MOC) y de inundación. Cuando esta información este ausente, las ecuaciones 2 y 3 pueden ser usadas para determinar aproximadamente el punto de inundación a partir de los datos de caída de presión.

Que criterio usar? Algunos diseñadores han abandonado el criterio de punto de inundación, a favor del de MOC. Ninguno de estos criterios esta libre de limitaciones, pero los asociados con el MOC son bastante más restrictivos. Independientemente del criterio que se use debe ser usado conjuntamente con El criterio de máxima caída de presión. La columna será entonces diseñada para el más conservador de los dos criterios.

Figura No.10: Ejemplo de GPDC para un empaque estructurado



II.5.4.4.- Tasa mínima de mojado

La tasa mínima de mojado (MWR por sus siglas en ingles) es el límite de estabilidad inferior de un empaque. Es la carga líquida por debajo de la cual la película de líquido descendente se rompe, y esta disminución de líquido produce que el empaque se “seque”. El área disponible para la transferencia de masa disminuye, y la eficiencia cae.

Los empaques estructurados se distinguen por sus características de mojabilidad superiores comparadas con los empaques desordenados. Con empaques metálicos, se ha reportado un funcionamiento satisfactorio hasta 0.1 gpm/pie² en hojas corrugadas, y hasta 0.05 gpm/pie² en empaques estructurados tipo malla tejida. ^[14]

II.5.5 ALTURA DE UNA COLUMNA EMPACADA ^[14]

El cálculo de la altura de una columna empacada puede ser obtenida usando cualquiera de los siguientes métodos el HTU o el HETP. Normalmente el método de HETP es preferido porque presenta las siguientes ventajas: ^[14]

- El HETP es más apropiado para sistemas multicomponentes, mientras el método de HTU es difícil de aplicar en estos casos. Esto se ve mas acentuado en el caso de crudos en los cuales ni siquiera se cuenta con los componentes, lo que se tiene es una curva de destilación, la cual da origen a Pseudo-componentes.
- El HETP puede ser usado en programas de computadora que calculan operaciones multietapas etapa por etapa.
- El HTU es más difícil de usar y más complejo, y adicionalmente no mejoran sustancialmente la precisión, en comparación con el método HETP, debido a que requiere de una cantidad de datos con los cuales muchas veces no se cuentan.
- El HETP permite una más fácil comparación con las columnas de platos.

La principal ventaja del método de HTU es que éste permite un análisis más sencillo en términos de coeficientes de transferencia de masa y además es más apropiado para modelar el sistema.

Entre los factores que afectan la eficiencia de un empaque se encuentran los siguientes:

Tamaño y tipo de empaque: Generalmente la eficiencia de un empaque aumenta cuando:

- El área superficial por unidad de volumen aumenta. La eficiencia aumenta cuando el tamaño del elemento del empaque disminuye (empaque desordenado) o el tamaño del canal se hace más pequeño (empaque estructurado) o la superficie del empaque está mejor distribuida alrededor del elemento de empaque.

Carga líquido/vapor: Para una operación estable con una relación L/V constante, generalmente:

- Las cargas de líquido y vapor tienen poco efecto en el HETP de un empaque desordenado.
- La eficiencia disminuye con la carga en un empaque estructurado. El efecto es más pronunciado en los empaques de malla tejida, y mucho menos pronunciado en los de hojas corrugadas. En los empaques estructurados tipo hoja corrugada con ondulaciones más grandes, la eficiencia es prácticamente independiente de las cargas líquido/vapor.

Distribución: Tanto una mala distribución de líquido como de vapor causan una disminución grande en la eficiencia de los empaques.

Presión: Generalmente la presión tiene poco efecto en la eficiencia de los empaques al menos por encima de presiones del orden de 0.07 a 0.14 bar abs. (1 a 2 psia). En destilación a alta presión (> 14 a 20 bar abs.) se ha observado que la eficiencia de los empaques estructurados disminuye con un aumento de presión.

Propiedades físicas: La eficiencia de un empaque es relativamente insensible a las propiedades del sistema. Sin embargo, para los sistemas acuosos, la eficiencia de un empaque estructurado tiende a ser menor que para sistemas no acuosos.

5.6 ALTURA EQUIVALENTE PARA UNA ETAPA TEORICA (HETP)

El concepto de HETP fue introducido para facilitar la comparación entre la eficiencia de torres empacadas y torres de platos. El HETP es definido como:

$$HETP = \frac{\text{Altura del lecho empacado}}{\text{Número de etapas teóricas que tiene el lecho}} \quad (6)$$

Debido a que solo unas pocas variables afectan significativamente la HETP, y a lo impreciso de hasta el mejor método de transferencia de masa, las reglas empíricas pueden ser usadas con confiabilidad. Para empaques desordenados las siguientes reglas son recomendadas: ^[14]

$$\left. \begin{array}{l} HETP \text{ (pies)} = 1.5 * d_p \text{ (plg)}, \\ HETP \geq DT, \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Para anillos Pall, o empaques similares de alta} \\ \text{Eficiencia. Donde } d_p \text{ es el diámetro del empaque.} \\ \text{Para } DT \text{ (diámetro de la torre)} < 2 \text{ pies} \end{array} \quad (7)$$

En columnas de alto vacío (< 0.15 bar abs.), y donde hay problemas de mala irrigación (“underwetting”) estas reglas pudieran ser optimistas, por lo que algunos autores han recomendado sumar 150 mm (6 plg.) a los valores anteriores debido a la reducida eficiencia de irrigación.

Para empaques estructurados una regla empírica que ha resultado satisfactoria es: ^[14]

$$HETP(\text{plg}) = \frac{1200}{a_p \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{ft}^2} \right)} + 4 \quad (8)$$

Donde:

a_p : Area superficial por unidad de volumen.

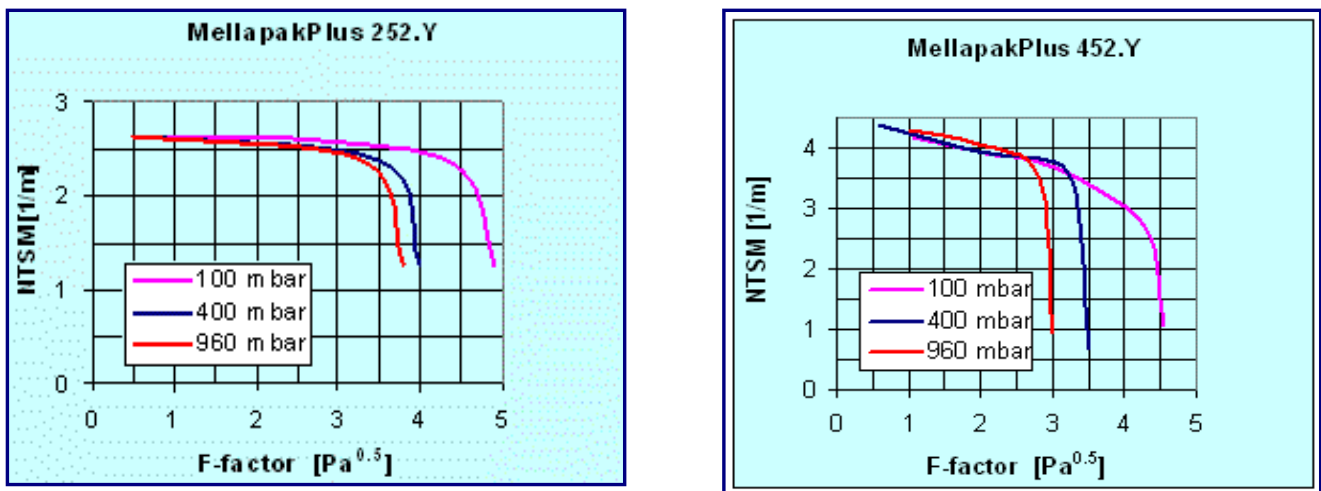
Se debe eliminar el 4 añadido cuando el ángulo de las ondulaciones (“crimps”) es de 45°

Predicción de HETP por interpolación de datos: La interpolación de datos experimentales es el método más confiable de obtener altura equivalente a una etapa

teórica (HETP) de diseño. Sin embargo se recomienda verificar los valores obtenidos por interpolación con las reglas empíricas expuestas con anterioridad.

A continuación se presentan una serie de gráficas de eficiencia para empaques estructurados de Sulzer (Figuras 11, 12 y 13), más específicamente la serie correspondiente a los Mellapak y MellapakPlus.

Figura No.11: HETP para MellapakPlus. ^[15]



En las figuras 11, 12, y 13 se puede observar el número de etapas teóricas por metro de empaque (NTSM = 1/ HETP) como función del factor F que se define como:

$$F = w \cdot \sqrt{\rho_g} \quad (9)$$

Donde:

W: es la velocidad superficial del vapor (m/seg).

ρ_g : Densidad del vapor (kg/m³).

Figura No.12: HETP para empaques Sulzer de gran capacidad. [16]

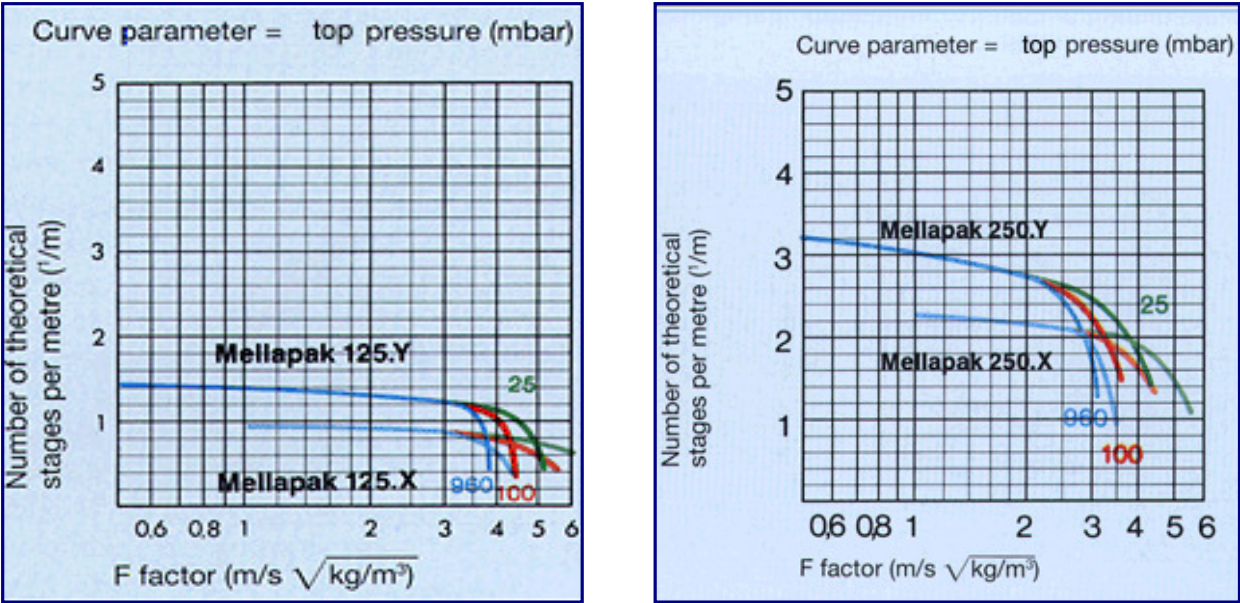
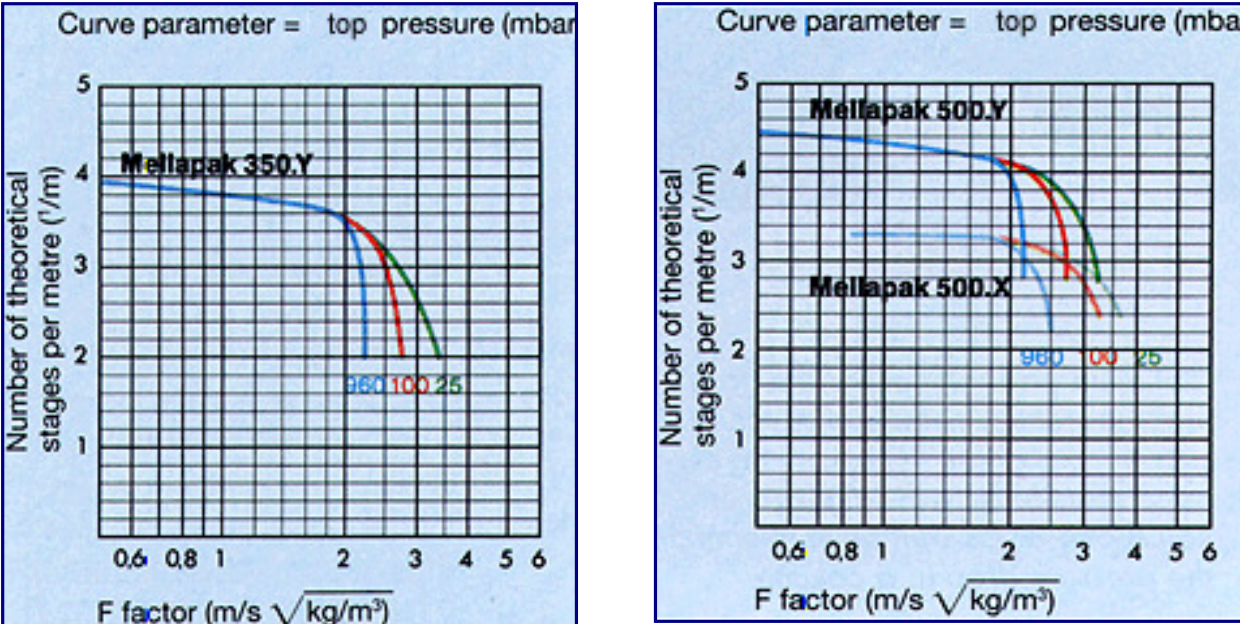


Figura No.13: HETP para empaques Sulzer de gran eficiencia. [16]



II.5.6 Efectos de la mala distribución en el diseño de columnas empacadas

Los efectos de una mala distribución son más severos en columnas grandes, empaques de pequeño diámetro y empaques estructurados. La eficiencia de un empaque puede disminuir por un factor de 2 a 3 debido a una mala distribución.

Una buena práctica de diseño es la de seleccionar un tamaño de empaque con una relación de diámetro de columna entre diámetro del empaque entre 10 y 40. Con frecuencia esto es impráctico, por lo cual son comunes relaciones mayores pero que no excedan una relación de 100.

Otro factor a ser tomado en consideración es que los lechos de empaques pequeños o estructurados que desarrollan más etapas teóricas por lecho son a su vez más sensibles a una mala distribución que un lecho de la misma profundidad, pero con empaques más grandes. Las columnas con menos de 5 etapas teóricas por lecho son relativamente insensibles a una mala distribución de líquido. Con 10 o más etapas por lecho, la eficiencia es extremadamente sensible a la mala distribución.

La reducción de la eficiencia de los empaques cuando se tiene una mala distribución se debe a la canalización del líquido por una sección del empaque, al ocurrir esto una gran cantidad de vapor pasa por la sección en donde no se tiene líquido lo cual disminuye la transferencia de masa.^[14]

II.6 INTERNOS DE TORRES EMPACADAS ^[2]

El buen funcionamiento de una torre empacada depende no sólo del tipo de empaque usado, sino también del diseño efectivo de los internos de la torre. La selección de los internos puede afectar tanto la eficiencia como la capacidad de operación. Una distribución adecuada del líquido y el vapor ayuda a proveer el contacto necesario líquido / vapor para obtener la máxima eficiencia del empaque.

A continuación se presentan los diferentes internos usados en torres de destilación empacadas así como parámetros para el diseño y escogencia del tipo de interno más adecuado.

II.6.1 Distribución de líquido

El distribuidor de líquido es el órgano interno más importante de una columna empacada desde el punto de vista de proceso. Se requiere un distribuidor de líquido en todos los lugares de la torre donde se introduzca una corriente externa de líquido. La uniformidad geométrica de la distribución del líquido tiene más efecto sobre la eficiencia de la empaquetadura que el número de puntos de distribución por pie cuadrado.

Cualquier distribuidor de líquido no está exento de una mala distribución, ya que por razones prácticas, el líquido puede ser dividido solamente en un número limitado de corrientes. Las consideraciones principales al seleccionar un distribuidor para un servicio dado son la compatibilidad con el servicio y evitar una mala distribución a gran escala

Los tipos más comunes de distribuidores de líquido comerciales se muestran en las Figuras 14, 15, 16. Actualmente están disponibles en el mercado varios diseños modernos, llamados con frecuencia “distribuidores de alto rendimiento”, los cuales son versiones sofisticadas de los de tipo común. Estos distribuidores tienen incorporadas características para minimizar una mala distribución a gran escala, y mejorar la compatibilidad con el servicio dado. Su diseño es propiedad de los fabricantes, y se puede

esperar que exhiban un mejor comportamiento que los distribuidores estándar, cuando están adecuadamente diseñados, fabricados e instalados.

Los distribuidores de líquidos son usualmente clasificados en distribuidores a presión y distribuidores por gravedad. En general los distribuidores a presión proporcionan mayor área abierta para un flujo de vapor dado y tienden a ser menos caros, más livianos, menos robustos y requerir menos tubería conductora que los distribuidores por gravedad. Sus desventajas son un alto costo de operación (debido a la caída de presión del líquido), susceptibilidad de taponamiento y corrosión, retención de líquido (“entrainment”), y una calidad de distribución de líquido relativamente inferior. Los distribuidores a presión más comunes son el de tubería perforada y el tipo rociador.

Los tipos más comunes de distribuidores por gravedad son el tipo vertedero y el tipo orificio. Ambos tipos pueden manejar grandes flujos de líquido. El tipo vertedero generalmente es uno de los distribuidores menos problemáticos, con una flexibilidad operacional (“turndown”) excelente, pero usualmente solo puede proporcionar un número limitado de puntos de goteo y es extremadamente sensitivo a la nivelación y agitación superficial. El tipo orificio puede sufrir corrosión y taponamiento, pero puede ser diseñado con un número mayor de puntos de goteo para permitir una distribución de líquido superior.

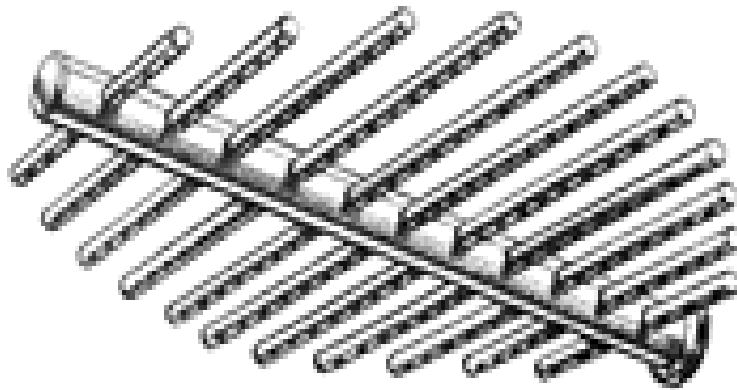
II.6.1.1 Distribuidores de tubería perforada ^[2]

Los distribuidores de tubería perforada (TP.) son usualmente del tipo escalera o anillo perforado. Las perforaciones son hechas en el lado inferior de la tubería. El de tipo escalera es usualmente el más fácil de fabricar, y es por lo tanto menos costoso que el de anillo perforado. Estos distribuidores son los más adecuados cuando las velocidades másicas del vapor son altas, y cuando se requiere de un área abierta que exceda el 70% para evitar inundación localizada. (Ver figura No. 14)

En general se deben seguir las siguientes recomendaciones para el empleo de estos tipos de distribuidores:

- Los distribuidores de tubería perforada son adecuados para líquido solamente, y deben ser evitados cuando hay presencia de vapor.
- Se recomienda generalmente que estén localizados de 150 a 200 mm. (6 a 8plg.) por encima del plato de retención, para permitir la separación del vapor del lecho antes de que pase a través del distribuidor.
- La velocidad del líquido en las perforaciones no debe exceder de 1.2 a 1.8 m/s (4 a 6 pie/s), y se debe evitar una alta caída de presión a través del distribuidor, puesto que esto pudiera restringir el número de puntos de goteo.
- Los distribuidores de tubería perforada deben ser evitados en servicios donde pueda ocurrir taponamiento, tales como cuando hay sólidos presentes, o cuando el líquido esta cerca de su punto de congelación. Tampoco deberían ser usados cuando el líquido pueda corroer, erosionar o expandir los orificios de otra manera, puesto que algunos orificios pudieran expandirse mas que otros, causando mala distribución.

Figura 14: Distribuidor de tubos escalonados



II.6.1.2 Distribuidores tipo boquillas rociadoras ^[2]

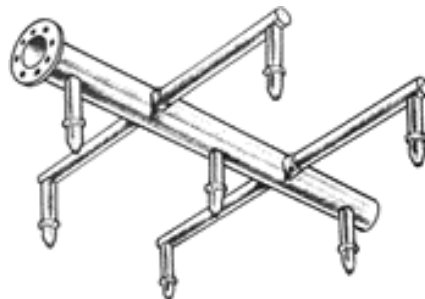
Los distribuidores de boquillas rociadoras (BR) son cabezales de tuberías equipados con boquillas rociadoras en la parte inferior de los tubos. Son mas usados en servicios de transferencia de calor y de lavado, y con muy poca frecuencia en secciones de fraccionamiento.

Los servicios donde estos distribuidores son frecuentes incluyen: columnas de crudo en refinerías, fraccionadores principales de FCC, torres de vacío en refinerías, columnas muy pequeñas (donde una sola boquilla cubra toda el área transversal de la columna), y aplicaciones donde se desee una gran capacidad de manejo de vapor. Se requiere el uso de eliminadores de líquido arrastrado (demisters) encima del distribuidor.

Algunas recomendaciones para su diseño y selección son las siguientes:

- Típicamente los distribuidores de boquillas rociadoras usan rociadores de ángulo ancho (120°), y están localizados de 460 a 900 mm por encima del lecho, irrigando un área de 0.5 a 0.9 m² (5 a 10 pie²) por boquilla). Las caídas de presión típicas están en el orden de 0.35 a 2.1 bar (5 a 30 psi).
- Se requiere del solapamiento de área irrigada por cada boquilla en el tope del lecho.– Como los distribuidores de tubería perforada, los distribuidores de boquillas rociadoras son sensibles al taponamiento, corrosión y erosión. Si se usan en servicios con sólidos, es obligatoria la filtración previa.

Figura 15: Distribuidor de boquillas rociadoras.

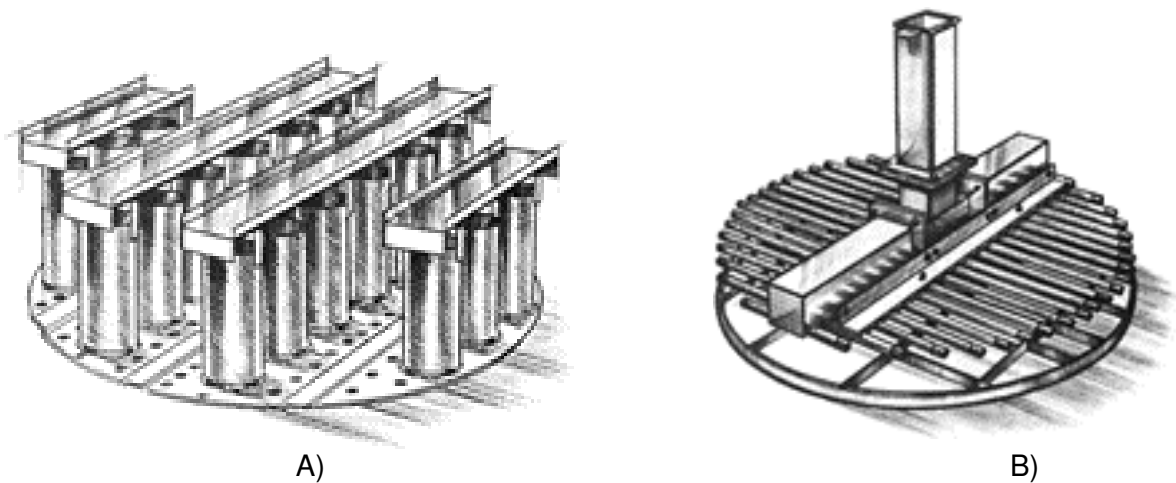


II.6.1.3 Distribuidores tipo orificio ^[2]

Los distribuidores tipo orificio (TO.) son usualmente del tipo bandeja o del tipo túnel. El primer tipo es el más adecuado para torres de pequeño diámetro (<1200 mm), mientras que el tipo túnel se usa para torres >1200 mm.

Un distribuidor tipo bandejas de orificio consiste de una bandeja equipada con tubos elevadores (raisers) para el vapor y perforaciones en el piso de la bandeja para el líquido. Los distribuidores tipo túneles con orificio consisten en canales paralelos con perforaciones para el líquido en el piso de los canales. Los canales a menudo están interconectados con otros canales cruzados que permiten mantener un nivel de líquido igual en los distintos compartimientos. Estos canales ecualizadores son más importantes en torres mayores de 3000 mm de diámetro.

Figura 16: A) Distribuidor tipo bandejas de orificio,
B) . Los distribuidores tipo túneles con orificio



Los distribuidores tipo orificio son capaces de manejar altas cargas de líquido. El área abierta para el flujo de vapor es relativamente baja en distribuidores tipo orificio. Estos distribuidores son más caros, más grandes, consumen mayor espacio vertical y son más difíciles de soportar que la mayoría de los demás distribuidores. Los distribuidores de túneles con orificio proporcionan mayor área abierta para el flujo de vapor, son más fáciles de soportar y son más adecuados para columnas de gran diámetro que los distribuidores

de bandejas con orificios. Algunas recomendaciones para el diseño y selección son las siguientes:

- Las vigas o anillos de soporte muy anchos pueden generar áreas pobremente irrigadas en el tope del empaque, y por tanto una mala distribución a gran escala. Se debe revisar muy cuidadosamente los soportes del distribuidor, de manera de garantizar una irrigación adecuada en la parte inferior, especialmente en la región de pared. No se recomienda soportar directamente un distribuidor de orificio encima del empaque, ya que se puede desalinearse durante el arranque de la columna.– Se prefiere el uso de distribuidores de orificio en servicios con espuma, ya que los puntos de goteo del líquido están separados de los elevadores (“risers”) del vapor.
- Se debe evitar el uso de distribuidores tipo orificio. en servicios donde pueda haber taponamiento, tales como hay presencia de sólidos o cuando el líquido está cerca de su punto de congelación.

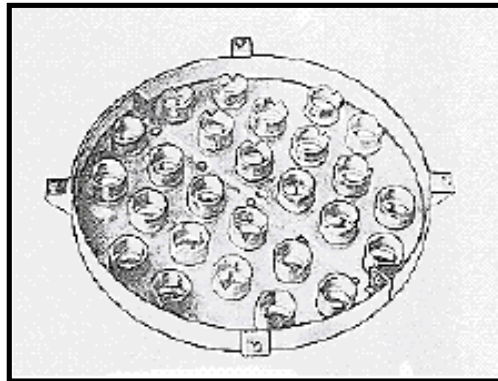
II.6.1.4 Distribuidores tipo vertedero

Los distribuidores tipo vertedero son usualmente de tipo vertedero elevador (weir riser) o del tipo bandeja con perforaciones en “V” (notched through). El primer tipo es usado comúnmente en columnas de pequeño diámetro (<600 mm), mientras que el último es usado tanto en columnas de mayor diámetro, como en columnas de menor diámetro.

Los distribuidores tipo vertedero elevador no son muy usados debido a la interdependencia entre los caudales máximos manejados de vapor y líquido, y los posibles correctivos a este problema originan una mala distribución. Los distribuidores tipo bandeja perforada son unos de los más usados, ya que son insensibles al taponamiento, corrosión y erosión, son los que tienen menos posibilidades de causar contratiempos durante la operación, pueden manejar grandes caudales de líquido con una alta flexibilidad operacional (turndown), y una área abierta para flujo de gas razonable (alrededor de 55 % de área abierta). En general consumen menos espacio vertical, son más fáciles de soportar y menos costosos que los del tipo orificio. Sin embargo, son

extremadamente sensibles a la falta de nivelación, agitación en la superficie del líquido y gradientes hidráulicos en los canales.

Figura 17: A) Distribuidores de bandeja perforada,
B) . Distribuidores tipo vertedero elevador



II.6.2 Criterios de diseño generales para distribuidores ^[17]

A continuación se presentan una serie de pautas que pueden ser de gran ayuda a la hora de escoger entre varios tipos de distribuidores:

- Un distribuidor o redistribuidor de líquido debe ser usado en cualquier lugar de una columna empacada donde una corriente externa líquida sea introducida en la columna. Si la corriente contiene vapores, o puede vaporizar en el distribuidor, se deberá usar un distribuidor especial para alimentaciones líquido - vapor.
- Es recomendable que sea el fabricante del empaque el que especifique y suministre el distribuidor. El usuario debe revisar críticamente tanto el diseño como las recomendaciones del fabricante.
- Se debe hacer una prueba del funcionamiento del distribuidor con agua antes del arranque. Esta recomendación es crítica en torres mayores de 2400 mm de diámetro.
- Se debe tener un mínimo de cuatro puntos de goteo por pie cuadrado. Esos puntos deben estar igualmente espaciados. El diámetro de las perforaciones debe ser mayor de 6 mm (1/4 de plg.) para evitar taponamiento. Normalmente se prefieren perforaciones de 12 mm.
- Como ya ha sido mencionado anteriormente, el distribuidor debe ser colocado al menos de 150 a 300 mm por encima del empaque para permitir la separación del vapor de los lechos antes de pasar por el distribuidor. Se recomienda de 460 a 610 mm de separación en el caso de distribuidores de boquillas rociadoras.
- Si el servicio contiene sólidos, o el líquido esta cercano a su punto de congelación, un distribuidor tipo vertedero es la mejor opción. Si a pesar de esto, se desea usar cualquier otro tipo de distribuidor, deberá instalarse un filtro aguas arriba. El tamaño de las aberturas del elemento filtrante debe ser al menos 10 veces menor que las perforaciones del distribuidor. El filtro debe ser instalado tan cerca de la columna como sea posible, y se debe incluir un filtro en paralelo.

- Se debe evitar el uso de distribuidores tipo orificio con perforaciones en la cara inferior del distribuidor, en servicios con taponamiento, incluso cuando se han instalado filtros.
- Cuando se requiere de un alto caudal de líquido, los mejores distribuidores son los del tipo bandeja con perforaciones en “V” (notched through), los del tipo orificio o los de boquillas rociadoras. Cuando se tiene un alto caudal de vapor, se debe evitar el uso de los distribuidores tipo bandeja de orificios y de vertedero elevador.
- La velocidad en la tubería de alimentación de un distribuidor por gravedad no debe exceder los 3 m/s, y debe ser preferiblemente menor de 1.2 a 1.5 m/s, ya que velocidades mas altas pudieran crear agitación en la superficie del líquido o excesiva aireación en el distribuidor.
- Cuando una tubería alimenta directamente un distribuidor tipo gravedad, el líquido entrante debe ser dirigido hacia el centro del distribuidor, con la finalidad de asegurar un nivel de líquido uniforme sobre todos los orificios. La tubería de alimentación debe estar colocada cerca de 50 a 200 mm por encima de el borde superior de la bandeja del distribuidor. Es importante asegurarse que el líquido sea alimentado dentro del distribuidor, y no pase a los elevadores (raisers) del vapor. Es mejor colocarle un codo a la tubería y continuar una corta distancia en un recorrido vertical descendente.
- Cuando sea posible, se deben evitar o minimizar bridas internas en las tuberías que alimentan distribuidores por gravedad. Si alguna es instalada, se debe inspeccionar cuidadosamente para asegurarse de que no hallan fugas. Una fuga significativa en una brida interna en distribuidores de bandejas puede ocasionar mala distribución.

II.6.3 Redistribuidores de líquido ^[2]

Los redistribuidores de líquido son usados siempre que una alimentación líquida intermedia sea introducida dentro de una columna empacada, o cuando se requiera de una redistribución de líquido entre secciones empacadas. Se deberá redistribuir el líquido cada 6 m. (20 pies) como máximo, o cada 10 veces el diámetro de la torre, lo que sea menor.

Existen tres tipos de redistribuidores :

1. Redistribuidores de Orificio: Son idénticos a los distribuidores de orificio, bien sea del tipo bandeja o canal, siendo la única diferencia la instalación de sombreretes o cintas en los risers de vapor para evitar la entrada de líquido del lecho empacado superior.
2. Redistribuidores de Vertedero: Son idénticos a los distribuidores tipo bandeja con orificios en “V”: Debido a que estos no pueden recoger el líquido de las secciones superiores, usualmente se requiere de un colector de líquido tal como un plato de chimenea o un plato colector de soporte.
3. Redistribuidores Tipo “Rascadores de Pared” (“Wall Wipers”) o “Roseta” (Rosette): Consiste de un anillo colector de líquido equipado con salientes cortos que se proyectan hacia el centro de la torre, direccionando de esa manera el líquido que viene de las paredes hacia el lugar deseado del lecho. Son adecuados únicamente para columnas de pequeño diámetro (menos de 600 a 900 mm). Generalmente son espaciados por aproximadamente 2 etapas teóricas de lecho empacado.

Generalmente, los redistribuidores para columnas de gran diámetro (>900 mm) son del tipo orificio o vertedero. El de tipo orificio es el más usado ya que no requiere la adición de un colector de líquido, el cual consume más espacio vertical e incrementa el costo y complejidad de una columna. Sin embargo, cuando el diámetro de la columna excede de 6 a 9 m., el redistribuidor solo no es suficiente para mezclar bien el líquido, por lo que se hace necesario el colector.

Las recomendaciones generales hechas para los distribuidores tipo orificio y vertedero aplican también para los redistribuidores del mismo tipo, al igual que las recomendaciones hechas para entradas líquidas a los distribuidores son comunes a los redistribuidores.

II.6.4 Distribuidores de vapor ^[2]

Los distribuidores de vapor típicamente están ubicados en o encima de la alimentación de vapor, entre secciones con empaques y platos, o encima de una sección de transición donde el diámetro cambia. Los tipos mas usados son los siguientes:

- Tubería “sparger” (tubería con perforaciones que va sumergida en el líquido, emitiendo el vapor en forma de burbujas).
- Distribuidor de vapor (esencialmente un plato tipo chimenea).
- Un soporte distribuidor de vapor (una lamina perforada con risers de vapor).

Los equipos de distribución de vapor deberían ser instalados siempre que un flujo de vapor de alta velocidad, desigualmente distribuido sea dirigido hacia un lecho empacado. En general, cuando el cabezal de velocidad de este vapor desigualmente distribuido (p. ej. vapor en la boquilla de entrada) es del mismo orden de magnitud de la caída de presión del lecho empacado superior, hay un incentivo para instalar un distribuidor de vapor; cuando es de menos de un décimo de la caída de presión del lecho, un distribuidor no genera ningún beneficio.

Algunas recomendaciones adicionales son las siguientes:

- Se requiere de un distribuidor de vapor cuando el factor F (ecuación 9) a la entrada de la columna excede $52.4 \cdot \sqrt{\Delta P}$. El factor F es igual a la velocidad de entrada en pies por segundo por la raíz cuadrada de la densidad del gas en libras por pie cúbico, y el ΔP es la caída de presión del lecho en pulgadas de agua por pie de empaque.
- Si el vapor entra en la columna con un factor F menor que $52.4 \cdot \sqrt{\Delta P}$ y la caída de presión del lecho excede 0.08 plg de agua por pie de empaque, no se considera que

la distribución del vapor cause problemas, y no se requiere de un distribuidor. Esto aplica para columnas menores de 6 m de diámetro.

- Si es aceptable una alta caída de presión, se recomienda el uso de una tubería tipo “sparger”, cuando el factor F de vapor a la entrada se encuentra entre $52.4 \cdot \sqrt{\Delta P}$ y $81.2 \cdot \sqrt{\Delta P}$, lo que elimina la necesidad de un distribuidor más sofisticado.
- La caída de presión a través de un distribuidor o un soporte–distribuidor debe ser al menos igual al cabezal de velocidad en la boquilla de entrada a la columna. Típicamente se usa una caída de presión de 1 a 8 plg. H₂O en estos distribuidores.
- No se deben usar soportes–distribuidores de vapor en servicios con formación de espuma.

II.6.5 Soportes de empaque ^[2, 17]

Los soportes de empaque deben cumplir con las siguientes funciones:

1. Soportar físicamente el empaque.
2. Proveer suficiente área abierta con el fin de permitir un flujo irrestricto de líquido y vapor.
3. Evitar la migración descendente de piezas de empaque.

El área abierta de la mayoría de los soportes de empaque modernos están en el orden de 70%, y es menor del 65% para soportes construidos en cerámica, carbono y plásticos. Cuando el área abierta de un soporte es relativamente pequeña, este puede convertirse en un cuello de botella para la capacidad de la columna. Una pista útil se tiene cuando se compara el área abierta del soporte con el área abierta fraccional del empaque.

Si la primera es significativamente menor que la última, se puede iniciar una inundación prematura en el soporte, y propagarse al empaque. Para evitar la migración descendente de piezas de empaque, las aberturas del soporte deben ser menores al tamaño del empaque. No se recomienda la práctica de colocar mallas metálicas encima del soporte, pues esto puede reducir el área abierta disponible.

Los tipo de soportes de empaque mas usados son los platos de soporte de inyección de gas, y los soportes tipo parrilla. Otros soportes también usados son empaques estructurados (en torres de vacío) y soportes corrugados (en torres menores de 600 mm de diámetro).

Figura 18: Soporte de lecho corrugados



Los soportes estándar metálicos y plásticos de inyección de gas pueden proporcionar un área abierta de aproximadamente 90% o mas del área transversal de la columna, con una caída de presión menor de 0.25 plg. de agua y que rara vez excede los 0.75 plg. de agua. Este tipo de soporte debe ser la primera selección con empaques desordenados plásticos y metálicos.

Los soportes tipo parrilla son generalmente menos caros que los de inyección de gas, y pueden suministrar áreas abiertas mayores al 70% en cerámica, y mayores al 95 % en metal y plástico. Son comúnmente utilizados para empaques estructurados, donde los soportes de inyección de gas normalmente son inadecuados.

Los soportes tipo parrilla no tienen suficiente área abierta para tamaños pequeños de empaques desordenados. La mayoría de los diseños estándar de soportes tipo parrilla son adecuados para empaques mayores de 40 mm (1.5 plg.).

II.6.6 Colector de líquido. ^[17]

En ocasiones es necesario interceptar todo el líquido que purga hacia abajo la columna. Esto puede ocurrir debido a un agrandamiento o contracción del diámetro de la columna cuando se está operando con gastos del líquido de más de 15 gpm/ft². Si la parte inferior de la columna tiene un diámetro mayor que la superior, el líquido debe recolectarse en el fondo de la sección con diámetro menor. Entonces se alimenta a un redistribuidor ubicado en la parte superior de la sección de diámetro mayor, de manera de irrigar de manera uniforme la sección inferior. Si la parte inferior de la columna tiene un diámetro menor que la superior, el líquido debe recolectarse en el fondo de la sección de mayor diámetro. A continuación, a un redistribuidor que está en la parte superior de la sección de diámetro menor para evitar el flujo excesivo sobre la pared en la sección inferior.

En aplicaciones que deben usar un lugar para la alimentación que no se acoplará a la composición del líquido interno, esa alimentación debe mezclarse con el líquido que fluye hacia abajo. Uno de los métodos para realizar esto es el uso de una placa colectora que se instala debajo de la sección de rectificación de la columna. El líquido de la alimentación entonces se agrega al estanque del líquido que fluye hacia abajo y que se encuentra en esta placa colectora. Una disposición de ese tipo proporciona por lo menos un mezclado parcial de la alimentación con el efluente del rectificador que corre en el conducto descendente del líquido, para dar una composición más uniforme del líquido que esta sobre el distribuidor que irriga la sección de separación de la columna.

La tolerancia en la altura depende del estilo de colector que se use. La altura puede ser tan pequeña como 2 ft o tan grande como 5. Otra práctica habitual es emplear un plato de chimenea como colector al mismo tiempo que permite una mejor distribución del vapor.

II.7. CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS

II.7.1.- Destilación ASTM

En vista que un crudo o un destilado derivado del mismo, tiene una gran variedad de componentes el mismo no se puede especificar por componentes, por lo tanto se debe caracterizar en base a su curva de destilación. A continuación se muestran una serie de descripción de pruebas de laboratorio realizadas a los crudos para especificar los mismos.

[2]

II.7.1.1- Destilación 15/5 (TBP, ASTM D-2892).

Destilación discontinua de laboratorio realizada en una torre de fraccionamiento de quince platos teóricos con una relación de reflujo de cinco a uno, por lo que se realiza un buen fraccionamiento que conduce a temperaturas de ebullición exactas. Por esta razón, la destilación se conoce como destilación de punto de ebullición verdadero (TBP). Este tipo de análisis requiere de mucho tiempo para su realización.

La destilación se realiza hasta que la temperatura en el matraz es de 375° C y menor de 250° C bajo condiciones de vacío, con la finalidad de evitar el craqueo térmico de la mezcla. La destilación TBP puede ser usada para crudos y para cualquier mezcla de petróleo excepto para LPG, naftas muy livianas y fracciones con puntos de ebullición mayores de 400 °C (725 °F). [18]

II.7.1.2- Destilación ASTM D-86

Es un método estándar de análisis para topes, naftas, kerosén y gasóleos. Es una destilación batch atmosférica sin reflujo y puede ser usada hasta 250° C. El análisis toma aproximadamente 20 minutos y los resultados se reportan en % en volumen.

II.7.1.3- Destilación ASTM D–1160

Este método cubre la determinación, a presión reducida, de rangos de temperatura de ebullición de productos de petróleo que puede estar parcial o completamente vaporizados, a una temperatura mínima de líquido de 400 °C (750 °F) y a presiones entre 50 mmHg y 1 mmHg.

II.7.1.4- Destilación simulada (ASTM D–2887)

Consiste en distribuir en rangos de ebullición las fracciones de petróleo utilizando cromatografía de gas. Este método cubre la determinación de distribución de rango de ebullición de productos del petróleo. Es aplicable a productos de petróleo y fracciones de un punto final de 538 °C (1000 °F) o más bajos, a presión atmosférica. El método no está diseñado para ser usado con muestras de gasolina o componentes de gasolina. Está limitado para muestras que tienen un rango de ebullición mayor a 55 °C (100 °F) y que tengan una presión de vapor suficientemente baja para permitir el muestreo a temperatura ambiente. Este tipo de destilación es una herramienta analítica bastante rápida y los datos derivados son esencialmente equivalentes a los obtenidos por destilación TBP.

II.7.1.5- Destilación molecular

Método aplicable a todo tipo de residuo cuya temperatura inicial sea igual o superior a 343 °C (650 °F) y su viscosidad cinemática igual o inferior a 300 cSt a una temperatura de 140 °C (284 °F).^[2]

II.7.2.- Gravedad API

El sistema API, desarrollado por el “American Petroleum Institute” es una escala empírica para expresar las gravedades específicas en grados, comenzando con 10 °API para la gravedad específica del agua a 60 °F. Esta se relaciona con el peso específico de tal manera que un incremento en la densidad API corresponde a un descenso en el peso

específico. Las unidades de densidad API son °API y pueden ser calculados a partir del peso específico mediante la siguiente ecuación:

$$API = \frac{141.5}{g.e.} - 131.5 \quad (10)$$

Donde:

°API: Gravedad API del crudo, °API

GE: Gravedad específica de la muestra a 60 °F, adimensional

La gravedad API es determinada directamente por flotación del hidrómetro del apropiado rango sobre la muestra. Este valor debe ser corregido a una base de 60 °F, sin embargo, no todas las técnicas de laboratorio aplican el factor de corrección. [4]

II.7.3.- Factor de caracterización

Índice de calidad de la carga, útil también para correlacionar datos basados en propiedades físicas. La definición numérica del carácter químico de los hidrocarburos es un medio para correlacionar las propiedades de las mezclas. El factor de caracterización Watson – Nelson se define como:

$$K_w = \frac{1.22 \cdot (T_B)^{1/3}}{g.e} \quad (11)$$

Donde.

KW: factor de caracterización

T_B: Punto de ebullición a presión atmosférica, °K

g.e.: gravedad específica, 15.5 °C / 15.5 °C

Cuando se aplica a fracciones, TB es el punto de ebullición medio volumétrico. Además de su relación con las correlaciones indicadas, el factor de caracterización se usa mucho para definir las propiedades de las fracciones del petróleo que caen en la estructura general desde la nafténica a la parafínica. Sus valores numéricos varían de 10.50 a 12.50. [4]

II.7.4.- Grado de separación (gap) y solapamiento (overlap)

Estos parámetros definen el grado de separación relativo entre fracciones adyacentes. El GAP es la diferencia positiva entre el punto inicial ASTM del corte pesado y el punto final ASTM del corte liviano. Se determina de la siguiente manera:

$$GAP = T_{5\%P} - T_{95\%L} \quad (12)$$

Donde:

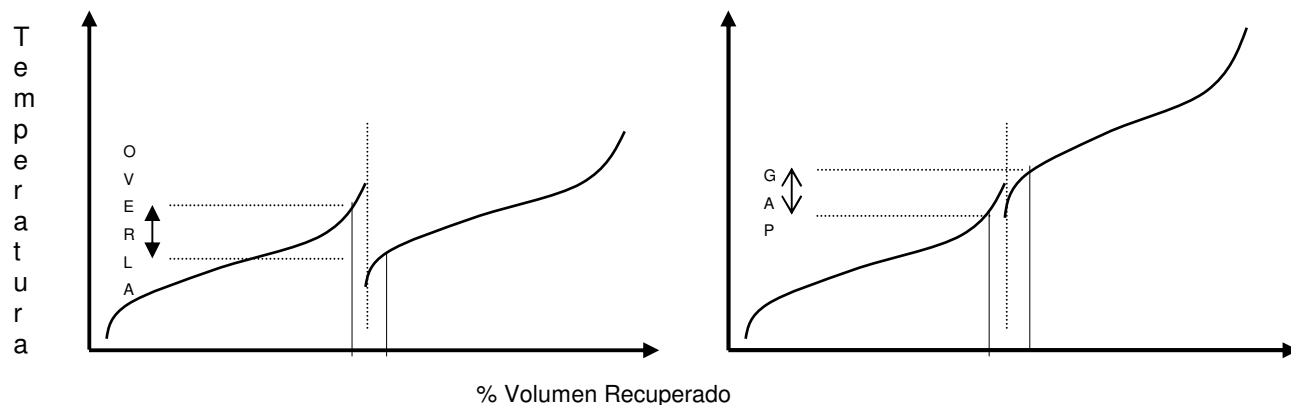
$T_{5\%P}$: punto inicial ASTM del corte pesado

$T_{95\%L}$: punto final ASTM del corte liviano

Si la diferencia entre el punto inicial ASTM del corte pesado y el punto final ASTM del corte liviano es negativa recibe el nombre de OVERLAP. Si se tiene OVERLAP indica que la separación es ineficiente o difícil de lograr.

$$OVERLAP = T_{95\%L} - T_{5\%P} \quad (13)$$

Figura 19: GAP y OVERLAP



II.8. PAQUETES DE SIMULACIÓN

II.8.1.- PRO II con PROVISION

En la actualidad se utilizan modernas técnicas computacionales para la resolución de las ecuaciones que modelan el comportamiento de la torre de destilación, las cuales se encuentran disponibles en diversos paquetes comerciales de simulación de procesos. Estos permiten lograr una alta precisión en el diseño, la cual solo esta limitada por la exactitud en el modelaje del comportamiento termodinámico del sistema.

En la industria nacional tienen amplia aplicación el paquete de simulación PRO II (SIMCI), para servicios de refinación ya que modela el comportamiento de la mayoría de los tipos de torres existentes. En general pueden simularse torres con múltiples alimentaciones, múltiples etapas de enfriamiento, múltiples retiros laterales (líquido o vapor), condensadores parciales o totales, etc.

El procedimiento de diseño de una torre de fraccionamiento comienza con un requerimiento o grado de separación entre los componentes de una mezcla que se desea obtener. La información suministrada al simulador debe permitir alcanzar una solución única, tomando en cuenta que se dispone de un total de $(N - 1) * 2$ grados de libertad para definir la operación de una torre de fraccionamiento. Siendo N el número de productos de la torre.

La metodología utilizada para el diseño de una torre de fraccionamiento involucra las siguientes etapas:

1. Caracterización de las corrientes de proceso
2. Selección de métodos termodinámicos
3. Generación de pseudocomponentes
4. Generación balance detallado del masa y energía

II.8.1.1 Caracterización de la alimentación y/o mezcla de productos

Para caracterizar la alimentación (crudo) a un proceso de destilación, existen dos procedimientos:

- Se usa los datos del crudo para generar los pseudo componentes.
- Se usa los datos de los productos; se mezclan y la mezcla resultante se utiliza para generar los pseudocomponentes.

Normalmente se prefiere el segundo procedimiento. En este caso se prefiere mezclar volumétricamente los productos y caracterizar la mezcla, antes que caracterizar independientemente los productos y luego mezclarlos, por las siguientes razones:

- Se evitan duplicación de pseudocomponentes por el solapamiento que existe entre las curvas TBP de las fracciones.
- La curva TBP resultante suaviza los extremos de las curvas de las fracciones individuales, extremos que normalmente son imprecisos.

Este procedimiento no se recomienda para fracciones con curvas TBP solapadas y curvas de propiedades físicas muy diferentes (por ejemplo crudos y corrientes hidrocraqueadas); en este caso se deberá caracterizar cada corriente por separado.

II.8.1.2.- Métodos Termodinámicos

El diseño de torres de fraccionamiento requiere de la predicción del comportamiento en el equilibrio de una mezcla líquido–vapor, el cual depende principalmente de la naturaleza de las especies químicas que constituyen la mezcla y de las condiciones de operación de la unidad en estudio.

Los métodos o modelos termodinámicos predicen el comportamiento en el equilibrio de una mezcla líquido vapor, sin embargo, en las unidades de crudo, la

exactitud de los resultados depende mucho mas de la caracterización de la corriente que del método termodinámico seleccionado. Los métodos de mayor aplicación son:

Soave–Redlich–Kwong (SRK) y Peng–Robinson (PR)

SRK y PR dan excelentes resultados de 0 a 5000 psi y en un extenso rango de temperatura, desde – 460 °F hasta 1200 °F. Sin embargo, en la región crítica SRK predice el equilibrio líquido–vapor con poca aproximación mientras que PR da mejores resultados en esta región. Las densidades estimadas pueden alcanzar desviaciones del 10 al 20 %. No se recomiendan para sistemas muy alejados de la idealidad.

Las aplicaciones típicas en las cuales estos métodos reportan mejores resultados corresponden a demetanizadores, debutanizadores, separadores etano–etileno, propano–propileno y absorbedores de la cola liviana. ^[18]

Grayson–Streed (GS)

La correlación de Grayson Streed es una extensión de la metodología de Chao Seader (CS), la cual permite extender la validez de esta última hasta temperaturas de 800 ° F y presiones de 3000 psi. El rango de aplicabilidad de esta correlación comprende temperaturas entre 0 y 800 ° F y presiones inferiores a 3000 psi.

La correlación se utiliza generalmente para la simulación de unidades atmosféricas de crudo, hidrotratadoras y reformadoras. No es recomendable utilizar CS y GS para modelar la separación de componentes con poca diferencia de volatilidad, ya que generalmente sobre estima esta variable y predice una separación mejor a la real. ^[2]

Sin embargo en el caso de las columnas de vacío el método que usualmente con el cual se obtienen mejores resultados es Grayson Streed aunque en ocasiones se recomienda cambiar el modelo de cálculo de entalpías de Curl Pitzer por el método de Lee Kesler. ^[18]

Braun K10

Este método se aplica generalmente a temperaturas superior a 100 ° F y presiones menores a 100 psia. Ha demostrado ser efectivo en la simulación de unidades de vacío y es el mas recomendado para predecir el comportamiento de crudos pesados. Sin embargo no predice eficientemente la separación de las fracciones livianas. [18]

II.8.1.3.- Generación de pseudocomponentes

A partir del ensayo del crudo o fracción de crudo, se puede caracterizar dicha corriente con la ayuda de un simulador de procesos, para ello hay que determinar el número de cortes para cada rango de punto de ebullición siguiendo los siguientes criterios: [2]

- Mayor número de cortes en los rangos de punto de ebullición donde se requiere un fraccionamiento más detallado.
- Limitar el rango más alto de punto de ebullición a 1650 °F (900 °C) ya que las correlaciones de propiedades críticas fallan por encima de esta temperatura.
- Por encima de 1200 °F (650 °C) usar un mínimo de cortes ya que este rango normalmente no es fraccionado. En caso de crudos pesados y/o la simulación de una unidad de vacío se deberá usar mayor número de pseudocomponentes en este rango.

En general para establecer el número definitivo de pseudocomponentes en una corriente, se debe verificar que el modelo construido en el simulador reproduce las características del crudo en estudio, determinando el porcentaje de desviación entre las propiedades calculadas y los datos de laboratorio. Normalmente se puede aceptar un porcentaje de desviación en las curvas de destilación del orden del margen de error del

ensayo, sin embargo en el caso de crudos pesados puede requerirse relajar esta especificación, todo dependerá de la precisión requerida.

Normalmente se logra mejorar la reproducción de los datos experimentales, incrementando el número de pseudocomponentes en el intervalo de punto de ebullición donde se observan mayores desviaciones. El compromiso entre la precisión requerida, los costos de computación y la facilidad en el manejo de la información, determinaran el número definitivo a utilizar. ^[18]

II.8.1.4.- Generación del balance detallado de masa y energía

La información requerida por el PRO II, para la simulación de una torre de fraccionamiento y generar el balance de masa y energía se resume a continuación:

- Estimado del número de etapas teóricas requeridas para la separación
- Fase, flujo y composición de la corriente de alimentación a la torre.
- Estimado de la localización del plato de alimentación
- Características de los productos y plato de retiro
- Tipo de condensador y condiciones de operación
- Estimado de la carga calórica del condensador rehervidor o etapas de enfriamiento intermedias.
- Caída de presión en la torre

El simulador proporcionara la fase, flujos, composición, propiedades y condiciones de temperatura y presión de todos los productos; la carga calórica del condensador, rehervidor y/o etapas de enfriamiento intermedias; el perfil de liquido/vapor en la columna y la temperatura y presión de cada etapa teórica.

Esto representa el balance de masa y energía de la torre en cuestión. Para el dimensionamiento de torres de fraccionamiento nuevas, se puede determinar el diámetro de la torre, la presión óptima de operación, la localización más conveniente del plato de

alimentación, se puede analizar el efecto del porcentaje de vaporización en el rehervidor sobre el diseño propuesto, determinación del plato de control de temperatura, etc.

En estos casos es necesario suministrar adicionalmente el tipo de plato, espaciamiento entre platos, el número de pasos, el porcentaje de inundación recomendado para el servicio, entre otros.

Cuando se evalúan torres existentes, el paquete de simulación también permite determinar el porcentaje de inundación plato a plato, la eficiencia del equipo y otros parámetros adicionales que dependerán del objetivo de la evaluación. ^[18]

II.8.2.- TOOLKIT

El programa Lagoven Engineering Toolkit comprende una serie de hojas de cálculo que permiten realizar el dimensionamiento o la evaluación de diversos equipos de procesos y ejecutar balances de masa y energía de unidades de proceso. Para efectos de este trabajo se usara para evaluar la operación de distintos tipos de platos (perforado, jet) y de empaques para determinadas condiciones.

La hoja de cálculo de platos está basado en los principios de diseño de platos de las normas PDVSA parte de las cuales se discutieron con anterioridad, aunque se usa más a menudo para la evaluación de platos ya existentes. En el caso de los empaques igualmente, pero esta limitado en cuanto a la variedad de empaques.

En el caso de la evaluación de platos el programa calcula todos los parámetros hidráulicos del plato, llenado del bajante, sellado del bajante, así como también los parámetros de inundación a partir de los datos fluido dinámicos del sistema y de los datos mecánicos del plato.

En el caso de los empaques los parámetros que el programa evalúa son caída de presión, porcentaje de inundación, y capacidad. Adicionalmente para diseñar una sección empacada el programa reporta los datos de eficiencia (HETP) del lecho basado en los flujos introducidos y propiedades termodinámicas.

II.8.3.- SULPAK

SULPAK con Sulzer Structured Packings ambientado a Windows, es un programa fácil de usar para el cálculo de dimensionamiento de empaques en columnas de destilación y absorción.

Este programa calcula valores estimados para capacidad de inundación, caída de presión y retención de líquido para cada una de las "camas", es decir, para cada uno de los diferentes empaques a lo largo de la torre, basado en las especificaciones de flujo de líquido y vapor, y las propiedades termodinámicas de los mismos (densidad, viscosidad y tensión superficial), así como también las características físicas de la torre, como por ejemplo el diámetro de la columna.

La altura del empaque y un estimado de la eficiencia son calculados a partir del número de etapas teóricas requeridas y del tipo de empaque elegido. La metodología de cálculo es basada en datos de caída de presión y valores de HETP tomados en laboratorio a partir de mediciones en columnas desde 5 ft de diámetro en adelante, así como también a partir de diversos resultados de instalaciones industriales que actualmente están operando.

A dicha metodología de cálculo se le introducen los datos en el siguiente orden: diámetro interno de la torre, tipo de empaque, material del empaque(va ligado con el tipo de empaque), número de etapas teóricas requeridas, número de etapas teóricas por metro o pie de empaque (opcional), altura del empaque (opcional), factor de espumaje (opcional), corriente de vapor y líquido en el tope y fondo del empaque, densidad del líquido y del vapor, tensión superficial (dina/cm), viscosidad del líquido y vapor. Por ultimo se ejecuta la aplicación para el cálculo.

CAPITULO III. METODOLOGÍA

Para cumplir con los objetivos propuestos es importante seguir la siguiente metodología:

1.- Introducción al tema de trabajo especial de grado

- ❖ Familiarización con la unidad de destilación al vacío PVAY-2 y al filosofía de operación de la misma, mediante la lectura de los manuales de operación de la misma y contacto diario además de visitar las unidades para así tener un mejor entendimiento de las variables del proceso.
- ❖ Búsqueda y revisión bibliográfica de información referente a los distintos tópicos del trabajo, que permita ampliar y pulir los conocimientos relacionados con el tema del trabajo especial de grado. Para ello se debe revisar primero el manual de diseño y operación de torres de fraccionamiento de PDVSA y complementar la información con cualquier material bibliográfico relacionado con el tema.
- ❖ Familiarización y entrenamiento en la utilización del paquete de simulación PRO II with Provisión, lo cual abarca la lectura de los manuales de PROII: “Getting Started”, y “Hydrocarbon Distillation” así como la realización de los ejercicios de entrenamiento de los mismos.

2.- Validar las simulaciones

Para validar la simulación de la torre T-100X y comprobar que el simulador y los modelos termodinámicos adoptados, reproducen satisfactoriamente el comportamiento de la misma se deben realizar las siguientes tareas:

- ❖ Realizar el muestreo de cada uno de los cortes de la columna de destilación cuando la misma esté procesando el crudo La Rosa Mediano y recopilar los datos del último muestreo hecho para el Tía Juana Mediano 26. Para ambos casos se

debe realizar la destilación simulada y API a cada corte. Para el caso del crudo TJM-26 se debe realizar adicionalmente la prueba de viscosidad.

- ❖ Recopilar todos los datos operacionales de la unidad para el momento en el que se tomaron cada una de las muestras de crudo.
- ❖ Crear un caso base que sirva de matriz de comparación para cada uno de los crudos.
- ❖ Simular la torre de vacío T-100X de PVAY-2 en PRO II, usando como alimentación el crudo La Rosa Medio y calcular el número de etapas teóricas de los diferentes secciones de la torre y los rendimientos de los productos.
- ❖ Simular la torre de vacío T-100X de PVAY-2 en PRO II, usando como alimentación el crudo Tía Juana Mediano. En el caso del crudo Tía Juana Medio 26 se debe validar los valores de viscosidad obtenidos ya que cuando se procesa este crudo se debe especificar la viscosidad de los productos.
- ❖ Comparar los valores obtenidos en la simulación con los valores reales, una vez que se obtengan porcentajes de desviación por debajo del 5% se considerara que la simulación estará validada.

3.- Realizar evaluación hidráulica

Para realizar la evaluación hidráulica de la columna se deben cumplir con los siguientes puntos:

- ❖ Simular la torre T-100X de PVAY-2 con carga máxima (50 KBD) y mínima (37 KBD) y calcular los rendimientos de los productos y demás variables de operación para ambos crudos estudiados, es decir que en total se evaluaran 4 simulaciones.
- ❖ Recopilar la información de los flujos y propiedades de líquido y vapor que entran y salen de cada uno de los platos teóricos (Tray Loading Report del PRO II).

- ❖ Realizar la evaluación hidráulica de la columna en el programa Toolkit, de manera de verificar los parámetros hidráulicos de los platos como goteo, inundación, arrastre, llenado del bajante y caída de presión.

4.- Determinar el número de etapas adicionales necesarias.

Para determinar esto se tomara la simulación con el crudo TJM-26 y manteniendo las mismas especificaciones se añadirán etapas adicionales entre la cabecera y el corte 1 hasta que la disminución en el overlap entre un corte y otro sea poco representativa. Se debe usar el crudo TJM-26 porque con este crudo es que se obtiene el lube liviano.

5.- Cálculo de la sección de tope de la columna.

- ❖ Realizar la simulación de la torre T-100X de PVAY-2 con carga máxima y mínima para ambos crudos adicionando el número de etapas adicionales. En estas simulaciones se deben colocar las especificaciones de cada uno de los cortes y determinar cuanto es el rendimiento de cada uno y demás variables de operación para ambos crudos estudiados.
- ❖ Maximizar la recuperación de diesel mientras la unidad procesa el crudo La Rosa Mediano, ya que con este no se obtiene lube liviano por lo cual el producto de más valor comercial es el diesel en este caso.
- ❖ Realizar un estudio en base a la información recolectada, para seleccionar el tipo de empaques a estudiar.
- ❖ Evaluar los diferentes tipos de empaques seleccionados, de manera de escoger el más apropiado a los requerimientos hidráulicos y que sea capaz de llevar a cabo la separación deseada. Para realizar dicha evaluación se emplearan los programas SULPAK y TOOLKIT y se tomara la simulación entre las cuatro disponibles que posea mayor tráfico de líquido – vapor en la sección que se desea diseñar; es decir el caso más desfavorable.

- ❖ Proponer y estudiar las nuevas configuraciones de los internos para la sección de fraccionamiento necesarios para llevar a cabo una buena distribución en ambos lechos.
- ❖ Escoger en base a los parámetros hidráulicos del empaque y el espacio físico disponible el empaque que mejor se ajuste a requerimientos tanto para el pumpround de tope como para la sección de fraccionamiento de tope.

6.- Realizar la Post – Evaluación de la columna T-100X

- ❖ Realizar la evaluación hidráulica de los platos de las secciones inferiores de la torre para cada una de las nuevas configuraciones propuestas para maximizar la recuperación de diesel. En caso de presentar problemas hidráulicos se deben hacer las modificaciones en los platos ya existentes necesarias para eliminar o reducir los mismos.
- ❖ Realizar la evaluación de las bombas e intercambiadores del pumpround y de retiro de corte 1 para determinar si bajo las nuevas condiciones de operación los equipos pueden operar normalmente y cumplir con las especificaciones del diseño. En caso de que los equipos existentes no cumplan con los requerimientos se debe proponer los cambios para que esto ocurra.

7.- Realizar el estudio económico.

- ❖ Realizar el estimado de costos clase V para las modificaciones propuestas tomando como referencia los costos de los equipos en modificaciones similares realizadas en otras plantas.^{19, 20}
- ❖ Calcular la Tasa Interna de Retorno (TIR) del proyecto.

CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSION

A continuación se presentan los resultados de las simulaciones realizadas para los casos de validación así como las simulaciones con las modificaciones propuestas para la columna T-100X. Además se presentan las evaluaciones hidráulicas para cada uno de los casos y la evaluación económica del proyecto.

IV.2. VALIDACIÓN DE LAS SIMULACIONES

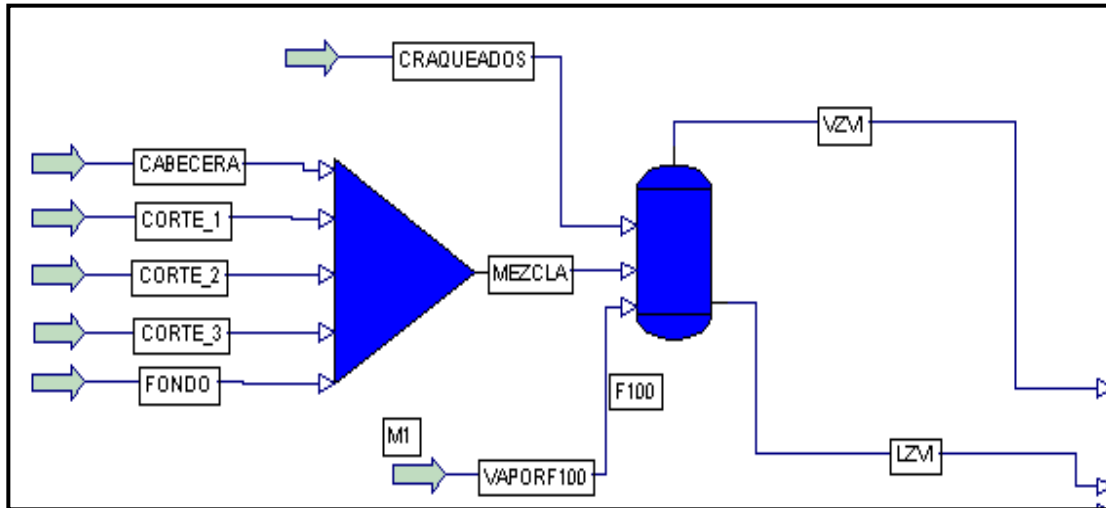
Para comprobar que la simulación representa fehacientemente la operación de la misma se debe validar primero con los datos operacionales reales. Para ello se comparan algunas variables operacionales más importantes como el perfil de temperaturas, el rendimiento y calidad de los productos y las curvas de destilación de los mismos.

Para la realización de la simulación se partió de las siguientes consideraciones:

- Las curvas de destilación a la unidad se introducen como TBP en peso ya que el programa internamente maneja todas las curvas como TBP. Si se ingresara como D-2887 existiría un doble error en el cálculo, debido al error de conversión entre las 2 curvas. Además como se explica en la sección II.7.1.4 los datos de la curva D-2887 es esencialmente equivalente a una TBP.
- La alimentación a la unidad se simuló como una mezcla de los productos. Se mezclan primero volumétricamente los productos y se caracteriza la mezcla antes de caracterizar independientemente los productos. En la figura N° 20 se muestra el esquema de la alimentación.
- Además la zona de vaporización instantánea se simuló como un flash fuera de la columna de manera que el líquido se alimenta a la zona de despojamiento y el vapor a la zona de lavado. Con esto se evita que exista una transferencia de masa adicional, ya que si se colocara una etapa adicional para simular la zona existiría

una cierta transferencia que en realidad en la operación no ocurre puesto que esta zona no tiene dispositivo de contacto alguno. Esto se muestra en la figura N° 20.

Figura N° 20: Simulación de la alimentación a la torre.



- El flujo de vapor a los pases del horno y el flujo de craqueados se introducen a la unidad de flash que representa la zona de vaporización (ZVI).
- El algoritmo de cálculo usado para el cálculo de la columna de destilación fue el inside-out ya que es el único que se puede usar cuando se tienen Side Strippers (Despojadores laterales) y pumparound (reflujos laterales).
- Para la simulación se tomó inicialmente la siguiente distribución para la creación de los pseudocomponentes, tomada de simulaciones anteriores realizadas de la planta:

Rango destilación	Número de pseudocomponentes
250 °F – 400 °F	10
400 °F – 1200 °F	60
1200 °F – 1500 °F	10

- El método de generación de estimados iniciales usado fue el de refinería ya que es el más indicado para destilación de crudos.
- Los despojadores laterales se simulan con 2 etapas teóricas mientras que el pumparound se fija el flujo del mismo y se compara la temperatura de retorno.

IV.1.1 CRUDO TJM-26

Para validar la simulación se tomó como caso base la ultima simulación realizada de la planta ejecutada por la Ing. Gabriela Guevara ⁽⁹⁾, la cual reflejó 8 etapas teóricas de transferencia. Además para la simulación del caso base se uso el modelo termodinámico de Grayson Streed y todas las consideraciones antes mencionadas.

A continuación se muestra en la tabla N° 8 las especificaciones que se usaron para llevar a cabo la simulación.

Tabla N° 8: Especificaciones de la simulación con TJM-26

1	Temperatura del tope de la columna.	135 °F
2	Flujo de líquido desde la etapa 4 igual o cercano a cero (0).	1 K/D
3	Flujo de retiro de la Cabecera	5298 K/D
4	Flujo de retiro del corte N° 1	6058 K/D
5	Flujo de retiro del corte N° 2	4210 K/D
6	Flujo de retiro del corte N° 3	2906 K/D
7	Flujo de retiro de Overflash	1569 K/D

Para validar la simulación primero se debe validar el modelo termodinámico y el número de etapas teóricas que reproduzcan satisfactoriamente la operación de la columna.

IV.1.1.1 Selección del modelo termodinámico

Para validar el modelo termodinámico se realizaron 2 simulaciones una el caso base basada en las consideraciones ya expuestas con anterioridad y una segunda idéntica al caso base pero con el modelo termodinámico BRAUN K10, de manera de verificar cual de los 2 modelos recomendados por la bibliografía reproduce mejor la operación de la planta. En la tabla 9 se presenta una comparación entre los 2 casos.

En el caso de las gravedades API como se puede ver el método de Grayson Streed tiende a generar menores porcentajes de desviación aunque las diferencias entre los 2 no son sustanciales. Para ambos casos se tiene un alto porcentaje de desviación para la densidad del corte N° 3, siendo mucho mayor para el caso de Braun K10 (- 19.4 %).

El flujo de retiro del fondo de vacío se ajusta bastante bien con ambos métodos. Por su parte el perfil de temperaturas se ajusta ligeramente mejor con Braun K10 para las secciones inferiores como el fondo y la zona de lavado, mientras que para el plato 8 el resultado con Grayson Streed es mejor.

La mayor diferencia entre los 2 modelos termodinámicos radica en la temperatura de retorno del pumparound superior en donde el Braun K10 reporta una temperatura de 74 °F la cual se encuentra muy por debajo del valor real de operación que es de 120 °F. En cambio el Grayson Streed si reproduce bien el pumparound superior. El hecho que el Braun K10 reproduzca mal el reflujo superior es una limitante muy importante para su uso.

Este mal ajuste se pudiera deber a que el Braun K10 aun cuando en teoría reproduce muy bien la destilación de crudos pesados, no predice eficientemente la separación para las fracciones ligeras del mismo. Esto se pone de manifiesto también en la elevada desviación de la gravedad API de la cabecera.

Además el Grayson Streed reproduce mejor los overlap de los cortes, aun cuando para el fondo de vacío ambos métodos presentan una alta desviación.

Tabla N° 9: Comparación entre los 2 modelos termodinámicos. Crudo TJM 26

PARAMETRO DE COMPARACIÓN	Operación	Grayson Streed (Caso Base)		BRAUN K10	
		Simulación	% de desviación	Simulación	% de desviación
Flujo de Fondo de vacío, KBD	25.968	25.906	-0.2	25.978	0.0
Temperatura de retorno del pumparound superior, (°F)	120	118	-1.7	74	-38.3
Temperatura del plato 8, (°F)	560	561	0.0	567	1.3
Temperatura de la Zona de lavado, (°F)	705	702	-0.4	703	-0.3
Temperatura del fondo de la torre T-100X, (°F)	724	719	-0.7	721	-0.4
Gravedad API del Producto de Cabecera	24.8	25.4	2.4	25.9	4.4
Gravedad API del Corte lateral N°1	20.8	20.3	-2.4	20.3	-2.4
Gravedad API del Corte lateral N°2	20.0	18.3	-8.5	18.2	-9.0
Gravedad API del Corte lateral N°3	18.6	16.1	-10.8	15.0	-19.4
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.0	8.5	6.3	8.5	6.3
Overlap entre la Cabecera Y el Corte 1, (°F)	113	108	-4.4	103	-8.8
Overlap entre el Corte 1 Y el Corte 2, (°F)	204	190	-6.9	187	-8.3
Overlap entre el Corte 2 Y el Corte 3, (°F)	157	161	2.5	161	2.5
Overlap entre el Corte 3 y el Fondo Vacío, (°F)	169	134	-20.7	137	-18.9

En vista de todo lo mencionado anteriormente el método de Grayson Streed resulta mejor que el Braun K10, razón por la cual se mantendrá este método para el próximo paso de la validación.

IV.1.1.2 Determinación del número de etapas teóricas

Para determinar el número de etapas teóricas que reproducen la operación de la planta se tomó el caso base y se agregó una etapa adicional entre el corte 2 y el corte 3. La etapa adicional se agregó en esta sección ya que en la simulación con 8 etapas (ver tabla N° 8) esta fue la única sección que presentó un overlap por encima del obtenido en la operación, lo cual denota una ligera falta de separación. Además también se puede observar que el overlap entre el corte 1 y el corte 2 es 14 °F menor que el valor de operación, lo cual indica una separación mayor a la real, sin embargo esta sección solo cuenta con una etapa lo cual imposibilita la idea de retirar alguna etapa en esta sección.

En la tabla N° 10 se presentan los resultados de la simulación con 8 etapas y 9 etapas. Se obtuvo que para el flujo de retiro del fondo de vacío y el perfil de temperatura de la columna no existe gran diferencia entre las 2 simulaciones. En ambos casos se tienen buenos resultados con porcentajes de desviación por debajo del 2%, esto debido a que en ambas simulaciones se usó el mismo modelo termodinámico ya validado.

La gravedad API del corte 2, del corte 3 y fondo de vacío presenta una alta desviación respecto al valor operacional para ambos casos. Sin embargo para la simulación con 9 etapas la desviación de la Gravedad API del corte 3 es de 22%, el doble de la que se tiene con 8 etapas. Esto se debe a que al colocar una etapa de fraccionamiento adicional entre el corte 2 y el corte 3 se aumenta el 5 % del corte 3 haciendo que este se haga más pesado aun. Esto se pone de manifiesto en la comparación del overlap en esta zona en donde se evidencia que una etapa de separación adicional resulta mucho, lo que se traduce en una disminución del overlap muy grande respecto al teórico.

En la tabla N° 11 se muestra la comparación de las curvas de destilación de los productos obtenidas para cada una de las simulaciones, en el apéndice N° 3 se encuentran las gráficas correspondientes. En el caso de la cabecera y el corte 1 se puede concluir que la adición de la etapa adicional no afecta prácticamente la operación de la sección superior, ya que la temperatura del plato 8 es similar para ambos casos y esta temperatura es la que regula el flujo de vapor hacia la sección.

En el caso de los cortes 2 y 3 como se puede ver en la tabla el caso base con 8 etapas arroja mejores resultados. En el caso de los 70%, 90% y 95% de destilado del corte 2 se nota que con 8 etapas se tienen valores de destilación por encima de los operacionales lo que da ha entender una falta de separación previa, sin embargo al agregar una etapa ocurre que la separación obtenida es mucha, reportando menor porcentaje de desviación el caso base.

Tabla N° 10: Comparación entre la simulación con 8 y 9 etapas. Crudo TJM 26.

PARAMETRO DE COMPARACIÓN	Operación	8 etapas (caso base)		9 etapas	
		Simulación	% de desviación	Simulación	% de desviación
Flujo de Fondo de vacío, KBD	25.968	25.906	-0.2	25906	-0.2
Temperatura de retorno del pumparound superior, °F	120	118	-1.7	119	-0.8
Temperatura del plato 8, (°F)	560	561	0.0	557	-0.5
Temperatura de la zona De lavado, (°F)	705	702	-0.4	708	0.4
Temperatura del fondo de la torre T-100X, (°F)	724	719	-0.7	722	-0.3
Gravedad API del Producto de Cabecera	24.8	25.4	2.4	25.5	2.8
Gravedad API del Corte lateral N°1	20.8	20.3	-2.4	20.4	-1.9
Gravedad API del Corte lateral N°2	20.0	18.3	-8.5	18.7	-6.5
Gravedad API del Corte lateral N°3	18.6	16.1	-10.8	14.5	-22.0
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.0	8.5	6.3	8.5	6.3
Overlap entre la Cabecera Y el Corte 1, °F	113	108	-4.4	109	-3.5
Overlap entre el Corte 1 Y el Corte 2, °F	204	190	-6.9	184	-9.8
Overlap entre el Corte 2 Y el Corte 3, °F	157	161	2.5	111	-29.3
Overlap entre el Corte 3 y el Fondo Vacío, °F	169	134	-20.7	135	-20.1

Tabla N° 11: Curvas de destilación de los productos. TJM 26.

		Temperatura, (°F)							
% en peso de Destilado		5%	10%	30%	50%	70%	90%	95%	
Cabecera	Operación		476	521	603	653	697	755	778
	8 etapas	Simulación	487	527	607	654	698	751	773
		Porcentaje desviación %.	2.3	1.2	0.7	0.1	0.1	0.5	0.6
	9 etapas	Simulación	487	527	607	654	698	751	774
		Porcentaje desviación %.	2.2	1.2	0.7	0.1	0.1	0.5	0.5
corte 1	Operación		665	695	755	793	829	877	895
	8 etapas	Simulación	665	695	750	783	816	865	888
		Porcentaje desviación %.	0	0.0	0.7	1.3	1.6	1.3	0.8
	9 etapas	Simulación	665	695	750	783	814	860	881
		Porcentaje desviación %.	0.1	0.0	0.7	1.3	1.8	2.0	1.6
corte 2	Operación		691	728	795	838	876	920	937
	8 etapas	Simulación	699	735	797	836	874	921	947
		Porcentaje desviación %.	1.2	1.0	0.3	0.3	0.2	0.1	1.0
	9 etapas	Simulación	697	733	793	829	863	904	920
		Porcentaje desviación %.	0.8	0.7	0.3	1.1	1.5	1.7	1.8
corte 3	Operación		780	817	888	926	958	1003	1022
	8 etapas	Simulación	786	813	868	901	935	988	1013
		Porcentaje desviación %.	0.8	0.5	2.3	2.7	2.5	1.5	0.9
	9 etapas	Simulación	810	836	884	912	943	992	1016
		Porcentaje desviación %.	3.7	2.3	0.5	1.5	1.6	1.1	0.6
Fondo de vacío	Operación		852	901	989				
	8 etapas	Simulación	879	914	991				
		Porcentaje desviación %.	3.1	1.4	0.2				
	9 etapas	Simulación	881	915	991				
		Porcentaje desviación %.	3.3	1.5	0.2				

Para el corte 3 con 9 etapas se obtienen %5 y 10% muy elevados, indicación de lo antes expuesto. Mientras que para el fondo de vacío los resultados son similares, aunque en realidad se cuentan con pocos puntos para comparar tal y como se observa en la tabla N° 11.

En vista de todo esto se mantiene el caso base como el mejor ajuste a la operación de la torre, sin embargo algunas desviaciones no cumplen con el criterio impuesto de 5% máximo de desviación, como es el caso de la gravedad API lo cual se tocara en la sección siguiente.

Una vez validadas el número de etapas y fijado en 8 se procede a calcular la eficiencia de los internos de cada sección. En la tabla 12 se encuentran los resultados reportados.

Tabla N° 12: Especificaciones de la simulación con TJM-26

Sección	Número de platos	Eficiencia, %
Pumparound superior (Tope – Cabecera)	3	67
Cabecera - Corte 1	4	50
Pumparound inferior (Corte 1 – Corte 2)	2	50
Corte 2 – Corte 3	4	25
Zona de despojamiento	4	25

Lo más resaltante de la tabla es la baja eficiencia de los platos ubicados entre el corte 2 y el corte 3, lo cual esta por debajo del 40% teórico que se tiene típicamente en estas secciones de fraccionamiento de gasóleo ⁽¹⁸⁾.

IV.1.1.3 Validación de las propiedades

Como se mencionó en el punto anterior las desviaciones en las propiedades del crudo no se reproducen satisfactoriamente esto se debe a la forma como se define la alimentación a la columna.

La razón por la cual esto ocurre es que al introducir los valores de gravedad API y viscosidad en cada corte por separado, el simulador genera una curva para cada uno por separado, y al existir mucho solapamiento entre los cortes se da una duplicación de propiedades para un mismo pseudocomponente obteniéndose como resultado que el valor de la propiedad sea un promedio ponderado de las mismas.

Para eliminar este problema se generó en la simulación una nueva corriente de alimentación a la torre de manera que en vez de alimentar a la columna el resultado de la mezcla de los productos, se tomó esta corriente y se le introdujo la curva de destilación de esta mezcla de productos generada, pero a diferencia de antes se introduce en conjunto con una curva de Gravedad API y la de viscosidad (Tabla N° 14), generadas a partir de los rendimientos de los productos.

El objetivo de hacer esto es originar una curva única para caracterizar mejor las propiedades de la alimentación, tomando para ello todos los valores de gravedad API y viscosidad tomados.

Es de vital importancia validar también la viscosidad ya que el corte lateral N° 1 tiene que cumplir con esta especificación para ser especificado como Lube Liviano. Siendo esto parte del objetivo del trabajo, entonces validar la viscosidad tiene una importancia adicional.

Tabla N° 13: Curva TBP de la alimentación a la torre T-100X con crudo TJM 26.

% Peso	Temperatura, (°F)	% Peso	Temperatura, (°F)
1	471	40	905
5	635	50	954
10	703	60	1009
15	748	70	1052
20	785	80	1096
25	817	90	1131
30	847	95	1208
35	877		

Tabla N° 14: Valores de gravedad API y viscosidad para el crudo TJM 26.

% Peso	Gravedad API	Viscosidad cinemática a 100 °F, (cst)	Viscosidad cinemática a 210 °F, (cst)
5.5	24.8	13.3	2.82
17.5	20.8	85.6	8.12
28.5	20.0	150.7	11.15
36.2	18.6	511.6	22.69
69.7	8.0	5692.0	108.00

En la tabla N° 15 que se presenta más adelante se puede observar los resultados obtenidos con las modificaciones hechas en la simulación. Los resultados obtenidos son muy buenos, en su mayoría mejores que los obtenidos con el caso base.

Tabla N° 15: Resultados de la simulación usando la curva de gravedad API y viscosidad.

PARAMETRO DE COMPARACIÓN	Operación	Caso Base		Modificado	
		Simulación	% de desviación	Simulación	% de desviación
Flujo de Fondo de vacío, B/D	25968	25906	-0.2	25936	-0.1
Gravedad API del producto de Cabecera	24.8	25.5	2.8	24.4	-1.7
Gravedad API del corte lateral N°1	20.8	20.3	-2.3	21.0	0.7
Gravedad API del corte lateral N°2	20.0	18.3	-8.7	20.3	1.5
Gravedad API del corte lateral N°3	18.6	15.1	-19.0	18.6	0.0
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.0	8.5	6.4	8.2	1.3
5% en peso de la curva TBP de la cabecera, °F	476	487	2.3	482	1.2
95% en peso de la curva TBP de la cabecera	778	773	-0.6	779	0.1
5% en peso de la curva TBP del corte N° 1	665	665	0.0	664	-0.1
95% en peso de la curva TBP del corte N° 1	895	888	0.8	896	0.1
5% en peso de la curva TBP del corte N° 2	691	699	1.2	690	-0.1
95% en peso de la curva TBP del corte N° 2	937	944	0.8	940	0.3
5% en peso de la curva TBP del corte N° 3	780	786	0.8	783	0.4
95% en peso de la curva TBP del corte N° 3	1022	1013	-0.9	1017	-0.5
5% en peso de la curva TBP del fondo	853	879	3.1	877	2.8
Viscosidad Cinemática a 210°F de la Cabecera, CST	2.8	2.27	-19.5	2.72	-3.5
Viscosidad Cinemática a 210°F del corte N° 1, CST	8.1	5.50	-32.1	8.1	0.0
Viscosidad Cinemática a 210°F del corte N° 2, CST	11.2	8.08	-27.5	11.0	-1.3
Viscosidad Cinemática a 210°F del corte N° 3, CST	22.7	15.4	-32.1	22.1	-2.6
Viscosidad Cinemática del Fondo de Vacío, CST	108.1	100.3	-7.2	111.1	2.8

La gravedad API del corte 3, del corte 2 y del fondo de vacío mejoraron ostensiblemente, de hecho la desviación más elevada es la del corte 2 y es de apenas 1,7%. Además se dio una disminución de las desviaciones en los 5% y 95% de destilación, esto da a entender que el mal ajuste que se tenía anteriormente de la gravedad afectaba indirectamente en cierta medida otras variables.

El único valor que sigue dando ligeramente elevado es el 5% de destilado del fondo de vacío el cual da por encima del valor de operación, si tomamos en cuenta que además el 95 % del corte 3 se encuentra por debajo de su valor real, se puede concluir que una etapa teórica para representar la zona de despojamiento es quizá mucho.

En cuanto a la viscosidad se refiere como se puede ver al final de la tabla 15 los porcentajes de desviación se encuentran por debajo del criterio establecido y al igual que en el caso de la gravedad API los resultados mejoraron muchísimo respecto al caso base. Lo importante es que se obtuvo una baja desviación para el corte 1 y los cortes adyacentes.

En vista de los porcentajes de desviación tan bajos obtenidos se puede decir que la simulación se encuentra validada y lista para hacer uso de ella para proponer las modificaciones.

IV.1.2 CRUDO LRM

Una vez validada la simulación el crudo TJM-26 solo resta validar la misma con el crudo LRM. Para realizar esto se tomó como base el número de etapas teóricas y modelo termodinámico que se obtuvo para el TJM-26, sin embargo se debe verificar esto ya que son diferentes crudos y diferentes cargas de líquido-vapor por lo cual no necesariamente deben ser iguales el número de etapas ni el modelo termodinámico, aunque se esperaría que así fuera.

Además debido a los buenos resultados obtenidos con el crudo TJM-26 se realizó la simulación introduciendo la curva de destilación y gravedad API de la alimentación por separado una vez obtenida la mezcla de todos los productos.

A continuación se muestra en la tabla N° 16 las especificaciones que se usaron para llevar a cabo la simulación. Se especificaron todos los flujos de retiro (a excepción del fondo de vacío) y la temperatura de tope de la columna en su valor de operación, y además se especifico el plato de retiro del corte 1 como un plato de retiro total.

Tabla N° 16: Especificaciones de la simulación con crudo LRM

1	Temperatura del tope de la columna.	152 °F
2	Flujo de líquido desde la etapa 4 igual o cercano a cero (0).	1 K/D
3	Flujo de retiro de la Cabecera	2883 K/D
4	Flujo de retiro del corte N° 1	6072 K/D
5	Flujo de retiro del corte N° 2	1100 K/D
6	Flujo de retiro del corte N° 3	4228 K/D
7	Flujo de retiro de Overflash	4094 K/D

IV.1.2.1 Determinación del número de etapas teóricas

Para determinar el número de etapas teóricas que reproducen la operación de la planta con el crudo LRM se tomó el caso base y se agregó una etapa adicional entre el corte 2 y el corte 3, debido a que con 8 etapas se tiene un overlap mucho mayor al operacional, lo cual da a entender que la simulación aun le falta separación en esta sección para representar fehacientemente la operación. En la tabla N° 17 se presentan los resultados de la simulación con 8 etapas y 9 etapas.

El perfil de temperatura obtenido es similar para ambos casos ya que depende más del modelo termodinámico que de otros factores. En el caso de la gravedad API en general los resultados son similares y se encuentran por debajo del 5% de desviación, aunque las desviaciones tienden a ser mayores que en el caso con TJM 26.

En la tabla N° 18 se muestra la comparación de las curvas de destilación de los productos obtenidas para cada una de las simulaciones, en el apéndice N° 4 se encuentran las gráficas correspondientes. En el caso de la cabecera y el corte 1 se puede concluir que la adición de la etapa adicional no afecta prácticamente la operación de la sección superior, aunque la cola de la cabecera se ajusta mejor con 9 etapas lo que se pone de manifiesto en el elevado porcentaje de desviación (17.9%) que del overlap con 8 etapas.

La gran diferencia en realidad se encuentra en el overlap entre el corte 2 y el corte 3. En el caso de los cortes 2 y 3 como se puede ver en la tabla 18 el caso base con 9 etapas arroja mejores resultados.

En el caso de los 70%, 90% y 95% de destilado del corte 2 se nota que con 8 etapas se tienen valores de destilación por encima de los operacionales y en el caso del corte 3 el 5% y el 10% reportan valores más bajos a los de operación, lo que da entender una falta de separación entre los 2 cortes, la cual se obtiene al agregar una etapa más adicional, reportando menor porcentaje de desviación con 9 etapas.

Por estas razones expuestas se debe escoger la simulación con 9 etapas teóricas para llevar adelante la validación del crudo LRM. Además como el overlap entre el corte 2 y el corte 3 es menor al valor de operación se descarta la opción de seguir agregando etapas.

Tabla N° 17: Comparación entre la simulación con 8 y 9 etapas. Crudo LRM.

PARAMETRO DE COMPARACIÓN	Operación	8 etapas (Caso Base)		9 etapas	
		Simulación	% de desviación	Simulación	% de desviación
Flujo de Fondo de vacío, B/D	23245	23230	-0.1	23231	-0.1
Temperatura del plato 8, (°F)	555	553	-0.4	549	-1.1
Temperatura de la zona de lavado, (°F)	681	674	-1.0	675	-0.9
Temperatura del fondo de la torre T-100X, (°F)	715	719	0.6	717	0.3
Temperatura de retorno del pumparound superior, °F	121	128	5.8	127	5.0
Temperatura de retorno del pumparound inferior, °F	451	440	-2.4	444	-1.6
Gravedad API del producto de Cabecera	27.1	27.1	0.0	27.2	0.4
Gravedad API del corte lateral N°1	22.2	23.0	3.6	23.1	4.1
Gravedad API del corte lateral N°2	21.4	22.2	3.7	21.4	0.0
Gravedad API del corte lateral N°3	19.0	19.4	2.1	19.3	1.6
Gravedad API del overflash	18.1	17.6	-2.8	17.5	-3.3
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.3	8.3	0.0	8.3	0.0
Overlap entre la Cabecera y el Corte 1, °F	67	79	17.9	68	1.5
Overlap entre el Corte 1 y el Corte 2, °F	211	213	0.9	199	-5.7
Overlap entre el Corte 2 y el Corte 3, °F	96	130	35.4	87	-9.4
Overlap entre el Corte 3 y el Fondo Vacío, °F	148	135	-8.8	134	-9.5

Tabla N° 18: Curvas de destilación de los productos. LRM.

		% en peso de Destilado	Temperatura, (°F)						
			5%	10%	30%	50%	70%	90%	95%
Cabecera	Operacional		430	464	540	584	624	673	694
	8 etapas	Simulación	433	459	558	612	632	684	704
		Porcentaje desviación %.	0.7	1.1	3.3	4.5	1.3	1.6	1.4
	9 etapas	Simulación	433	459	558	611	631	677	696
		Porcentaje desviación %.	0.6	1.1	3.2	4.4	1.1	0.6	0.2
corte 1	Operacional		627	654	686	750	786	831	851
	8 etapas	Simulación	625	658	718	754	789	837	857
		Porcentaje desviación %.	0.2	0.6	4.5	0.5	0.4	0.8	0.7
	9 etapas	Simulación	627	661	719	753	787	825	844
		Porcentaje desviación %.	0.0	1.0	4.6	0.3	0.1	0.7	0.8
corte 2	Operacional		640	675	745	785	819	863	882
	8 etapas	Simulación	644	685	747	789	825	883	906
		Porcentaje desviación %.	0.6	1.4	0.3	0.5	0.7	2.2	2.7
	9 etapas	Simulación	645	685	744	784	815	854	876
		Porcentaje desviación %.	0.8	1.4	0.2	0.2	0.5	1.1	0.6
corte 3	Operacional		786	810	862	896	935	996	1027
	8 etapas	Simulación	776	797	849	887	924	998	1030
		Porcentaje desviación %.	1.3	1.6	1.6	1.0	1.2	0.2	0.3
	9 etapas	Simulación	790	813	858	890	926	998	1029
		Porcentaje desviación %.	0.5	0.4	0.5	0.6	1.0	0.2	0.2
Fondo de vacío	Operacional		879	921	1036	1124			
	8 etapas	Simulación	895	938	1039	1130			
		Porcentaje desviación %.	1.8	1.9	0.3	0.6			
	9 etapas	Simulación	895	938	1039	1130			
		Porcentaje desviación %.	1.8	1.8	0.3	0.6			

Una vez validadas el número de etapas y fijadas en 9 se procede a calcular la eficiencia de los internos de cada sección. En la tabla 19 se encuentran los resultados reportados.

Tabla N° 19: Especificaciones de la simulación con TJM-26

Sección	Número de platos	Eficiencia, %
Pumparound superior (Tope – Cabecera)	3	67
Cabecera - Corte 1	4	50
Pumparound inferior (Corte 1 – Corte 2)	2	50
Corte 2 – Corte 3	4	50
Zona de despojamiento	4	25

En el caso de la validación con el crudo LRM se obtuvo una eficiencia mayor para la sección entre el corte 2 y el corte 3 producto de la etapa adicional obtenida. Esto puede ser debido a la existencia de algún problema hidráulico que afecte la eficiencia de la zona para el caso del crudo TJM 26.

IV.1.2.2 Selección del modelo termodinámico

Al igual que en el caso con el crudo TJM 26 el porcentaje de desviación de la temperatura de retorno del pumparound superior es muy elevado (19 %) cuando se usa el Braun K10, esto se debe, como se explico antes, a que este modelo termodinámico no ajusta bien las propiedades de las fracciones livianas. En este caso además esto se ve reflejado la disminución del overlap de la cabecera respecto al real, teniéndose una desviación de 7%.

En cambio con el Grayson Streed se obtiene desviaciones por debajo del 5 % para el perfil de temperaturas. Aun cuando el overlap supera el 10 % de desviación hay que tener en cuenta que este es la resta de 2 temperaturas por lo cual se tiene un doble error por lo que se puede flexibilizar el criterio. Por estos motivos se toma el Grayson Streed como el modelo termodinámico para la simulación, quedando así validada la misma.

Tabla N° 20: Comparación entre los 2 modelos termodinámicos. Crudo TJM 26.

PARAMETRO DE COMPARACIÓN	Operación	Grayson streed (caso base)		BRAUNK 10	
		Simulación	% de desviación	Simulación	% de desviación
Flujo de Fondo de vacío, B/D	23245	23231	-0.1	23368	0.5
Temperatura del plato 8,(°F)	555	553	-0.4	545	-1.8
Temperatura de la zona de lavado, (°F)	681	675	-0.9	664	-2.5
Temperatura del fondo de la torre T-100X, (°F)	715	717	0.3	719	0.6
Temperatura de retorno del pumpround superior, °F	121	127	5.0	99	-18.2
Temperatura de retorno del pumpround inferior, °F	451	444	-1.6	443	-1.8
Overlap entre la Cabecera y el Corte 1, °F	67	68	1.5	63	6.7
Overlap entre el Corte 1 y el Corte 2, °F	211	199	-5.7	199	-5.7
Overlap entre el Corte 2 y el Corte 3, °F	96	87	-9.4	86	-10.4
Overlap entre el Corte 3 y el Fondo Vacío, °F	148	134	-9.5	140	-5.4

IV.10. SIMULACIONES A CARGA MÁXIMA Y MÍNIMA

Una vez validadas las simulaciones se realiza la simulación a carga máxima y a carga mínima para cada uno de los crudos, con la finalidad de realizar la evaluación hidráulica de la columna con los casos extremos de operación.

IV.10.1 Crudo TJM-26

En la tabla N° 21 se presentan los resultados de las simulaciones para el crudo TJM 26. A carga máxima los resultados no discrepan mucho de los obtenidos en la validación, sin embargo hay un incremento en la desviación de la temperatura de retorno del pumparound superior, pero sigue siendo menor a 5%. Además hay un incremento en la temperatura del plato 8 y un descenso en la gravedad API respecto a la validación.

Tabla N° 21: Simulaciones a carga máxima y carga mínima para el crudo TJM 26.

PARAMETRO DE COMPARACIÓN	Operación	Carga máxima (50 KBD)		Carga mínima (38 KBD)	
		Simulación	% de desviación	Simulación	% de desviación
Temperatura del plato 8, (°F)	560	563	0.5	557	-0.5
Temperatura de retorno del pumparound superior, °F	120	125	4.2	118	-1.7
Gravedad API del producto de Cabecera	24.8	24.4	-1.6	24.4	-1.6
Gravedad API del corte lateral N°1	20.8	21.0	1.0	20.9	0.5
Gravedad API del corte lateral N°2	20.0	20.3	1.5	20.3	1.5
Gravedad API del corte lateral N°3	18.6	18.6	0.0	18.6	0.0
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.0	8.0	0.0	8.0	0.0
Viscosidad Cinemática del corte lateral N°1, CST	8.1	8.11	0.1	8.15	0.6
Viscosidad Cinemática del corte lateral N°3, CST	22.7	22.3	-1.8	21.9	-3.5
95% en peso de la curva TBP de la cabecera	778	779	0.1	778	0.0
5% en peso de la curva TBP del corte N° 1	665	664	-0.2	666	0.2

A carga mínima hay por el contrario un descenso de la temperatura de retorno del pumparound superior, pero con una desviación baja. Además hay un descenso también en la viscosidad del corte N° 3 respecto a la validación.

IV.10.2 Crudo LRM

En la tabla N° 22 se presentan los resultados de las simulaciones para el crudo TJM 26. Los resultados para ambas cargas se mantienen dentro del 5% máximo de desviación establecido, a excepción de la temperatura de retorno del pumparound superior, pero esto se puede explicar como consecuencia que el valor de temperatura de operación fue tomado para la corrida a 42 KBD, a otras condiciones de flujo a través del pumparound.

Tabla N° 22: Simulaciones a carga máxima y carga mínima para el crudo TJM 26.

PARAMETRO DE COMPARACIÓN	Operación	Carga máxima (50 KBD)		Carga mínima (38 KBD)	
		Simulación	% de desviación	Simulación	% de desviación
Temperatura del plato 8, (°F)	555	560	0.9	547	-1.4
Temperatura de retorno del pumparound superior, °F	121	129	6.6	127	5.0
Temperatura de retorno del pumparound inferior, °F	451	450	-0.2	434	-3.8
95% en peso de la curva TBP de la cabecera	694	697	0.4	695	0.1
Gravedad API del producto de Cabecera	27.1	27.2	0.4	27.2	0.4
Gravedad API del corte lateral N°1	22.2	23.1	4.1	23.1	4.1
Gravedad API del corte lateral N°2	21.4	22.4	4.7	22.4	4.7
Gravedad API del corte lateral N°3	19.0	19.3	1.6	19.3	1.6
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.3	8.3	0.0	8.3	0.0
Overlap entre la Cabecera y el Corte 1, °F	67	70	4.5	67	0.0

IV.11. EVALUACIÓN HIDRÁULICA

A continuación se presentan los resultados de las evaluaciones hidráulicas de los platos de las diferentes secciones de la torre. Para realizar las mismas se usaron los resultados de las validaciones a cargas máxima y mínima para cada uno de los crudos y los datos mecánicos de los platos los cuales se muestran en el apéndice N° 5.

Para realizar la evaluación se tomaron en cuenta los platos en los cuales se presentan los cambios más pronunciados en el tráfico líquido-vapor, como son: platos de entrada y salida de los reflujos externos (pumparounds), platos de tope y platos de retiro de producto, es decir se evaluaron todos los platos de los extremos de cada sección, relacionando los mismos con las etapas teóricas a través de la eficiencia tal y como se muestra en las tablas del apéndice N° 5.

IV.3.1 Sección de despojamiento

Como se puede observar en la tabla N° 23, el plato 1 no presenta problema hidráulico alguno ya que cumple con los límites recomendados por la bibliografía ⁽¹²⁾ para cada uno de los parámetros hidráulicos, esto tanto para el crudo TJM 26 como el LRM. Aunque la caída de presión es elevada debido a la gran carga de líquido, aun así se encuentra dentro de los límites recomendados.

En el caso del plato N° 4 los resultados obtenidos son contrastantes, como se puede observar con el crudo TJM 26 a carga máxima el plato N° 4 se encuentra operando por encima del punto de inundación (122 %), producto de un excesivo arrastre de líquido (725 %), esto porque se tiene un flujo de vapor muy elevado para el flujo de líquido al que opera el plato, posiblemente para esta relación de flujos que se tiene el espaciamiento entre los platos sea insuficiente. Además producto de la inundación del plato, se da un abrupto incremento en la caída de presión (0.476 psi), lo cual equivale a más de tres veces el máximo recomendado. Esto se observa también a carga mínima. Además se tiene un llenado excesivo en el bajante aunque esto únicamente se observa a carga máxima, el llenado excesivo del bajante provoca una acumulación de líquido en el plato que aumenta la inundación, de allí el hecho que la inundación sea mucho más elevada para este caso que ningún otro.

En el caso del crudo LRM se presenta también un porcentaje de arrastre muy elevado para ambas cargas (527% y 461%). Aunque menores que para el caso con TJM26 los porcentajes de inundación son elevados producto del arrastre, y a carga máxima es mayor al 90% recomendado. La caída de presión de igual manera se encuentra por encima del máximo recomendado aunque menor que en el caso del TJM 26.

Los resultados dan a suponer que una cantidad de significativa de gasóleo es despojada del líquido proveniente de la zona hacia el fondo de la columna por lo cual el flujo de vapores que tiene el plato 4 es sustancialmente mayor a la que maneja el plato 1 y se traduce en el problema hidráulico planteado con anterioridad. Esto ocurre posiblemente debido a que la temperatura en la zona de vaporización instantánea se encuentra por debajo de los 760 °F recomendados, lo cual origina que una cantidad de crudo no se vaporice y sea arrastrada hacia el fondo y luego despojada.

Tabla N° 23: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección de despojamiento.

Plato evaluado →		Plato 1				Plato 4			
Crudo →		TJM-26		LRM		TJM-26		LRM	
Carga →		Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima
Caída de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.123	0.100	0.120	0.113	0.476	0.327	0.314	0.219
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	29.9	24.8	36.6	24.7	64.8	46.3	44.9	44.0
Velocidad a la entrada al bajante, ft/seg	(0.576 máx.)	0.146	0.110	0.138	0.104	0.179	0.137	0.162	0.126
Velocidad de salida del bajante, ft/seg	(0.600 máx.)	0.146	0.110	0.138	0.104	0.179	0.137	0.162	0.126
Ahogamiento en el bajante	(1.000 máx.)	0.175	0.150	0.163	0.160	0.333	0.276	0.276	0.270
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	30.2	22.7	22.3	26.5	121.5	90.1	91.0	87.8
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	20.4	16.5	18.8	14.8	78.5	63.6	64.0	61.2
Goteo, %	(20% máx.)	0.4	1.1	1.0	2.7	0.0	0.0	0.0	0.0
Arrastre %	(20% máx.)	0.1	0.0	0.0	0.1	725.4	467.7	527.1	461.8
Sello en el bajante, plg	(-0.25 min.)	3.17	2.15	3.01	1.86	1.70	0.81	1.41	0.61

IV.3.2 Sección entre el corte 2 y el corte 3.

Los resultados de la evaluación de esta sección se presentan en la tabla N° 24. En la misma se puede observar que el plato 6A presenta varios problemas hidráulicos cuando procesa crudo TJM 26, mientras que con el crudo LRM se mantiene las variables dentro del límite deseado.

El crudo TJM 26 a carga máxima presenta un nivel de líquido elevado en el bajante, producto de un alta caída de presión en el mismo (0.152 psi) y un flujo de líquido elevado, que se ve reflejado en el goteo existente (21,6%). El llenado excesivo del bajante ocasiona un aumento de la espuma en el plato y eventualmente la inundación del mismo (70%). Al mismo tiempo el plato presenta un ligero ahogamiento en la entrada del bajante.

El problema hidráulico principal que presenta el plato 6D es el ahogamiento de la entrada al bajante para ambos crudos, provocado por altos flujos de líquido, lo que genera que el vapor sea arrastrado con el líquido hacia el plato inferior lo que ocasiona un reciclo de vapor hacia el plato. Todo esto ocasiona una excesiva caída de presión en el plato.

Otro problema de impacto sobre la eficiencia del mismo es la pérdida de sello en el bajante lo cual produce un mal contacto de las 2 fases, producto del paso del vapor por el bajante.

Ambos platos presentan una mayor cantidad de problemas hidráulicos con el crudo TJM 26, esta puede ser la razón por la cual la validación de la columna se obtuvo con una etapa teórica menos en esta zona para el crudo TJM 26 con respecto al crudo LRM.

Tabla N° 24: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección entre el corte 2 y el corte 3.

Plato evaluado →		Plato 6A				Plato 6D			
Crudo →		TJM-26		LRM		TJM-26		LRM	
Carga →		Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima
Caída de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.152	0.103	0.093	0.082	0.288	0.090	0.220	0.189
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	56.0	30.2	27.5	25.1	33.6	13.3	27.4	24.0
Velocidad a la entrada al bajante, ft/seg	(0.576 máx.)	0.145	0.113	0.110	0.100	0.084	0.040	0.081	0.070
Velocidad de salida del bajante, ft/seg	(0.600 máx.)	0.145	0.113	0.110	0.100	0.084	0.040	0.081	0.070
Ahogamiento en el bajante	(1.000 máx.)	0.932	0.420	0.801	0.708	1.045	0.835	1.632	1.124
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	70.0	52.5	49.7	45.0	64.8	38.5	53.2	46.7
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	60.8	47.0	44.6	40.6	60.3	39.2	49.9	43.9
Goteo, %	(20% máx.)	21.6	29.6	9.5	15.0	3.1	13.8	2.5	3.7
Arrastre %	(20% máx.)	14.8	1.2	0.7	0.4	1.4	0.2	1.4	0.5
Sello en el bajante, plg	(-0.25 min.)	13.53	6.19	5.45	5.03	-0.07	-0.68	-0.62	-0.66

IV.3.3 Sección del pumparound inferior.

Como se puede observar en la tabla N° 25 tanto el plato número 7 como el 8 no exceden los valores máximos recomendados de ninguna variable hidráulica, esto tanto para el crudo TJM 26 como LRM a las cargas estudiadas.

Se puede observar que la caída de presión en general es baja tal como era de esperar para este tipo de plato (Plato jet) a excepción del plato 7 con TJM 26 a carga máxima donde la misma es considerable (0.113 psi). La baja caída de presión en estos platos se debe a que los mismos están diseñados para ello, pese a que operan a cargas de líquido superiores a las de otros.

En el caso del plato 7 se observa que tiene un porcentaje de inundación y caída de presión mayor para el crudo TJM 26, esto se debe a que el rendimiento de los cortes superior es mayor en este crudo por lo cual el flujo de vapores ascendente en consecuencia es mayor.

Tabla N° 25: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección de pumparound inferior.

Plato evaluado →		Plato 7				Plato 8			
Crudo →		TJM-26		LRM		TJM-26		LRM	
Carga →		Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima
Caída de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.113	0.079	0.088	0.077	0.059	0.050	0.056	0.051
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	19.7	14.9	15.9	15.4	6.9	6.0	7.8	6.8
Velocidad a la entrada al bajante, ft/seg	(0.576 máx.)	0.140	0.107	0.171	0.134	0.091	0.069	0.422	0.108
Velocidad de salida del bajante, ft/seg	(0.600 máx.)	0.319	0.243	0.387	0.305	0.091	0.069	0.422	0.108
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	62.8	48.0	52.3	44.9	27.2	20.6	23.9	20.9
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	65.9	50.3	56.3	47.2	30.1	22.8	24.4	22.3

IV.3.4 Sección entre el corte 1 y la cabecera.

Como se puede ver en la tabla N° 26 el plato N° 8A. no presenta ningún problema hidráulico, encontrándose todos los valores de dentro del margen recomendado. Para el crudo TJM 26 la inundación a carga máxima se encuentra en 59% la cual se encuentra por debajo del máximo. Para el crudo LRM el valor máximo de inundación es de 50 % el cual esta muy por debajo del máximo recomendado, lo mismo pasa para las otras variables por lo cual este plato presenta un funcionamiento muy bueno.

El plato 8D presenta goteo a carga mínima para el crudo TJM 26, aunque no en gran cantidad (18 %), en cambio para el LRM tiene 22 % de goteo que aunque se encuentra por encima del máximo recomendado no es lo suficientemente grande como para afectar la eficiencia del plato en demasía. El hecho que este plato presente goteo y el 8A no, indican que la gran cantidad de vapor condensa en los platos 8A, 8B y 8C.

Tabla N°26: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección entre la cabecera y el corte 1.

Plato evaluado →		Plato 8ªA				Plato 8D			
Crudo →		TJM-26		LRM		TJM-26		LRM	
Carga →		Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima
Caida de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.111	0.080	0.095	0.080	0.109	0.080	0.086	0.072
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	22.8	18.6	21.9	19.0	14.4	11.7	12.9	11.5
Velocidad a la entrada al bajante, ft/seg	(0.576 máx.)	0.056	0.040	0.065	0.050	0.039	0.030	0.042	0.032
Velocidad de salida del bajante, ft/seg	(0.600 máx.)	0.056	0.040	0.065	0.050	0.039	0.030	0.042	0.032
Ahogamiento en el bajante	(1.000 máx.)	0.529	0.410	0.491	0.420	0.475	0.350	0.411	0.345
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	59.4	43.9	50.8	42.9	45.4	32.8	35.7	30.2
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	51.2	38.4	43.4	37.1	44.7	32.7	35.7	30.5
Goteo, %	(20% máx.)	3.6	11.1	5.9	11.3	5.4	18.7	11.6	22.1
Arrastre %	(20% máx.)	17.4	5.4	2.9	0.9	6.4	2.0	1.7	1.2
Sello en el bajante, plg	(-0.25 min.)	1.88	1.70	2.13	1.83	0.05	-0.12	0.04	-0.07

IV.3.5 Sección del pumparound superior.

En la tabla N° 27 se presentan los resultados de la evaluación de los platos 9 y 11 correspondientes al pumparound del tope de la columna.

El plato N° 9 presenta una alta caída de presión a carga máxima, encontrándose por encima del valor máximo recomendado cuando se procesa TJM26. A cargas mínimas el plato no presenta problema alguno de operación aun cuando la caída de presión es ligeramente elevada (0.13 psi para TJM y 0.12 para LRM) producto del alto gradiente hidráulico, ya que esta es una sección de pumparound y los platos perforados presentan caídas de presión elevadas cuando se usan en estos servicios.

Producto de las altas cargas de líquido, en el caso del TJM 26 a carga máxima, además se tiene un llenado excesivo del bajante (51%) lo cual se traduce en un sello de bajante elevado (7"). Producto del arrastre (16%) y la acumulación de líquido en el plato la inundación alcanza un valor de 76 %, aunque el mismo se encuentra por debajo del máximo recomendado por lo cual no afecta la eficiencia en gran medida.

El plato 11 por el contrario presenta una cantidad de goteo elevado tanto a carga máxima como mínima, presentando el valor mayor con el crudo TJM 26 a carga mínima (51 %) y el valor menor con el crudo LRM a carga máxima (29 %). El hecho que el plato 11 presente goteo y el plato 9 no, es porque aunque los flujos de líquido son elevados en ambos casos, el plato 11 tiene un flujo de vapores mucho menor producto precisamente de la condensación de los mismos al entrar en contacto con el líquido del pumparound. Con esto se puede concluir que el área perforada es muy grande para el flujo de vapor que tiene el plato.

Con el crudo LRM se tiene un goteo menor producto ya que el reflujo superior es menor bajo este modo de operación lo cual conlleva una carga de líquido menor.

Tabla N° 27: Resultados de la evaluación hidráulica en la sección del pumparound superior.

Plato evaluado →		Plato 9				Plato 11			
Crudo →		TJM-26		LRM		TJM-26		LRM	
Carga →		Máxima	Mínim	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima
Caida de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.200	0.130	0.148	0.120	0.063	0.040	0.058	0.050
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	50.4	33.8	41.4	31.1	19.9	13.0	19.1	16.0
Velocidad a la entrada al bajante, ft/seg	(0.576 máx.)	0.350	0.260	0.326	0.250	0.251	0.190	0.245	0.190
Velocidad de salida del bajante, ft/seg	(0.600 máx.)	0.350	0.260	0.326	0.250	0.251	0.190	0.245	0.190
Ahogamiento en el bajante	(1.000 máx.)	0.920	0.640	0.734	0.600	0.292	0.270	0.269	0.240
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	75.6	50.2	57.6	45.3	13.4	9.0	12.0	11.2
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	45.2	33.0	36.0	30.8	8.4	6.0	7.8	7.7
Goteo, %	(20% máx.)	0.8	1.9	1.4	2.3	32.1	51.1	29.5	44.2
Arrastre %	(20% máx.)	16.1	0.6	1.5	0.4	0.0	0.0	0.0	0.0
Sello en el bajante, plg	(-0.25 min.)	7.34	4.81	4.94	4.39	1.16	-0.10	1.02	0.30

IV.12. Determinación del número de etapas teóricas óptimas adicionales

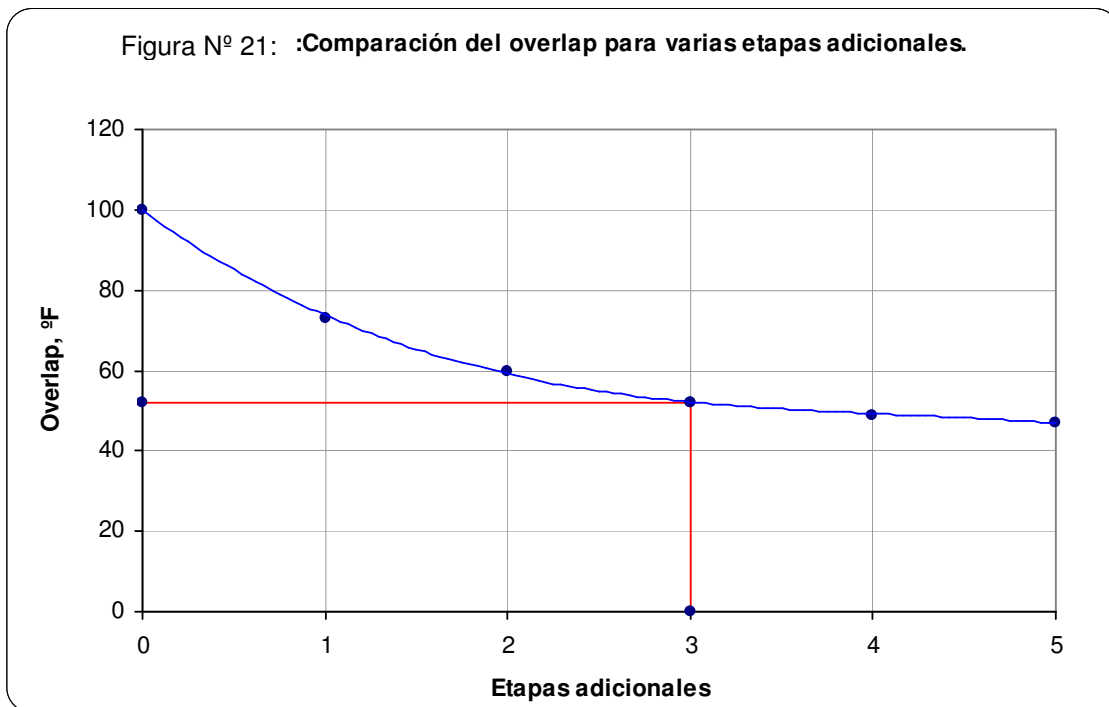
En vista del mal fraccionamiento entre la cabecera y el corte N°1 de, debido a un insuficiente número de etapas teóricas en la sección de rectificación de la columna, los productos obtenidos se encuentran fuera de especificación. Para lograr la separación deseada se necesitan más etapas de separación en el mismo espacio físico que se dispone actualmente.

Para la selección del número de etapas adicionales se simuló la columna T-100X adicionando una a una etapas adicionales entre el corte 1 y la cabecera, y se comparó el overlap obtenido entre ambos cortes hasta que la disminución del mismo no varió significativamente. Para realizar esto se tomo la simulación validada del crudo Tía Juana Mediano 26, ya que con este crudo es que se obtiene el Lube Liviano.

Al hacer esto se garantiza que además de lograr la separación deseada se maximicé la recuperación de Diesel. A continuación se presenta una tabla con los resultados obtenidos:

Tabla N° 28: Simulación con etapas adicionales entre la cabecera y el corte 1.

Numero de etapas teóricas adicionales	Número total de etapas.	Overlap entre la cabecera y el corte 1, (°F)
0	2	100
1	3	73
2	4	60
3	5	52
4	6	49
5	7	47



Como se observa la disminución en el overlap al adicionar la sexta etapa es insignificante por lo que el número de etapas optimas obtenidas es de 3 etapas adicionales, es decir, 5 etapas totales de fraccionamiento entre los 2 cortes. Esto se observa también en la figura n° 21 en donde se ve que para más de 3 etapas adicionales la curva tiende a una asíntota, por lo cual este es el punto optimo.

IV.13. DETERMINACIÓN DEL TIPO DE INTERNO A USAR

Una vez determinado el número de etapas a emplear se puede hacer un primer análisis del tipo de interno a usar de manera de no perder tiempo evaluando una opción que de antemano se puede descartar. Las 2 opciones planteadas son el reemplazo de platos por empaques o la adición de más platos. En la tabla N°29 se presenta un cuadro comparativo con varios criterios que se deben tomar en cuenta a la hora de realizar la modificación. Para el estudio de las opciones se establecen como premisas las siguientes:

- Garantizar la obtención de ambos productos dentro de especificación para lo cual se necesitan 3 etapas teóricas adicionales.
- El espacio disponible para la instalación de los nuevos internos es de 21 pies.
- La eficiencia obtenida para un plato operando en esta sección fue de 50 %.

Tabla N° 29: Cuadro comparativo entre los posibles dispositivos de contacto a usar.

Criterio	Incrementar el número de platos en la sección.	Reemplazar los platos por empaques estructurados
Requerimientos de instalaciones mecánicas	La instalación de los platos es muy problemática debido a la cantidad de parámetros que se manejan en la instalación de los platos (ancho bajantes, altura vertederos, altura del claro, hermeticidad, inclinación, etc).	La instalación de los empaques en sí no acarrea mayores problemas, sin embargo los redistribuidores de líquido son parte crítica para un buen fraccionamiento por lo cual deben quedar muy bien instalados. Para ello es recomendable tener un espacio considerable (6 pies o más de ser posible) para una instalación más fácil
Requerimientos de energía	Los platos tienen una mayor caída de presión .	Los empaques tienen una sustancial menor caída de presión que los platos. Al optimizar la presión de diseño, durante la remodelación, una reducción en la caída de presión se traduce en la torre empacada en una mejor volatilidad relativa, reduciendo así los requerimientos de reflujo, calor y temperatura. Esto significa menor degradación del producto, mayor capacidad y menor consumo de energía, lo que representa una ventaja atractiva para la selección.

Continuación Tabla N° 29: Cuadro comparativo entre los posibles dispositivos de contacto a usar

Criterio	Incrementar el número de platos en la sección.	Reemplazar los platos por empaques estructurados
Requerimientos de espacio y fraccionamiento	Para cumplir con los requerimientos de fraccionamiento se necesitarían de 6 platos adicionales. Para la actual separación entre los platos, lo máximo que se podría instalar son 2 platos. Si se utilizara el mínimo espaciado se podría instalar cerca de 4 pero aun así dista mucho de los 6 requeridos	Los empaques en este aspecto son bien flexibles. Para las cargas de diseño de la columna existen varios tipos de empaques que cumplen en el espacio disponible con las 5 etapas óptimas requeridas y además con todos los parámetros hidráulicos.
COSTOS	Son los de más bajos costos entre todos los tipos de dispositivos de contacto en el mercado. Sin embargo hay que tomar en cuenta también que se necesitan varios platos para el servicio.	Los empaques son más costosos que los platos.

Basándose en el cuadro comparativo anterior se concluye que reemplazar platos por empaques es la mejor opción debido al elevado número de etapas adicionales necesarias y la imposibilidad de lograr alcanzar las 3 etapas con los platos, a pesar que involucran mayores costos.

Los rellenos estructurados de última generación ya han sido adoptados como elementos eficientes de contacto líquido - gas para las columnas de destilación, en muchos servicios exigentes de fraccionamiento en el área de derivados de petróleo desplazando a los otros tipos de internos en procesos de "Revamp".

IV.14. Simulación de la columna con las etapas adicionales de fraccionamiento.

Una vez determinadas el número de etapas adicionales, se realizó la simulación adicionando las mismas, para cada uno de los casos estudiados, pero cambiando las especificaciones de la simulación de manera de garantizar la obtención de los productos en especificación. Las premisas para la realización de las simulaciones fueron las siguientes:

- La temperatura de tope se especifico en el valor de diseño que es 150°F.
- Se cambio la temperatura de la zona de vaporización instantánea y se fijo en su valor de diseño de 760°F, ya que este es el valor al que debería operar realmente.
- La presión en el tope de la columna se cambio a -28" inHg (0.943 psia ó 48 mmHg), esto debido a que en un futuro se piensa cambiar el sistema de eyectores para lograr un mayor vacío.
- Se agrego una etapa adicional en la sección entre el corte 2 y el corte 3 para la simulación con TJM 26, esto basado en que una vez escogida la nueva configuración de la simulación se debe eliminar los problemas hidráulicos de la sección en el caso hipotético que los tenga, ya que el objetivo no es mejorar el fraccionamiento una sección de la columna y desmejorar en el proceso otra.

Cabe destacar que para determinar el nuevo perfil de presiones producto del empleo de empaques en la sección superior se utilizó inicialmente una caída de presión típica esperada. Posteriormente con los resultados obtenidos se evaluaron los empaques y con la caída de presión real se volvió a realizar la simulación. Esto se realizó hasta que la diferencia entre la caída de presión calculada y la fijada no fuera superior al 5%. Los resultados que se presentan corresponden a los últimos valores obtenidos.

IV.14.1 Crudo TJM-26

Para la simulación de la columna con el crudo TJM 26 se hicieron modificaciones adicionales en las especificaciones de la columna, esto para obtener los productos dentro de especificación. Estas modificaciones fueron las siguientes:

- Se cambió la especificación del flujo de cabecera, y se pasó a especificar el 95% de destilado de la curva D-86 en 690°F.
- Se cambió la especificación del flujo de corte 1, y se pasó a especificar el 5% de destilado de la curva D-1160 a 10 mmHG en 435°F.
- Se cambió la especificación del flujo de corte 3, y se pasó a especificar el 95% de destilado de la curva TBP en 1015°F.
- El flujo del corte nº 2 se fijo como especificación pero se tanteo con el mismo de manera de cuadrar la viscosidad del corte 3 en el rango establecido.

Al realizar la simulación con estas especificaciones se asegura que la cabecera se especifique como Diesel mientras que en el caso del corte 1 se debe verificar además que se cumpla con la norma de viscosidad para especificarlo como Lube Liviano.

En la tabla N° 30 se presentan los resultados obtenidos con el crudo TJM 26 a carga máxima. En la misma se puede observar una disminución en el rendimiento de la cabecera a favor de un aumento de producción de corte 1. Además como se puede ver en la tabla N °31 la viscosidad del corte 1 y el 95 % de la cabecera se encuentran dentro del rango necesario para especificarlos como Lube Liviano y diesel respectivamente.

Aunque con anterioridad se tenía un flujo de cabecera mayor no se producía Diesel debido a que se tenía un 95% de destilado muy elevado. Con las etapas adicionales se nota una reducción notable en el overlap (113 °F a 47 °F), lo cual se traduce en un aumento en el rendimiento del corte 1, producto de la disminución de la cola de la cabecera, lo que a su vez provee al corte 1 de compuestos más ligeros que producen un efecto de disminución de la viscosidad y aumento de la gravedad API tal y como se ve reflejado en las tablas N° 30 y 31.

Tabla N° 30: Resultados simulación con etapas adicionales,
a carga máxima con TJM 26

Variable	Operación	Simulación	Porcentaje de Desviación, %
Flujo de retiro de cabecera, B/D	5950	5594	-6.0
Flujo de retiro del corte N° 1, B/D	6800	7245	+6.5
Flujo de retiro del corte N° 2, B/D	4750	2677	-43.6
Flujo de retiro del corte N° 3, B/D	3250	6341	+95.1
Flujo de retiro de Fondo de vacío, B/D	29250	28143	-3.8
Gravedad API de la Cabecera	24.8	24.9	+0.4
Gravedad API del corte lateral N°1	20.8	21.0	+0.9
Gravedad API del corte lateral N°2	20.0	20.4	+2.2
Gravedad API del corte lateral N°3	18.6	18.5	-0.8
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.0	7.7	-3.3
Overlap entre la Cabecera y el Corte 1, °F	113	47	-58.8
Overlap entre el Corte 1 y el Corte 2, °F	204	168	-17.7

Tabla N° 31: Comparación entre las especificaciones de los productos
de la sección superior a carga máxima.

Variable	Valor de especificación	Operación	Simulación Máx. / mín.
Viscosidad cinemática a 210°F del corte N° 1, cstk	6.1 – 7.2	7.72	6.91 / 6.90
Viscosidad cinemática a 210°F del corte N° 3, cstk	21.8 - 22.7	22.7	22.3 / 22.2
95% de la curva D-86	680 – 690	716	680
5% de la curva D-1160 a 10 mmHg	435 mín	420	435

Otro aspecto importante en los resultados presentados es el hecho de la disminución del overlap entre el corte 1 y el corte 2, esto debido a la disminución del vacío y la caída de presión, originando presiones más bajas, lo cual favorece una mejor separación.

Asimismo se obtuvo un aumento en la producción del Lube Pesado, ello producto de 2 efectos, uno el aumento del grado de vaporización en la zona y segundo por la disminución del retiro del corte 2. Esta disminución se da para mantener la viscosidad del corte 3 dentro de la especificación como Lube Pesado, dejando caer livianos hacia el corte 3.

De igual manera el rendimiento del fondo de vacío disminuyó por razón del aumento de la temperatura en la zona de vaporización instantánea, cayendo al fondo un producto más pesado, razón por lo cual además disminuyó la densidad del corte.

En la tabla N° 32 se reportan los resultados para el crudo TJM 26 a carga mínima, sin embargo los resultados son similares en proporción con los obtenidos a carga máxima por lo que explicarlos sería redundar en lo mismo.

Lo único resaltante a carga mínima es que los valores obtenidos demuestran que al tener una caída de presión aun menor producto de menos carga los overlap disminuyen un poco más aunque no significativamente.

Vale destacar que para ambos casos el rendimiento del Lube Liviano sobrepasa el rendimiento típico esperado de 8% (Basado en la alimentación a la planta atmosférica), obteniéndose 8,8 % a carga máxima y 9,3 a carga mínima. Esta además decir que son rendimientos que están muy por encima del 5,5% que se venía obteniendo cuando se lograba sacar el producto en especificación, lo cual representa un gran incentivo económico al proyecto y hace pensar en la firme posibilidad de su factibilidad.

Tabla N° 32: Resultados simulación con etapas adicionales,
a carga mínima con TJM 26

Variable	Operación	Simulación	Porcentaje de Desviación, %
Flujo de retiro de cabecera, B/D	4522	4263	-5.7
Flujo de retiro del corte N° 1, B/D	5168	5590	8.2
Flujo de retiro del corte N° 2, B/D	3610	1877	-45.4
Flujo de retiro del corte N° 3, B/D	2470	5345	116.4
Flujo de retiro de Fondo de vacío, B/D	22230	20825	-6.3
Gravedad API de la Cabecera	24.8	24.8	0.0
Gravedad API del corte lateral N°1	20.8	21	1.0
Gravedad API del corte lateral N°2	20.0	20.4	2.0
Gravedad API del corte lateral N°3	18.6	18.5	-0.5
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.0	7.5	-6.3
Overlap entre la Cabecera y el Corte 1, °F	113	46	-59.3
Overlap entre el Corte 1 y el Corte 2, °F	204	165	-19.1

IV.14.2 Crudo LRM

Para la simulación de la columna con el crudo LRM de igual manera se hicieron modificaciones en las especificaciones de la columna, esto para obtener los productos dentro de especificación. Estas modificaciones fueron las siguientes:

- Se cambió la especificación del flujo de cabecera, y se pasó a especificar el 95% de destilado de la curva D-86 en 690°F.
- Se cambió la especificación del flujo de corte 1, y se pasó a especificar la temperatura del plato 8 (etapa 8) en 540 °F.
- Se cambió la especificación del flujo de corte 3, y se pasó a especificar el 95% de destilado de la curva TBP en 1020°F.

Al realizar la simulación con estas especificaciones se asegura que la cabecera se especifique como Diesel mientras que en el caso del corte 1 al no tener una curva de vanadio para especificar el contenido del mismo, se fija la temperatura del plato 8 de manera de garantizar que el contenido de metales en el plato no sea mayor a 1,5% y poder procesarlo como gasóleo liviano aguas abajo del proceso.

En la tabla N° 33 se presentan los resultados obtenidos con el crudo LRM a carga máxima y en la tabla N° 34 los resultados a carga mínima. En las mismas se observa un incremento sustancial en el rendimiento de la cabecera de hasta más de 2000 B/D de Diesel adicional a carga máxima y de 1600 B/D a carga mínima lo que equivale a aumentar el rendimiento en más de un 60 % del original. Producto del fraccionamiento adicional se logra recuperar parte del diesel que anteriormente se retiraba con el corte 1 debido al mal fraccionamiento.

Además se da una disminución en la gravedad API de la Cabecera de 1 API en ambos casos. Esto se debe a que la porción adicional de Diesel que se recupera del corte 1 es más pesada que la mezcla que se tenía inicialmente en el corte.

Adicionalmente se da una disminución en el rendimiento del fondo de vacío producto de que en la operación la temperatura de la zona era muy baja (742°F) en comparación con el valor de la simulación (760°F), lo que se refleja también en el aumento del rendimiento del corte 3.

Tabla N° 33: Resultados simulación con etapas adicionales,
a carga máxima con LRM

Variable	Operación	Simulación	Porcentaje de Desviación,%
Flujo de retiro de cabecera, B/D	3449	5579	+61.8
Flujo de retiro del corte N° 1, B/D	7263	6559	-9.7
Flujo de retiro del corte N° 2, B/D	1317	2272	+72.5
Flujo de retiro del corte N° 3, B/D	5057	6320	+25.0
Flujo de retiro de Overflash, B/D	4892	2850	-41.7
Flujo de retiro de Fondo de vacío, B/D	28020	26420	-5.7
Gravedad API de la Cabecera	27.1	26.1	-3.7
Gravedad API del corte lateral N°1	22.2	22.2	0.0
Gravedad API del corte lateral N°2	21.4	21.2	-0.9
Gravedad API del corte lateral N°3	19.0	18.9	-0.5
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.3	7.6	-8.4
Overlap entre la Cabecera y el Corte 1, °F	67	42	-37.3

Cabe destacar que uno de los resultados curiosos es el hecho que la gravedad API disminuye para todos los cortes a ambas cargas, aunque esto se ve más asentado a carga mínima. Este efecto es producto de una vaporización de los productos más livianos del corte inferior hacia el corte superior, sin embargo viéndolo desde el punto de vista del

corte superior lo que llega al corte son componentes más pesados que forman parte de la cola del mismo.

De igual manera con el LRM se observa que el overlap disminuye considerablemente, de hecho es menor que en el caso del TJM 26.

Tabla N° 34: Resultados simulación con etapas adicionales,
a carga mínima con LRM

Variable	Operación	Simulación	Porcentaje de Desviación, %
Flujo de retiro de cabecera, B/D	2621	4264	62.7
Flujo de retiro del corte N° 1, B/D	5520	5383	-2.5
Flujo de retiro del corte N° 2, B/D	1001	1445	44.4
Flujo de retiro del corte N° 3, B/D	3844	4820	25.4
Flujo de retiro de Overflash, B/D	3718	2250	-39.5
Flujo de retiro de Fondo de vacío, B/D	21295	19838	-6.8
Gravedad API de la Cabecera	27.1	26.1	-3.7
Gravedad API del corte lateral N°1	22.2	22.1	-0.5
Gravedad API del corte lateral N°2	21.4	21.1	-1.4
Gravedad API del corte lateral N°3	19	18.9	-0.5
Gravedad API del Fondo de Vacío	8.3	7.2	-13.3
Overlap entre la Cabecera y el Corte 1, °F	67	39	-41.8

IV.15. Evaluación de los distintos tipos de empaques y configuraciones.

Los empaques que se evaluaron para la modificación de la columna fueron los diferentes tipos de Mellapak y MellapakPlus de Sulzer y los Gempak de Koch Glitsch, ya que los mismos son actualmente los de mejor rendimiento en el mercado y con los que se han obtenido mejores resultados en remodelaciones hechas en plantas similares.

Para la evaluación de los empaques se tomó la simulación con TJM 26 a carga máxima que presentaba las cargas de líquido y vapor más elevadas y por lo tanto las más limitantes para el funcionamiento del empaque.

Adicionalmente con el objetivo de ganar espacio para instalar el lecho entre la cabecera y el corte 1, se evaluó también la instalación de empaques en la sección superior de pumparound. La necesidad de espacio para la instalación del segundo lecho ubicado en la sección entre la cabecera y el corte 1, se deriva del número elevado de etapas adicionales necesarias.

Entonces se tiene que el lecho empacado de pumparound debe cumplir con las 2 etapas de transferencia teórica, mientras que el lecho empacado entre la cabecera y el corte 1 debe cumplir con 5 etapas teóricas. Además el lecho de pumparound debe permitir el intercambio de calor necesario reportado por la simulación.

A continuación se presenta una lista con los resultados de los empaques estructurados evaluados para cada una de las secciones. La altura del lecho reportada es la altura estándar inmediatamente por encima a la calculada, esto debido a que los empaques se comercializan por capas de cierta altura fija dependiendo del modelo. Además se tomó como criterio para la evaluación, que los empaques no sobrepasen el 80% de su capacidad máxima⁽¹⁴⁾, ni la presión máxima recomendada para cada empaque tal y como se menciona en la sección II.5.4.3. Estos criterios se evaluaron tanto para el tope como para el fondo del empaque de cada sección.

El HETP de cada empaque es calculado por el programa a partir de las curvas obtenidas para cada uno de los empaques a partir de datos experimentales, las cuales

correlacionan la carga de vapor con el HETP tal y como se muestra en la sección II.5.6. Además en vista de las desviaciones que se tienen al aplicar este método explicadas en la sección II.5.5 se adiciono un 20 % más al HETP reportado por el simulador, y el valor final obtenido es el que se encuentra reportado en las tablas.

Como se puede observar en la tabla N° 35 los empaques evaluados cumplen en su mayoría con los criterios recomendados para empaques. Sin embargo el Mellapak 170Y se encuentra ligeramente sobre el límite del criterio capacidad máxima y el Mellapak 125Y requiere de mucho espacio para su instalación por lo cuál se descartan estas 2 opciones.

Además como se puede observar los empaques de baja eficiencia se adaptan mejor a sistemas de intercambio de calor, lo que se ve reflejado en la baja relación entre el coeficiente de transferencia calculado y el requerido para estos, aunque como se menciona ocupan más espacio. Para el M252Y el valor esta cercano a la unidad sin embargo aun así se encuentra 10 % por debajo del valor disponible.

Tabla No 35: Sección de Pumparound superior.

		TIPO DE EMPAQUE			
		Mellapak plus M252.Y	Mellapak M170.Y	Mellapak M125.Y	Gempak 2A
HETP, plg		18.2	23.6	36.3	25.5
Altura del lecho, pie		3.5	4.3	6.2	4.4
Capacidad máxima, %	Tope	22	21	19	24
	Fondo	73	<u>81</u>	72	77
Caída de presión, plg H ₂ O/pie	Tope	0.014	0.009	0.006	0.012
	Fondo	0.231	0.223	0.109	0.240
Caída de presión total, plg H ₂ O		0.52	0.78	0.46	0.63
Porcentaje de retención, %		5.4	3.9	2.9	4.1
Relación entre el coeficiente de transferencia de calor requerido y el calculado, K_{req}/K_{cal}		0.91	0.78	0.53	0.82

Tanto el MellapakPlus 252Y como el Gempak 2A cumplen con los parámetros de evaluación, sin embargo el Gempak 2A se encuentran más próximo a su capacidad máxima de operación (77%) y además ocupan una cantidad de espacio superior, por lo cual deja el MellapakPlus 252Y como la mejor opción para esta sección.

Los resultados para la sección de fraccionamiento cabecera - corte 1 se muestran en la tabla N° 36. Para esta sección únicamente 3 tipos de empaques entre los evaluados cumplen con los criterios hidráulicos de diseño el M252Y, el M452Y y el Gempak 3A. Aun cuando el M350Y no presenta inundación, la eficiencia del mismo disminuye a altas cargas de vapor, sobrepasando la caída de presión máxima recomendada (0.412 inH₂O/pie vs 0.375 inH₂O/pie). Posiblemente lo que ocurre es que el empaque se encuentra inundado pese a no superar su capacidad máxima ya que son criterios distintos. Este problema se traduce en un elevado HETP (16.9 “ vs 13.5” típico)⁽¹⁶⁾.

Tabla No 36: Sección de Fraccionamiento cabecera - corte1.

		TIPO DE EMPAQUE			
		Mellapak plus M452.Y	Mellapak plus M 252.Y	Mellapak M350.Y	Gempak 3A
HETP, plg		12.8	18.9	16.9	18.5
Altura del lecho, pie		5.6	8.5	7.5	8.2
Capacidad máxima, %	Tope	65	56	76	79
	Fondo	59	51	69	73
Caída de presión, plg H ₂ O/pie	Tope	0.372	0.214	0.414	0.361
	Fondo	0.361	0.183	0.327	0.352
Caída de presión total, plg H ₂ O		2.05	1.69	2.84	2.92
Porcentaje de retención, %		3.2	2.4	3.2	3.0

De los 3 empaques restantes el MellapakPlus 252Y y el Gempak 3A requieren alturas similares sin embargo el Gempak se encuentra más cercano a la capacidad máxima de operación, además de producir una caída de presión mayor por lo cual se descarta de igual manera este empaque. Entonces como opciones finales para el fraccionamiento cabecera – corte1 tenemos:

- Usar 8.5 pies de MellapakPlus 252Y.
- Usar 5.6 pies de MellapakPlus 452Y.

Antes de entrar en discusión sobre cual de las 2 opciones usar hay que tener en cuenta el espacio que ocupan los internos de la columna. Para lo cual se deben definir los mismos ya que el espacio ocupado por estos afecta la escogencia del empaque para el segundo lecho.

Para la sección de pumparound se debe usar un distribuidor de presión ya que son los que se utilizan en las secciones de transferencia de calor. Entre los 3 tipos de distribuidores a presión revisados en la bibliografía, se escogió utilizar un distribuidor de boquillas rociadoras ya que es el único que puede manejar el caudal de líquido que se tiene en la sección, además que se deben usar en columnas de grandes diámetros como es este caso⁽²⁾. Además estos tipos de distribuidores ya se han empleado con éxito en otras plantas dando resultados satisfactorios.

En el caso del lecho entre la cabecera y el corte 1 al ser una sección de puro fraccionamiento y con varias etapas teóricas se debe tener una distribución de mucha más calidad por lo cual se debe usar un distribuidor gravitatorio, los cuales proveen una alta calidad de distribución⁽²⁾.

Para el diámetro de la sección únicamente 2 tipos de distribuidores gravitatorios se pueden usar según la revisión bibliográfica, el distribuidor de túnel con orificios y el de bandejas con perforaciones en “V” (Notched Throught).

El distribuidor de túnel con orificios aunque presenta una mejor distribución es susceptible a la desnivelación a bajos flujos. Esta es una desventaja en este caso si se

toma en cuenta que el flujo que debe manejar 18 gpm/ft² es relativamente moderado, sin embargo la principal desventaja de esto es durante el arranque de la planta donde en principio debe operar a flujos bajos. Es sabido de casos donde esto ha ocurrido y como consecuencia se pierde eficiencia en la transferencia.

Por tal motivo se escogió un distribuidor gravitatorio de Bandejas con perforaciones ya que además de proporcionar una buena distribución, tiene un alto turndown y ya se ha empleado dentro de la industria con éxito.

Cada lecho por debajo debe tener un plato colector que intercepte el líquido, en ambos casos la escogencia es muy fácil ya que los platos de chimenea aparte que proveen una gran capacidad sirven como distribuidores del vapor hacia el lecho, característica que los hace de amplio uso en estos servicios.

Además el plato de chimenea que se coloque por debajo del primer lecho debe servir de plato de retiro y alimentar el líquido internamente al distribuidor gravitatorio que se colocara debajo del mismo y por encima del segundo lecho.

Para el estudio de las opciones se establecen las siguientes premisas:

- La sección consta de 21' 5". De los cuales 3,5 pies se usaran para instalar el primer lecho.
- El cabezal principal del distribuidor de boquillas rociadoras del reflujo superior debe tener una separación del lecho de 2'.
- Esto deja un espacio disponible para la instalación de este lecho conjuntamente con el plato de retiro de cabecera, el distribuidor gravitatorio y el plato de retiro de corte 1 de 16 pies en total.
- La bibliografía consultada recomienda dejar 6 pie o más de ser posible entre los 2 lechos para la instalación de los internos. El mínimo recomendado es 5,5 pies.
- Y por ultimo se debe dejar entre 3 y 2 pies para la instalación del plato de chimenea de retiro del corte lateral N° 1.

Tabla N° 37: Cuadro comparativo entre las 2 opciones disponibles para modificar la sección de fraccionamiento cabecera corte 1.

Criterio	Instalar 8,5 pies de M252Y	Instalar 5,6 pies de M452Y
Costo	Se estima que el costo únicamente correspondiente para el volumen requerido de empaque es aproximadamente de 105.000 \$.	Se estima que el costo únicamente para el volumen requerido de empaque es aproximadamente de 140.000 \$.
Requerimientos de espacio	Si se resta a los 16' disponibles los 5,5 pies de espaciamiento mínimo entre los 2 lechos y los 2 pies para la instalación del plato de chimenea esto dejaría exactamente 8,5 pies para la instalación del lecho. Lo cual además indica que solo se puede instalar bajo condiciones mínimas de diseño.	El empaque cumple con todas las premisas y recomendaciones de diseño, dejando 6' 6" entre los 2 lechos para la instalación de los internos y 3' aproximadamente para la instalación del plato de chimenea de retiro de corte 1.

Basado en la tabla anterior se escogió como la mejor opción instalar 5,6 pies de empaque MellapakPlus 452Y ya que siendo los distribuidores de líquido y vapor la más parte crítica para un buen fraccionamiento es preferible dejar un espacio mayor para su instalación. Además que la diferencia en costos no tiene suficiente impacto sobre el costo total del proyecto.

IV.16. EVALUACIÓN DE LA COLUMNA T-100X.

Una vez seleccionada la nueva configuración de la sección superior de fraccionamiento se procede a evaluar las demás secciones de manera de ver si motivado a las modificaciones y por consiguiente las nuevas condiciones de operación se originó algún problema hidráulico, mecánico o de funcionamiento en la columna.

IV.16.1 Evaluación hidráulica de la columna bajo la nueva configuración.

La evaluación hidráulica se realiza para verificar si se origina algún problema debido a las nuevas cargas. La evaluación hidráulica se realizó únicamente para los casos más limitantes, es decir para el TJM 26 a carga máxima y el LRM a carga mínima, con el primero se evalúa el arrastre y el segundo el goteo.

A continuación se presenta la evaluación hidráulica de las diferentes secciones de la columna.

Tabla N° 38: Evaluación hidráulica en la sección del pumparound inferior para las nuevas condiciones de operación.

Plato evaluado →		Plato 7		Plato 8	
Crudo →		TJM-26 máxima	LRM mínima	TJM-26 máxima	LRM mínima
Caída de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.141	0.137	0.071	0.063
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	37	31	10	8
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	72	63	35	27
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	77	69	39	33

Como se puede observar en la tabla n° 38 la sección de pumparound inferior no presenta problema alguno de funcionamiento bajo la nueva configuración. Los valores máximos se obtienen para el plato 7 el cual opera a un 77% de la inundación, lo cual indica que se dio un aumento en este parámetro si lo comparamos con la primera evaluación hidráulica (63 %). Esto se debe a las bajas presiones que se tienen, lo que produce el aumento de la velocidad superficial del vapor.

Tabla N° 39: Evaluación hidráulica en la sección entre el corte 2 y el corte 3 para las nuevas condiciones de operación.

Plato evaluado →		Plato 6A		Plato 6D	
Crudo →		TJM-26 máxima	LRM mínima	TJM-26 máxima	LRM mínima
Caída de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.192	0.080	0.178	0.078
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	40	33	38	26
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	72	53	69	50
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	61	45	63	47
Goteo, %	(20% máx.)	10	1	0	4
Arrastre %	(20% máx.)	36	13	34	12

En la tabla N° 39 se muestra que los platos 8A y 8B presentan arrastre a carga máxima producto del aumento de la velocidad superficial del vapor, lo que a su vez se debe al nuevo perfil de presiones más bajo. A carga mínima los platos no presentan ningún problema.

En vista del problema de arrastre que presenta el plato se debe modificar los parámetros mecánicos necesarios del mismo para reducir el arrastre en la sección, siguiendo las recomendaciones presentadas en la sección II.4.3.

IV.16.2 Nueva configuración de los platos de la sección de fraccionamiento entre corte 2 y corte 3.

En vista que el problema que se tiene es de arrastre y el mismo no es de gran magnitud (36% Y 34%) se simuló un aumento del área perforada de los platos de manera de disminuir la velocidad del vapor a través del plato. Además en el caso del plato 6A hubo que aumentar el ancho del bajante. Las modificaciones consistieron en:

- Se aumentó de 20 pie² a 26pie² el área perforada de los platos 6A y 6D.
- Se aumentó el ancho del bajante del plato 6A de 6 pies a 8 pies.

Tabla N° 40: Evaluación hidráulica en la sección entre el corte 2 y el corte 3 con las modificaciones en los platos.

Plato evaluado →		Plato 6A		Plato 6D	
Crudo →		TJM-26 máxima	LRM mínima	TJM-26 máxima	LRM mínima
Caída de presión en el plato, psi	(0.150 máx.)	0.142	0.082	0.127	0.072
Llenado bajante %	(50.00 máx.)	28	24	28	20
Porcentaje de inundación	(90% máx.)	68	52	72	51
Máxima capacidad, %	(90% máx.)	61	45	66	47
Goteo, %	(20% máx.)	4	8	1	11
Arrastre %	(20% máx.)	15	1	18	3

Como puede verse en la tabla con las modificaciones propuestas se redujo el arrastre por debajo del máximo permisible, además que se evito el goteo a carga mínima.

Sin embargo la sección cuenta además con los platos 6B y el 6C, los cuales deben ser modificados. El plato 6D y el 6B tienen diseños mecánicos similares, mientras que lo mismo ocurre con el 6A y el 6C. Las cargas además son igualmente similares por lo cual los cambios que se aplicaron a los platos 6D y 6A se deben aplicar por analogía a los platos 6C y 6B.

IV.16.3 Evaluación de los equipos periféricos bajo la nueva configuración.

Una vez definidas las modificaciones se debe verificar que los equipos periféricos como bombas e intercambiadores tengan la capacidad de cumplir con los requerimientos de bombeo e intercambio de calor reportados por la simulación.

La evaluación se realizó únicamente para los casos más limitantes, para el TJM-26 a carga máxima y el LRM a carga mínima, es decir la mayor y la menor carga que se obtuvo en la sección.

IV.16.3.1 Bombas de cabecera y corte 1.

En el caso de las bombas P-104 A/B y la P-106 B se verificó que las mismas bajo las nuevas condiciones de operación se encuentren por encima del flujo mínimo de la bomba. Esto es importante ya que cuando las bombas se encuentran operando por debajo de su flujo mínimo son propensas a problemas de desbocamiento y vibración. En la tabla N° 41 se presenta los resultados de la evaluación de las bombas.

Tabla N° 41: Evaluación de las bombas de la sección superior de fraccionamiento.

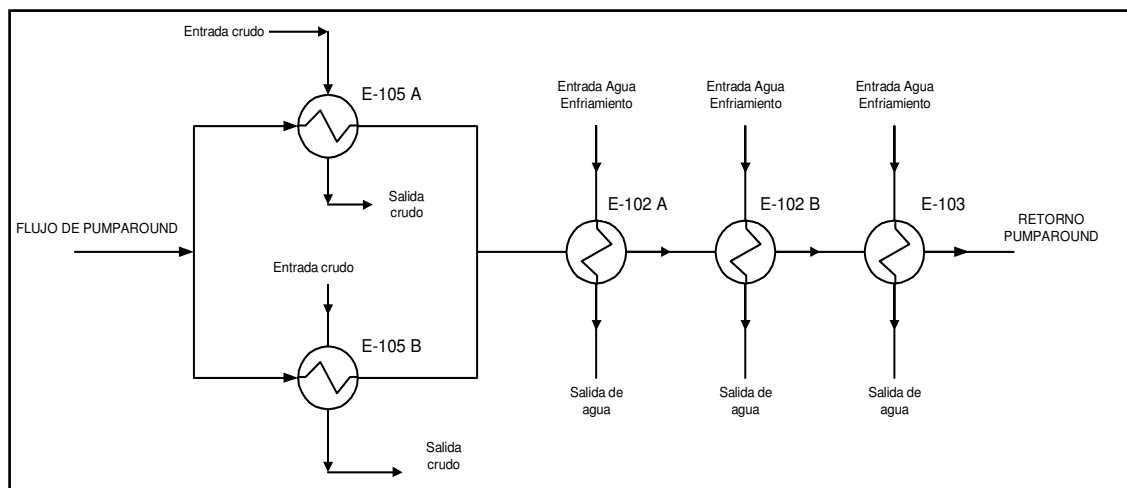
Bomba	Carga	Nuevo punto de operación			Punto optimo de operación			Caudal mínimo de Operación, GPM
		Caudal, GPM	Cabezal, pie	Eficiencia, %	Caudal, GPM	Cabezal, pie	Eficiencia, %	
P-106 B.	Máx.	177	440	61	220	335	66	78
	Mín.	152	465	58				
P-104 A / B	Máx.	1120	405	76	1050	375	77	600
	Mín.	963	425	74				

En el caso de las bombas P-104 A/B a carga máxima operarían por encima del punto de mejor eficiencia de la bomba, sin embargo no se encuentra muy por encima del valor óptimo.

IV.16.3.2 Sistema de intercambiadores de tope.

El objetivo de realizar la evaluación del sistema de intercambio de calor del refluo superior es evaluar el funcionamiento del mismo para un factor de ensuciamiento máximo. Se debe verificar que se puede lograr la temperatura de retorno del pumparound reportada por el simulador. Para la simulación se usó un factor de ensuciamiento igual a 2 veces el de diseño. El esquema del sistema de intercambiadores del refluo superior se puede observar en la figura N° 22.

Figura N° 22: Configuración de los intercambiadores de calor del pumparound superior.



En la tabla N° 42 se presentan los resultados calculados a partir de los datos presentados en el apéndice N° 7. Como se puede notar la temperatura de retorno obtenida a carga máxima y a carga mínima son menores que la requerida por la simulación por lo cual el actual sistema de intercambiadores de calor del pumparound es capaz de retirar todo el calor necesario para llevar a cabo la operación.

Tabla N° 42: Evaluación del pumparound.

	Temperatura de retorno calculada	Temperatura de retorno requerida
Carga máxima	121	126
Carga mínima	117	130

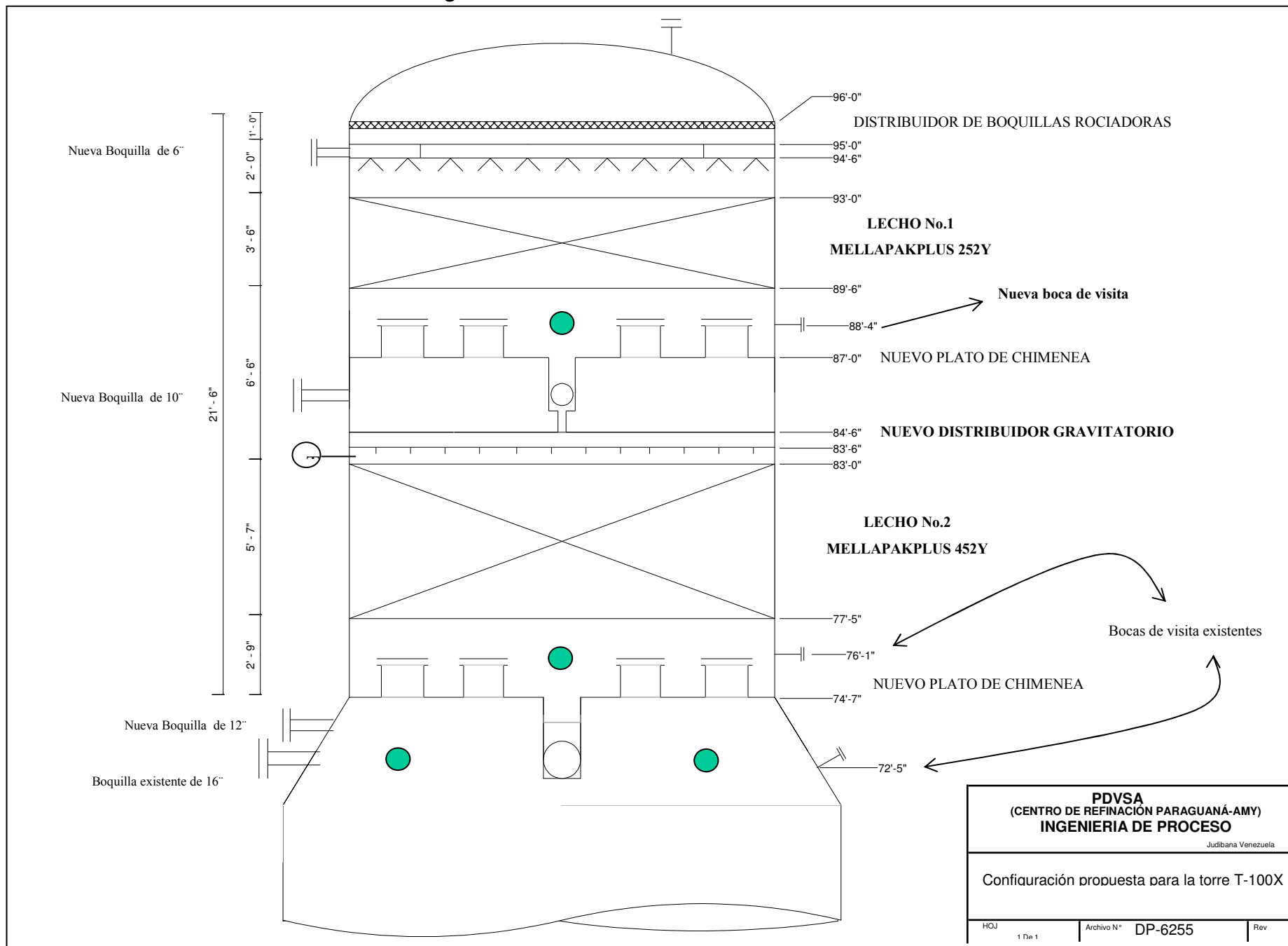
IV.16.4 Evaluación mecánica de la columna T-100X

Una vez realizada la escogencia de la nueva configuración de la sección se debe verificar como esta afecta las instalaciones mecánicas existentes, como bocas de visita, boquillas de retiro e ubicación de los indicadores de control, y proponer las modificaciones necesarias para adecuar la nueva configuración a la columna. A continuación se presentan las mismas:

- Colocar bridas ciegas en las boquillas existentes de retiro del retorno de pumparound superior y retorno de los vapores de despojamiento provenientes del despojador T-101.
- Instalar las nuevas boquillas de salida y retorno del reflujo superior de 10" y 8" respectivamente. Las nuevas boquillas deben encontrarse a la altura del plato de retiro y distribuidor de líquido respectivamente. Además se debe conectar las líneas de retiro y retorno de reflujo superior a las boquillas correspondientes y colocar rompe vórtices en las líneas que conectan con succión de las bombas.
- Instalar una nueva boquilla (12") para el retorno de los vapores de despojamiento por debajo del plato de retiro de corte 1 y conectar la boquilla con la línea correspondiente.
- Instalar una nueva boca de visita de 24" de diámetro entre el plato de chimenea y el lecho 1.
- Colocar la malla M-3, 6" por encima del distribuidor del reflujo superior para evitar arrastre de líquido hacia arriba.
- Colocar un indicador de nivel local en el nuevo plato de chimenea de retiro corte 1.
- Reubicar el indicador de temperatura T323 por encima del lecho 2 y colocar el indicador de nivel L304 a la altura del plato de retiro de cabecera. El control del nivel del plato se realizara en la caja colectora.

En la figura N° 22 se presenta el esquema definitivo de la propuesta presentada.

Figura N° 23: CONFIGURACIÓN PROPUESTA



IV.17. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO.

En esta sección del trabajo se realiza el análisis de los costos y beneficios del empleo de las modificaciones anteriormente propuestas, y de esta manera se determina siguiendo las consideraciones necesarias la factibilidad económica de llevar adelante el proyecto. Primero se realiza el estimado de costos clase V, el cual se presenta detallado por partes en las tablas N° 43, 44, y 45.

El costo de los materiales se calculó a partir de estimados de costos finales realizados para otras plantas en las cuales se usaron los mismos internos, que se escogieron para la propuesta ^(19,20).

Tabla N° 43: Costo de equipos y materiales.

Costo de Equipos y Materiales del Proyecto	Costo \$
3' 6" de lecho empacado MellapakPlus M252Y. Material SS 316 L.	68,964
5' 6" de empaque MellapakPlus M452Y. Material SS 316 L	143,981
Un (1) Distribuidor gravitatorio tipo vertedero, Sulzer VEP.	105,546
Un (1) Distribuidor de boquillas rociadoras tipo Sulzer VRD.	73,780
Dos (2) platos colectores de chimeneas rectangulares tipo SK.	72,850
Una (1) Rejilla de soporte del empaque tipo Sulzer TSB	13,290
Una (1) Rejilla de soporte del empaque tipo Sulzer TS	14,620
Costo de materiales y equipos (Sub-total)	493,031
Manejo de materiales, 5%	24,652
Total costo FOB equipos y materiales	517,683

El material de los internos debe ser de acero al carbono 316 ya que presenta una resistencia a la corrosión adecuada para el tipo de crudos que se procesan en la planta.

Tabla N° 44: Costo de la instalación.

Costo del contrato, (Cc)	Descripción	Costo \$
Costo de la labor, (Cl)	15000 H-H x 20 \$	300,000
Supervisión, Cs	15 % de Cl	45,000
Asesoría, Ea	20% Costo FOB de equipos	116,996
Administración, (Ca)	10% de Cl+Cs+Ea	46,200
Ganancia, (Cg)	15% de Cl+Cs+Ea+Ca	76,229
Impuesto municipal, (Ci)	3% de Cl+Cs+Ea+Ca+Cg	17,533
Costo del contrato (Total I)		601,958

A continuación se presentan los costos CIF de los equipos de la planta, los cuales incluyen los gastos de importación que incluyen los costos de los fletes marítimos y terrestres, el seguro y los impuestos entre otros gastos a considerar. Los gastos de nacionalización se refieren a los derechos de importación que se debe pagar.

Tabla N° 45: Estimado de costos total clase V.

	Costo \$
Total costo FOB equipos y materiales	517,683
Gastos de importación (13% del FOB)	67,299
Costo CIF	584,982
Gastos de nacionalización (12.5 % CIF)	73,123
Total costo de equipos y materiales (Total II)	658,104
Sub total (Total I+Total II)	1,260,062
Contingencia, (20% sub total)	252,012
Costo total del proyecto (TOTAL)	1,512,075

Para realizar el flujo de caja que se presenta en el apéndice N° 8, se tomó la carga típica a la planta de 42 KBD. El impacto económico que tendría en el CRP por la no disposición de la Unidad de Destilación al Vacío N° 2 (PVAY-2), expresado como costo de penalización, es de unos 0,9 \$/BBL.

Además se tomó en cuenta que mantener continuamente el producto de cabecera dentro de especificación como Diesel, representa un incentivo económico de 1,33 MM\$/año, mientras que retirar el Lube Liviano dentro de especificación, aumentando la producción del mismo en 1200 B/D, equivale a un ingreso adicional de 5,30 MM\$/año.

En la tabla N° 46 se presenta el valor de la Tasa Interna de Retorno del proyecto y el valor presente calculado a partir del flujo de caja para un periodo de tiempo de 12 años.

Tabla N° 46: Índices económicos del proyecto.

TIR	105 %
Valor Presente, \$	20.123.300
Valor Presente, MMBs.	32.197

En vista de la elevada Tasa Interna de Retorno de la inversión se concluye que la factibilidad de llevar a cabo el proyecto es muy elevada, en vista de su gran rentabilidad.

CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A continuación se presentan las conclusiones de este trabajo, desglosadas en los 3 puntos en los que se dividió el trabajo, simulaciones, evaluación hidráulica y modificación de la sección.

- El método termodinámico de Grayson Streed permite reproducir mejor la operación de la columna T-100X para ambos crudos.
- La operación de la columna T-100X se validó para el crudo TJM 26 con 8 etapas teóricas y para el crudo LRM se validó con 9 etapas teóricas.
- La evaluación hidráulica de la columna para las condiciones actuales de operación arroja una gran cantidad de arrastre en la zona de despojamiento y goteo en la sección superior de fraccionamiento.
- Con la adición de 3 etapas adicionales de fraccionamiento se puede mantener en especificación a la vez el retiro de corte 1 como lube liviano y la cabecera como diesel, aumentando su rendimiento en 1200 B/D y 900 B/D respectivamente.
- Debido a los requerimientos de espacio, la opción más viable es la de colocar empaques en toda la sección superior de fraccionamiento.
- La propuesta para resolver el problema de fraccionamiento consiste en reemplazar los platos del pumparound (9, 10, 11) por un lecho empacado de 3'6" de MellapakPlus 252Y y reemplazar los platos de fraccionamiento entre la cabecera y el corte lateral número 1 (8A, 8B, 8C y 8D) por un lecho empacado de 5'7" pies de MellapakPlus 452Y.

- La instalación de los empaques involucra el cambio de los internos en la sección, requiriendo la instalación de distribuidores de líquido y platos de chimenea para el retiro de los productos.
- El proyecto de modificación de la columna resulta muy atractivo desde el punto de vista económico al tener una TIR elevada de 105%.

RECOMENDACIONES

- El diseño de los platos de chimenea y los distribuidores de líquido debe ser realizada por la empresa que lleve a cabo la remodelación, ya que los mismos son especialista en la materia.
- Se debería poner en marcha el proyecto lo antes posible ya que el mismo resulta muy rentable.
- Realizar un estudio sobre la factibilidad de producir destilados lubricantes con el crudo La Rosa Mediano.
- Cambiar el área perforada de los platos 6A, 6B, 6C y 6D de 20 pie² a 26 pie², además aumentar el ancho del bajante de los paltos 6A y 6C de 6 a 8 pulgadas.
- Cumplir con todas las pautas que se mencionan en la sección IV.8.4, respecto a las modificaciones mecánicas que se deben llevar a cabo.

VI. BIBLIOGRAFÍA

1. TREYBAL, R “Operaciones de Transferencia de Masa”. Editorial Mc Graw Hill. México. 1980.
2. PDVSA, “Manual de Diseño de Procesos: Torres Fraccionadoras”. Los Teques. 1995
3. GARY, J y Glenn E. “Petroleum Refining: Technology and Economics”. Marcel Decker Inc. New York. 1980
4. PDVSA, “Manual de Operaciones de las Plantas de Destilación N° 1 y N° 2 de la Refinería de Amuay”. Punto Fijo. 1995.
5. PDVSA, “Ensayo de productos combustibles, mezcla TJM26/TJL/TJ102”. Prueba de Laboratorio N° AM-LAB-95-0064. Refinería de Amuay. 1995
6. PDVSA, “Ensayo de productos combustibles, crudo La Rosa Mediano”. Prueba de Laboratorio N° AM-LAB-98-1827. Refinería de Amuay. 1998
7. TROMPIZ, C “ Modificaciones de los platos 6A, 6B, 6C y 6D de la torre T-100X de PVAY-2” Especificación de procesos N° 82-89. Amuay. 1989
8. TROMPIZ, C “ Modificaciones de la torre T-100X de PVAY-2” Especificación de procesos N° 49-93. Amuay. 1993
9. GUEVARA, Gabriela. “Modificación de la sección de despojamiento de la torre T-100X de la planta de destilación de vacío (PVAY-2), del Centro de Refinación Paraguana.”Universidad Central de Venezuela. Caracas. 2001.

10. TROMPIZ, C “ Informe post-reparación de PVAY-2 (Junio 1996 - Enero 1997)”
Nota técnica N° 43-51. Amuay. 1997
11. CHINCA, J. “Informe post-reparación de PSAY- y PVAY-2 (Agosto 2000)”. Nota
técnica de PDVSA N° AMGIP – 00 – 2355. Cardón. 2000
12. PDVSA, “Manual de Diseño de Procesos: Torres Fraccionadoras”. Los Teques.
1985
13. LIBERMAN, Norman. “A Working Guide to process Equipment”. Editorial Mc Graw
Hill. New York. 1997.
14. KISTER, H. “Distillation Design”. Editorial Mc Graw Hill. USA. 1992
15. SULZER CHEMTECH. “ MellapakPlus: A new generation of Structured Packings “.
USA. 1999.
16. SULZER CHEMTECH. “ Structured Packings for distillation and absorption “. USA.
1997.
17. KISTER, H. “Distillation Operations”. Editorial Mc Graw Hill. USA. 1990
18. SIMSCI Inc. “Hydrocarbon Distillation (versión 5.1)”. USA. 1999
19. TROMPIZ, C “RECUPERACIÓN DE LVGO EN OPERACIÓN DIESEL EN PVAY-3”
Especificación de Proceso N° 01-01. Amuay. 2001
20. TROMPIZ, C “RECUPERACIÓN DE LVGO EN OPERACIÓN DIESEL EN PVAY-4”
Especificación de Proceso N° 02-01. Amuay. 2001

CAPITULO VII. APÉNDICES

Apéndice N°1: Datos operacionales tomados para la validación de la corrida de la planta con el crudo Tía Juana Mediano 26.

Tabla N° 47: Resultados de las destilaciones simuladas (D-2887) de las corrientes de productos, al procesarse crudo TJM 26.

Porcentaje de destilado , %	Temperatura, °F				
	Cabecera	Corte N° 1	Corte N° 2	Corte N° 3	Fondo de vacío
5	476	665	691	780	853
10	521	695	728	817	902
20	566	730	769	861	954
30	603	755	795	888	989
40	630	775	817	909	--
50	653	793	838	926	--
60	675	810	857	941	--
70	697	829	876	958	--
80	722	851	895	978	--
90	755	877	920	1003	--
95	778	895	937	1022	--

Tabla N° 48: Datos para la caracterización de la alimentación. Crudo TJM-26.

		Cabecera	Corte N° 1	Corte N° 2	Corte N° 3	Fondo de vacío
Flujo, B/D	Operación	5298	6058	4210	2906	25968
	Máximo	5961	6816	4737	3270	29217
	Mínimo	4530	5180	3600	2485	22205
Gravedad API		24.8	20.8	20.0	18.6	8.0
Viscosidad @ 100 °F, cst		13.34	85.6	150.7	511.6	5691
Viscosidad @ 210 °F, cst		2.82	8.12	11.15	22.69	108.1

Tabla N° 49: Variables tomadas para la simulación de la torre T-100X. Crudo TJM 26

Equipo	Variable	Operación (44,4 KBD)	Carga máxima (50 KBD)	Carga mínima (38 KBD)
F-100	Flujo de Vapor alimentado a los pases del horno, Lb/hr	1688	1899	1443
	Presión de operación, psia	32	32	32
	Temperatura de operación, °F	775	775	775
T-100X	Flujo Vapor de despojamiento, Lb/hr	1688	1899	1443
	Flujo de overflow al F-100, B/D	1569	1745	1342
	Flujo de craqueados, lb/hr	620	698	530
	Reflujo superior, B/D	32000	36004	27363
	Reflujo inferior, B/D	29504	33195	25228
	Presión en el tope de la columna, psi	1.45	1.45	1.45
	Presión en la zona de vaporización instantánea, psi	2.39	2.65	2.14
	Presión en el Fondo de la columna, psi	2.69	2.98	2.39
	Temperatura en el tope de la columna, °F	135	135	135
	Temperatura en la zona de vaporización instantánea, °F	754	754	754
	Temperatura en el Fondo de la columna, °F	720	720	720
T-101	Flujo Vapor alimentado, Lb/hr	1	1	1
	Presión de operación, psia	1.8	1.8	1.8
T-102	Flujo Vapor alimentado, Lb/hr	417	469	356
	Presión de operación, psia	2.4	2.4	2.4
Presión de alimentación del vapor a los equipos, psia		32.7	32.7	32.7
Temperatura de alimentación del vapor a los equipos, ° F		556	556	556

Apéndice N°2: Datos operacionales tomados para la validación de la corrida de la planta con el crudo La Rosa Mediano.

Tabla N° 50: Resultados de las destilaciones simuladas (D-2887) de las corrientes de productos, al procesarse crudo LRM.

Porcentaje de destilado , %	Temperatura, °F					
	Cabecera	Corte N° 1	Corte N° 2	Corte N° 3	Ovrflash	Fondo de vacío
5	430	627	640	786	792	879
10	464	654	675	810	831	921
20	508	687	717	841	873	985
30	540	711	745	862	900	1036
40	563	731	767	880	924	1081
50	584	750	785	896	946	1124
60	604	768	802	915	969	--
70	624	786	819	935	995	--
80	645	805	838	959	--	--
90	673	831	863	996	--	--
95	694	851	882	1027	--	--

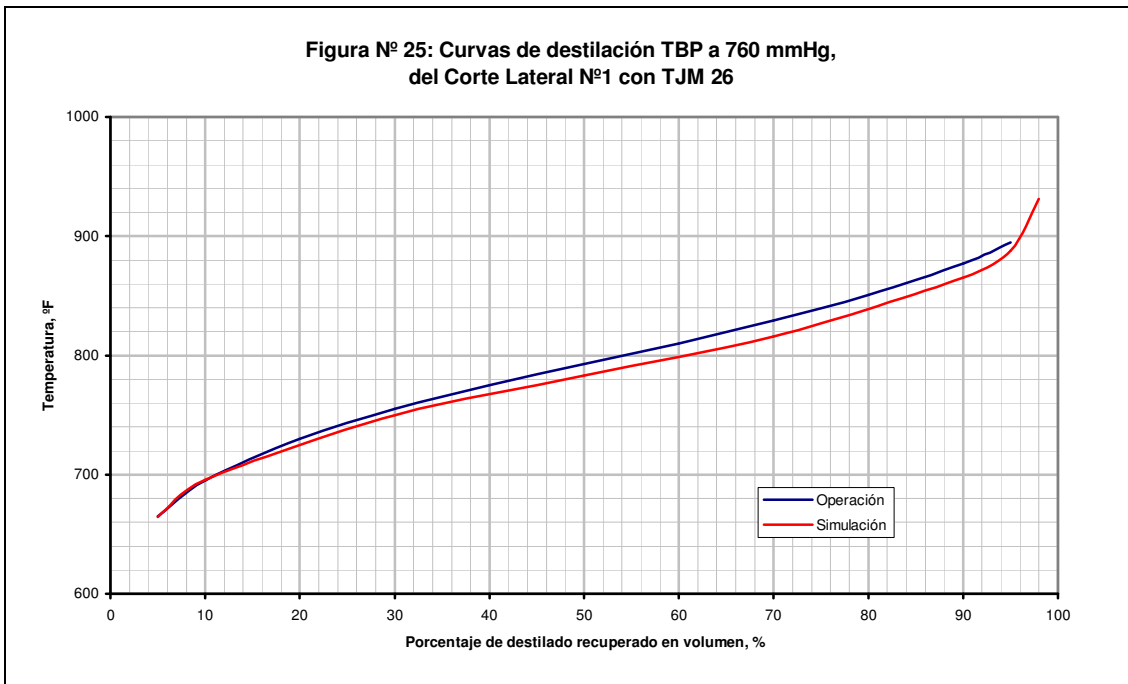
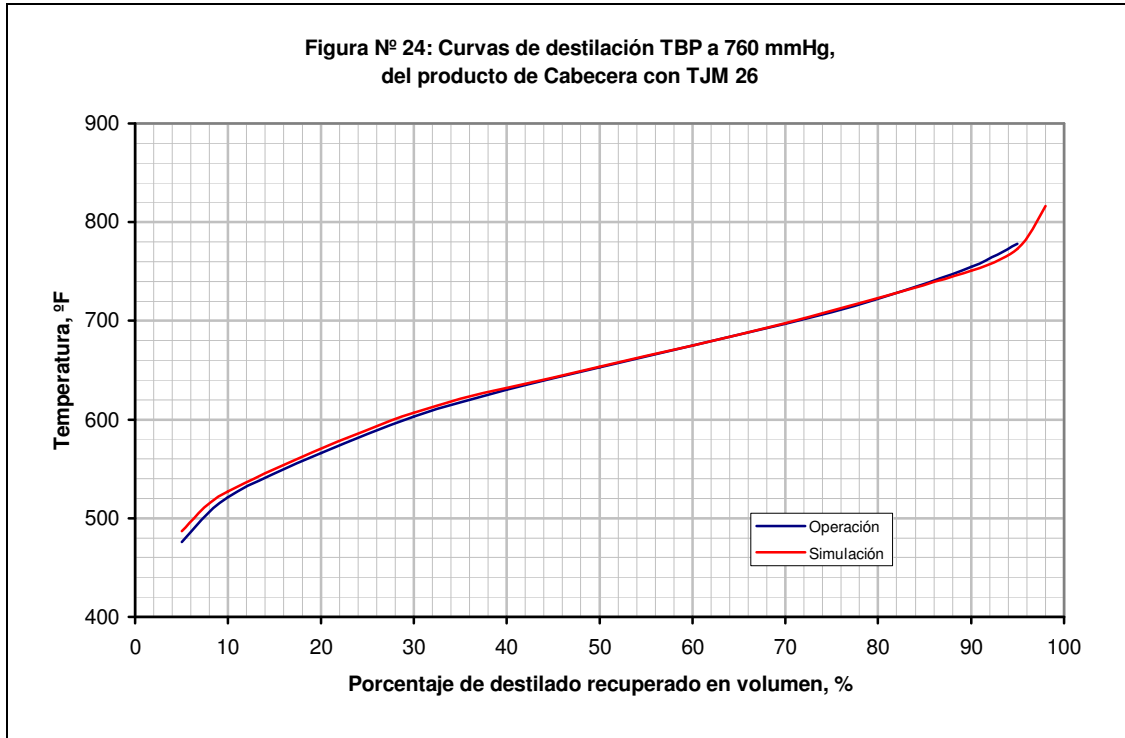
Tabla N°51 : Datos para la caracterización de la alimentación. Crudo LRM.

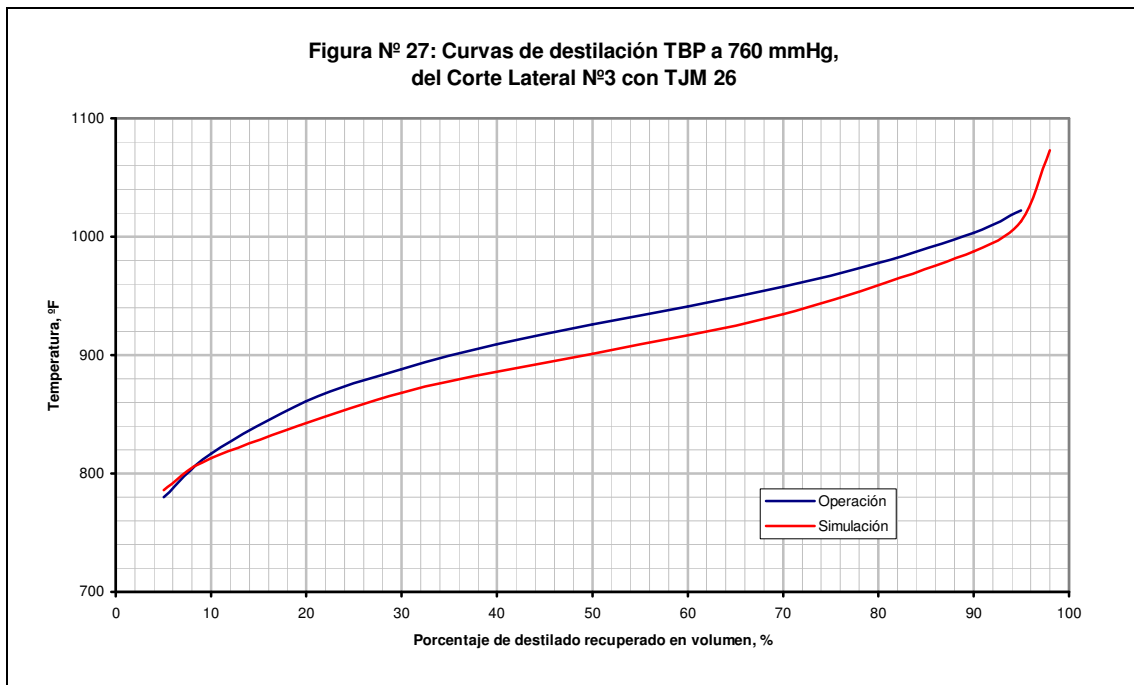
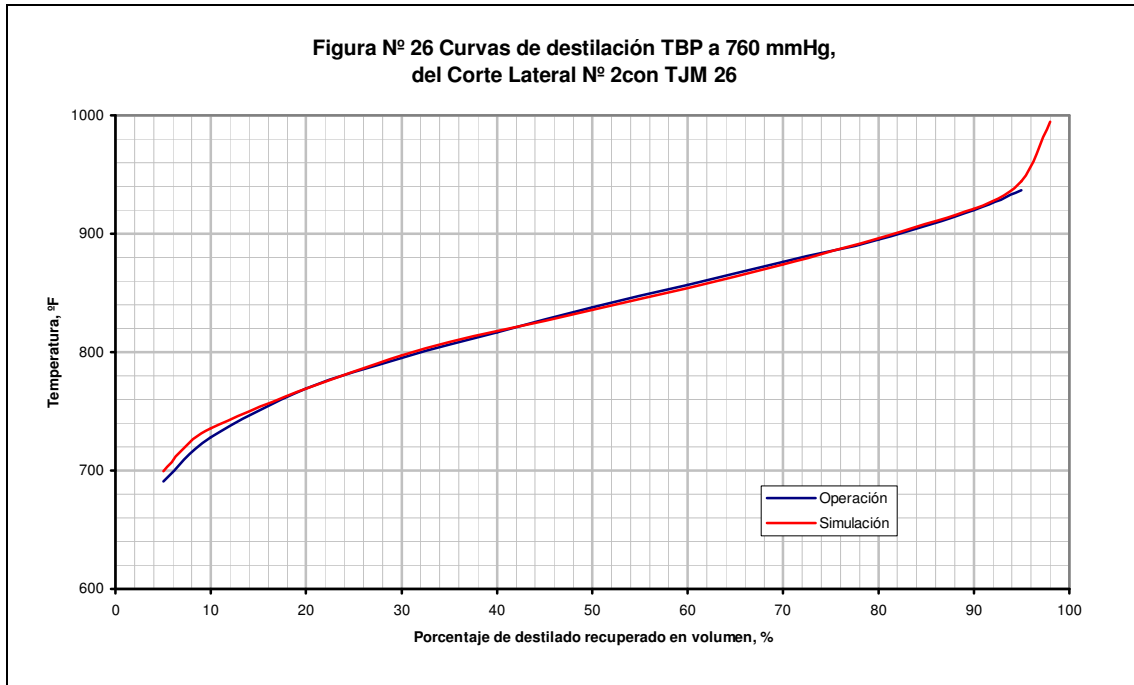
		Cabecera	Corte N° 1	Corte N° 2	Corte N° 3	Overflash	Fondo de vacío
Flujo, B/D	Operación	2883	6072	1100	4228	4094	23425
	Máximo	3448	7263	1316	5057	4897	28018
	Mínimo	2621	5520	1000	3843	3722	21294
Gravedad API		27.1	22.2	21.4	19.0	18.1	8.3
Vanadio, ppm		0.005	0.009	0.11	5.16	20.4	360

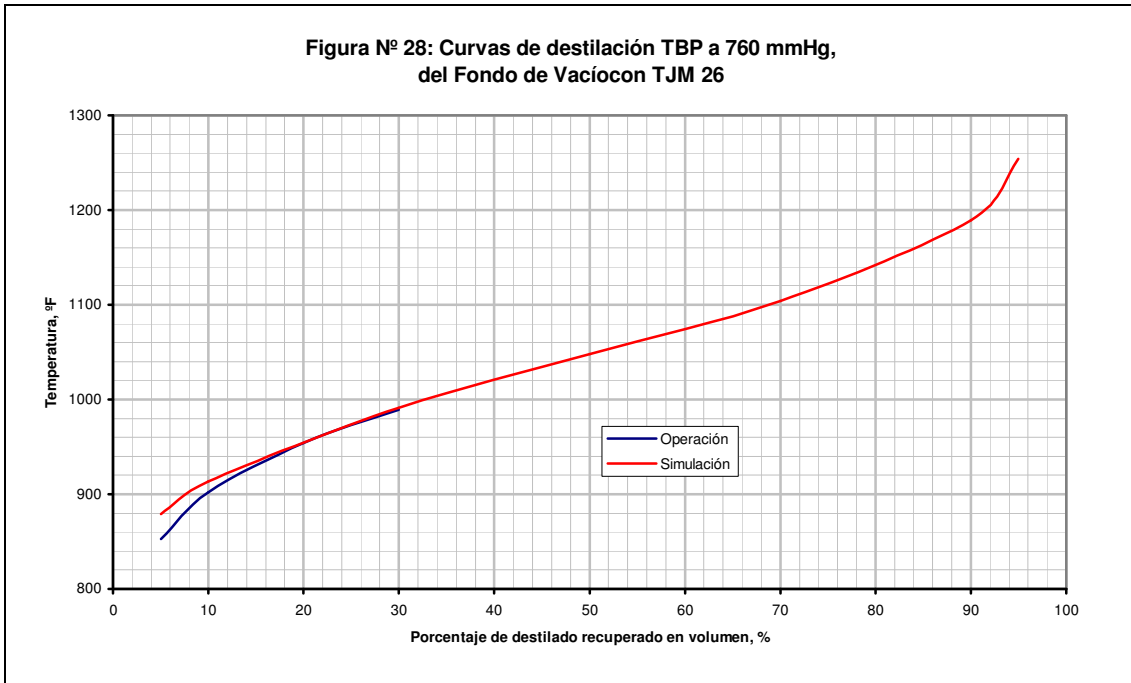
Tabla N° 52: Variables tomadas para la simulación de la torre T-100X. Crudo LRM

Equipo	Variable	Operación (41.8 KBD)	Carga máxima (50 KBD)	Carga mínima (38 KBD)
F-100	Flujo de Vapor alimentado a los pases del horno, Lb/hr	1899	2271	1726
	Presión de operación, psia	34	34	34
	Temperatura de operación, °F	765	765	765
T-100X	Flujo Vapor de despojamiento, Lb/hr	10700	12798	9727
	Flujo de craqueados, lb/hr	560	638	512
	Reflujo superior, B/D	29300	35045	26634
	Reflujo inferior, B/D	42000	45000	38179
	Presión en el tope de la columna, psi	1.62	1.46	1.70
	Presión en la zona de vaporización instantánea, psi	2.45	2.45	2.45
	Presión en el Fondo de la columna, psi	2.71	2.76	2.68
	Temperatura en el tope de la columna, °F	154	154	154
	Temperatura en la zona de vaporización instantánea, °F	742	742	742
	Temperatura en el Fondo de la columna, °F	715	715	715
T-101	Flujo Vapor alimentado, Lb/hr	1	1	1
	Presión de operación, psia	1.9	1.9	1.9
T-102	Flujo Vapor alimentado, Lb/hr	615	736	559
	Presión de operación, psia	2.3	2.3	2.3
Presión de alimentación del vapor a los equipos, psia		32.7	32.7	32.7
Temperatura de alimentación del vapor a los equipos, ° F		556	556	556

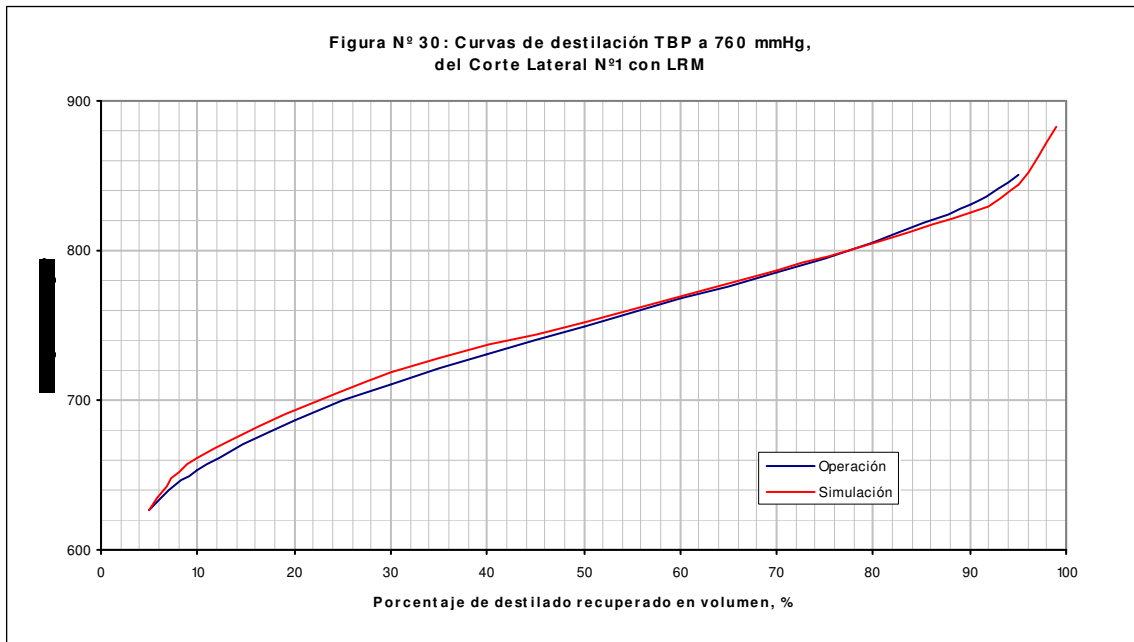
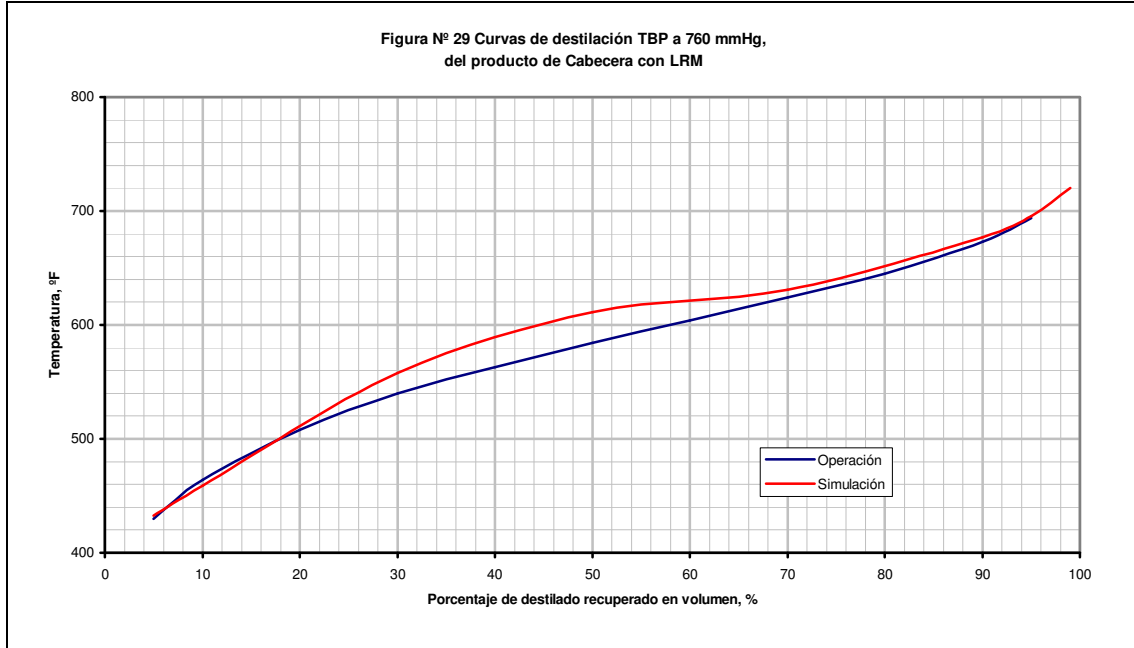
Apéndice N°3: Curvas de destilación de los productos obtenidas en la validación con el crudo TJM.

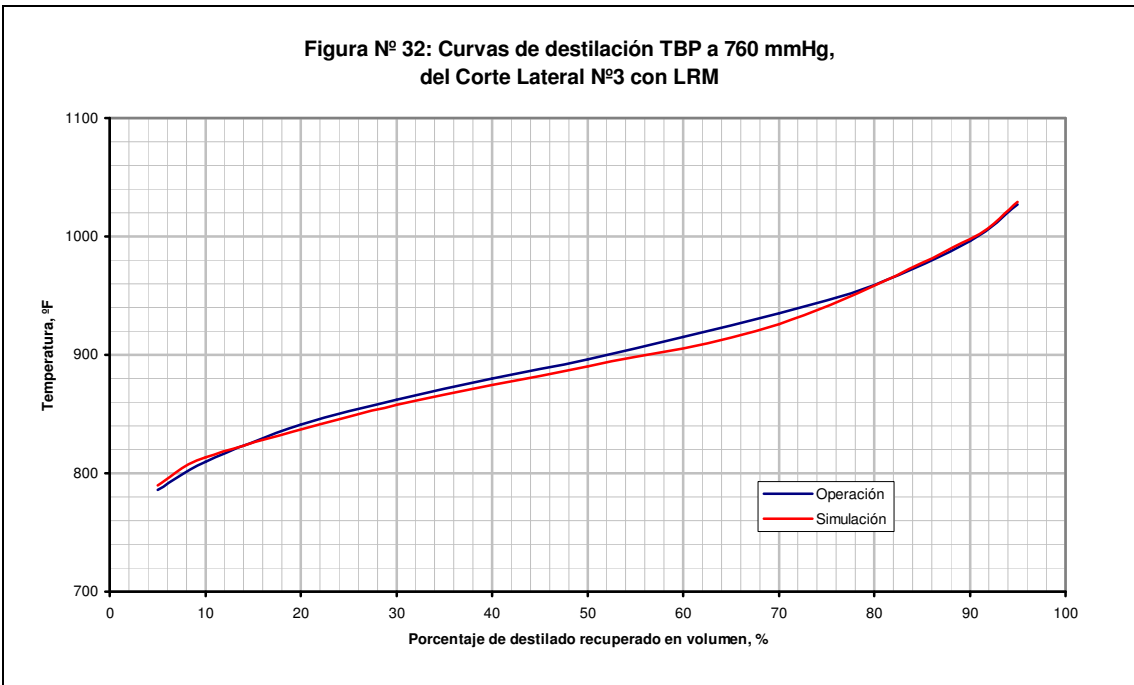
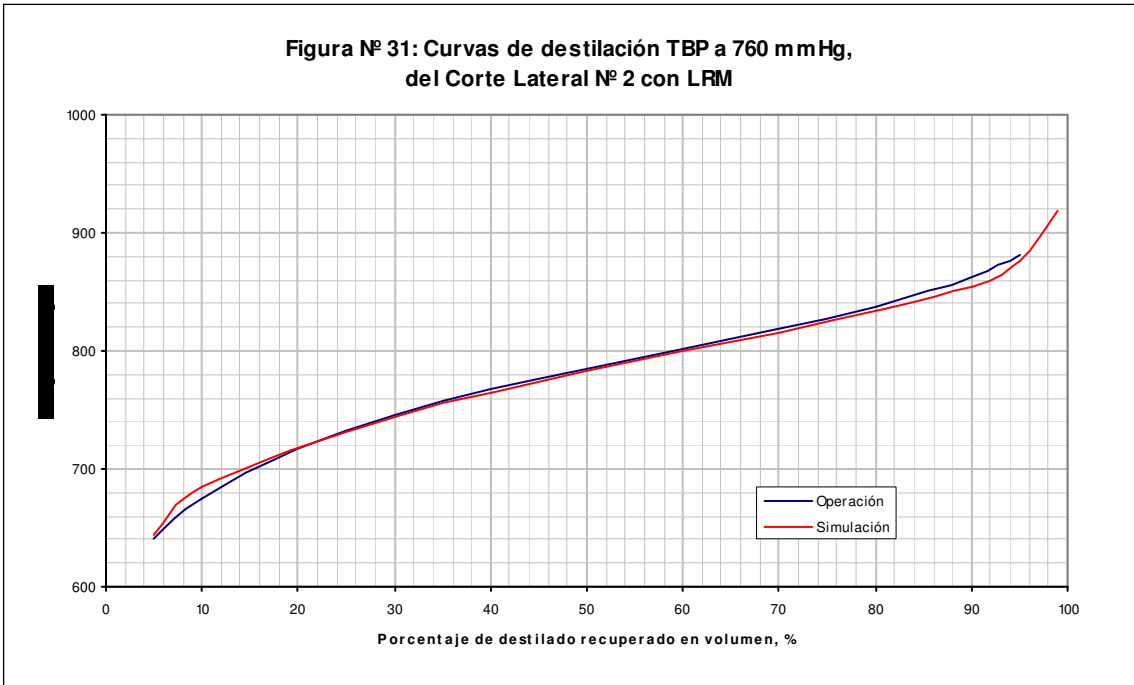


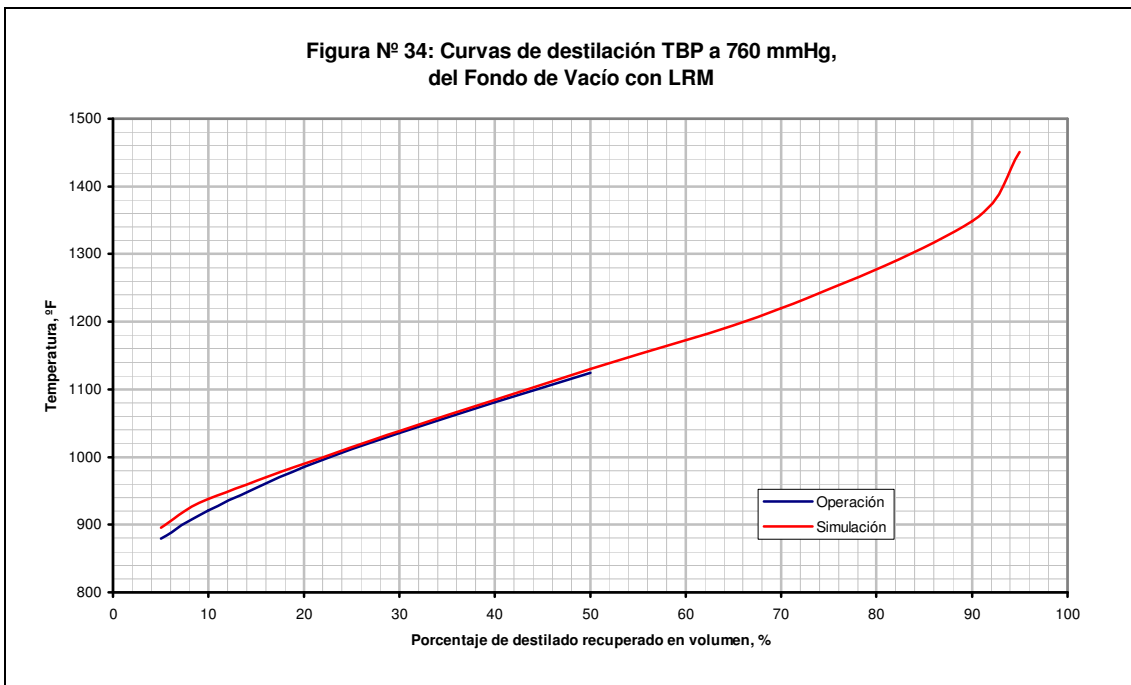
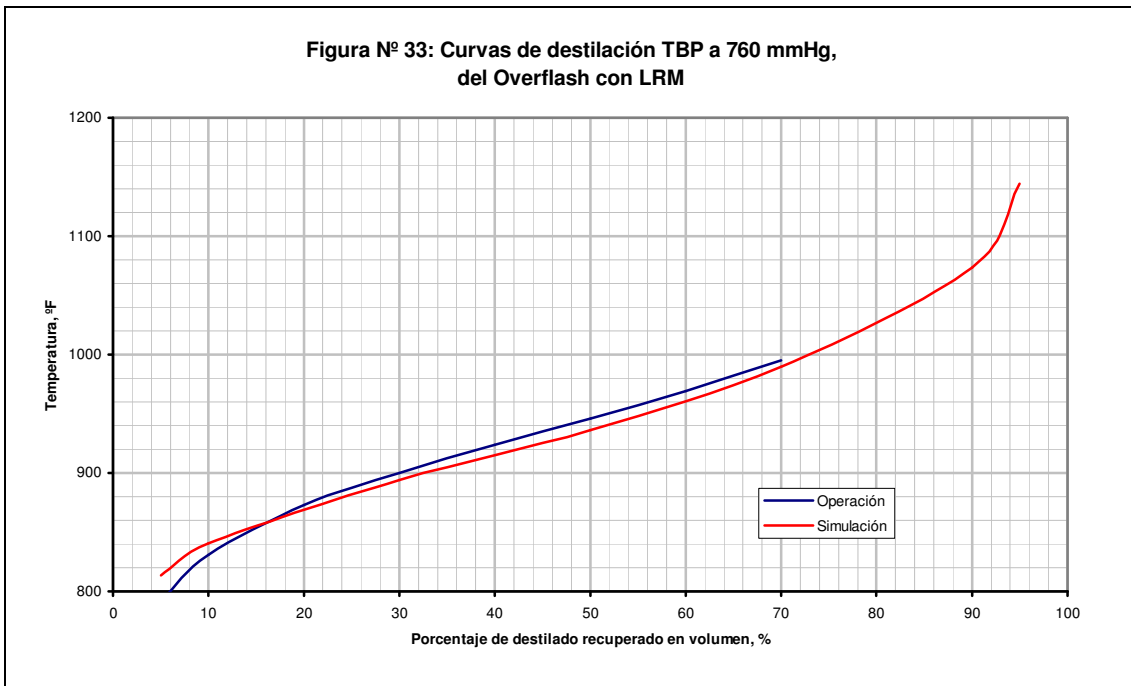




Apéndice Nº4: Curvas de destilación de los productos obtenidas en la validación con el crudo LRM.



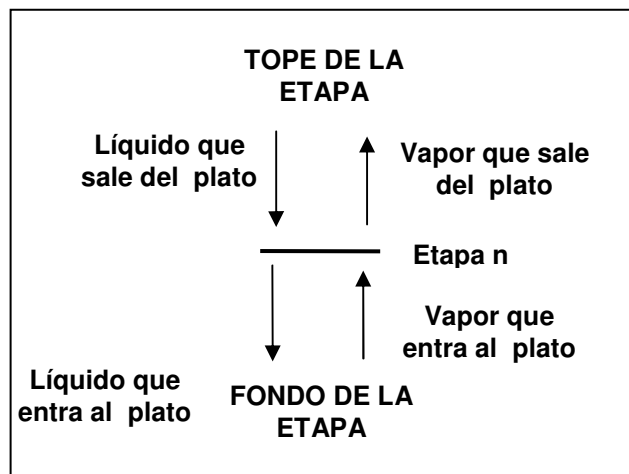




Apéndice N°5: Reporte de las cargas liquido-vapor utilizadas para realizar las respectivas evaluaciones hidráulicas para los casos de validación.

En las tablas que se presentan a continuación se presentan los datos de flujos del líquido y vapor con sus respectivas propiedades, que interactúan en las diferentes etapas de destilación de la simulación. En las tablas se presenta además la etapa real equivalente a la etapa teórica.

Además es importante tener claro que cada etapa tiene un flujo de entrada y un flujo de salida bien sea de líquido o de vapor. A continuación se presenta una figura para un mejor entendimiento de las tablas:

Figura N° : Flujo líquido – vapor en un plato.

A continuación se presentan las tablas para cada una de las validaciones del crudo a carga máxima y mínima.

Tabla N° 53: Validación de la simulación a carga máxima (50 KBD), Crudo TJM-26

Etapa	Plato que representa	Zona	VAPOR						LIQUIDO					
			Temperatura ,°F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Temperatura ,°F	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Plato 11	Tope	135	1.33	19.6	14.68	0.0041	0.0090	117	263.3	477.20	55.4	3.92	32.0
	Plato 10	Fondo	271	1.51	35.2	29.22	0.0068	0.0098	135	259.5	491.74	55.0	3.08	31.1
2	Plato 10	Tope	271	1.51	35.2	29.22	0.0068	0.0098	135	259.5	491.74	55.0	3.08	31.1
	Plato 9	Fondo	474	1.69	124.5	163.54	0.0210	0.0097	271	263.3	626.06	52.2	1.09	25.3
3	Plato 8D	Tope	474	1.69	124.5	163.54	0.0210	0.0097	271	263.3	69.86	52.2	1.09	25.3
		Fondo	526	1.86	141.4	191.37	0.0250	0.0100	474	320.1	97.69	49.1	0.57	18.8
4	Plato 8A	Tope	526	1.86	141.4	191.37	0.0250	0.0100	474	320.1	97.69	49.1	0.57	18.8
		Fondo	562	2.04	142.1	186.23	0.0265	0.0104	526	351.9	92.55	48.6	0.55	17.7
5	Plato 8	Tope	562	2.04	142.1	186.23	0.0265	0.0104	357	388.4	454.04	52.7	1.99	24.6
	Plato 7	Fondo	655	2.22	235.6	497.80	0.0440	0.0100	562	388.4	765.61	48.4	0.58	17.2
6	Plato 6D	Tope	655	2.22	237.2	490.93	0.0443	0.0099	562	388.4	246.79	48.4	0.58	17.2
	Plato 6A	Fondo	702	2.40	246.6	498.95	0.0477	0.0103	655	432.9	254.82	47.3	0.50	15.1
7	Lecho empacado	Tope	702	2.40	246.6	498.95	0.0477	0.0103	655	432.9	203.08	47.3	0.50	15.1
		Fondo	747	2.73	234.0	430.57	0.0495	0.0109	702	470.4	134.70	48.0	0.53	15.0
8	Plato 4	Tope	721	2.73	120.0	94.83	0.0259	0.0127	743	501.5	514.61	49.4	0.56	15.5
	Plato 1	Fondo	551	2.73	18.0	10.69	0.0045	0.0157	721	519.1	430.47	50.7	0.72	16.9

Tabla N° 54: Validación de la simulación a carga mínima (38 KBD), Crudo TJM-26

Etapa	Plato que representa	Zona	VAPOR						LIQUIDO					
			Temperatura ,°F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MMLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Temperatura ,°F	Peso molecular	Flujo, MMLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Plato 11	Tope	135	1.59	19.4	11.48	0.0048	0.0090	118	263.0	362.66	55.4	3.88	31.9
	Plato 10	Fondo	271	1.72	33.6	21.82	0.0074	0.0099	135	259.4	372.99	55.0	3.07	31.1
2	Plato 10	Tope	271	1.72	33.6	21.82	0.0074	0.0099	135	259.4	372.99	55.0	3.07	31.1
	Plato 9	Fondo	478	1.86	121.5	123.49	0.0225	0.0098	271	263.0	474.66	52.2	1.08	25.3
3	Plato 8D	Tope	478	1.86	121.5	123.49	0.0225	0.0098	271	263.0	51.97	52.2	1.08	25.3
		Fondo	528	1.99	138.5	145.41	0.0261	0.0100	478	320.0	73.89	49.0	0.56	18.6
4	Plato 8A	Tope	528	1.99	138.5	145.40	0.0261	0.0100	478	320.0	73.89	49.0	0.56	18.6
		Fondo	563	2.13	139.3	141.85	0.0271	0.0104	528	351.7	70.33	48.5	0.55	17.6
5	Plato 8	Tope	563	2.13	139.3	141.85	0.0271	0.0104	357	388.1	345.03	52.7	1.99	24.6
	Plato 7	Fondo	655	2.26	233.1	381.25	0.0444	0.0100	563	388.1	584.43	48.4	0.58	17.1
6	Plato 6D	Tope	655	2.26	234.5	376.16	0.0446	0.0100	563	388.1	190.18	48.4	0.58	17.1
	Plato 6A	Fondo	701	2.40	244.3	384.12	0.0473	0.0103	655	432.5	198.14	47.3	0.50	15.1
7	Lecho empacado	Tope	701	2.40	244.3	384.12	0.0473	0.0103	655	432.5	158.95	47.3	0.50	15.1
		Fondo	746	2.65	231.5	330.88	0.0476	0.0109	701	470.1	105.70	48.0	0.53	15.0
8	Plato 4	Tope	719	2.65	119.9	75.69	0.0251	0.0127	742	501.2	394.41	49.3	0.56	15.5
	Plato 1	Fondo	551	2.65	18.0	8.55	0.0044	0.0157	719	519.3	327.27	50.7	0.72	16.9

Tabla N° 55: Validación de la simulación a carga máxima (50 KBD), Crudo LRM

Etapa	Plato que representa	Zona	VAPOR						LIQUIDO					
			Temperatura ,°F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Temperatura ,°F	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Plato 11	Tope	152	1.62	21.8	15.28	0.0054	0.0090	132	232.2	455.31	54.0	2.15	30.2
	Plato 10	Fondo	257	1.85	42.1	34.46	0.0101	0.0093	152	228.3	474.49	53.6	1.71	29.2
2	Plato 10	Tope	257	1.85	42.1	34.46	0.0101	0.0093	152	228.3	474.49	53.6	1.71	29.2
	Plato 9	Fondo	452	2.00	110.5	133.93	0.0227	0.0097	257	232.2	573.97	51.3	0.85	24.6
3	Plato 8D	Tope	452	2.00	110.5	133.93	0.0227	0.0097	257	232.2	73.80	51.3	0.85	24.6
		Fondo	504	2.16	134.3	168.99	0.0281	0.0098	452	299.5	108.85	48.4	0.53	18.5
4	Plato 8A	Tope	504	2.16	134.3	168.99	0.0281	0.0098	452	299.5	108.85	48.4	0.53	18.5
		Fondo	546	2.31	137.3	166.43	0.0295	0.0102	504	334.8	106.30	48.0	0.53	17.5
5	Plato 8	Tope	546	2.31	137.3	166.43	0.0295	0.0102	450	370.2	674.50	49.8	0.90	20.3
	Plato 7	Fondo	619	2.42	219.2	409.60	0.0462	0.0097	546	370.3	917.67	47.7	0.55	16.8
6	Plato 6D	Tope	619	2.42	219.2	409.60	0.0462	0.0097	546	370.3	234.83	47.7	0.55	16.8
		Fondo	654	2.54	230.9	434.95	0.0494	0.0099	619	400.7	260.19	46.7	0.47	15.0
7	Plato 6A	Tope	655	2.54	232.4	422.22	0.0497	0.0099	619	400.7	260.19	46.7	0.47	15.0
		Fondo	711	2.60	219.6	351.90	0.0457	0.0106	655	436.5	189.87	46.6	0.49	14.6
8	Lecho empacado	Tope	672	2.60	168.0	157.86	0.0361	0.0110	660	443.3	115.84	46.7	0.49	14.6
		Fondo	731	2.92	141.6	118.18	0.0324	0.0121	672	487.5	76.17	47.5	0.60	15.2
9	Plato 4	Tope	724	2.92	104.2	69.67	0.0240	0.0130	741	574.0	470.86	49.7	0.75	16.0
	Plato 1	Fondo	552	2.92	18.0	9.50	0.0049	0.0157	724	604.9	410.68	51.0	1.01	17.4

Tabla N° 56: Validación de la simulación a carga mínima (38 KBD), Crudo LRM

Etapa	Plato que representa	Zona	VAPOR						LIQUIDO					
			Temperatura ,°F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Temperatura ,°F	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Plato 11	Tope	152	1.62	21.6	15.03	0.0053	0.0091	128	233.6	346.54	54.1	2.28	30.4
	Plato 10	Fondo	255	1.80	40.2	32.12	0.0094	0.0093	152	229.3	363.63	53.6	1.73	29.2
2	Plato 10	Tope	255	1.80	40.2	32.12	0.0094	0.0093	152	229.3	363.63	53.6	1.73	29.2
	Plato 9	Fondo	444	1.91	97.5	105.84	0.0193	0.0099	255	233.6	437.35	51.4	0.87	24.7
3	Plato 8D	Tope	444	1.91	97.5	105.84	0.0193	0.0099	255	233.6	56.71	51.4	0.87	24.7
		Fondo	492	2.03	118.5	132.83	0.0236	0.0100	444	300.5	83.70	48.6	0.56	18.9
4	Plato 8A	Tope	492	2.03	118.5	132.83	0.0236	0.0100	444	300.5	83.70	48.6	0.56	18.9
		Fondo	532	2.14	120.1	130.25	0.0243	0.0104	492	335.0	81.12	48.2	0.56	18.0
5	Plato 8	Tope	532	2.14	120.1	130.25	0.0243	0.0104	421	369.5	515.51	50.4	1.07	21.4
	Plato 7	Fondo	609	2.23	206.1	340.80	0.0403	0.0098	532	369.6	726.06	48.1	0.58	17.3
6	Plato 6D	Tope	609	2.23	206.1	340.80	0.0403	0.0098	532	369.6	204.55	48.1	0.58	17.3
		Fondo	646	2.32	219.2	368.75	0.0431	0.0100	609	399.8	232.50	46.9	0.49	15.3
7	Plato 6A	Tope	646	2.32	220.8	359.46	0.0434	0.0100	609	399.8	232.50	46.9	0.49	15.3
		Fondo	705	2.36	208.0	300.04	0.0395	0.0107	646	436.6	173.07	46.8	0.51	14.9
8	Lecho empacado	Tope	662	2.36	158.5	141.23	0.0312	0.0111	650	441.9	117.31	46.9	0.51	14.9
		Fondo	726	2.46	132.2	104.68	0.0256	0.0123	662	484.6	80.76	47.6	0.62	15.4
9	Plato 4	Tope	715	2.46	99.3	64.98	0.0194	0.0131	735	573.5	367.24	49.8	0.76	16.1
	Plato 1	Fondo	551	2.46	18.0	9.50	0.0041	0.0157	715	607.0	311.76	51.2	1.08	17.7

Tabla N° 57: Datos mecánicos de los internos de la torre T-100X

DESCRIPCIÓN	ZONA DE RECTIFICACIÓN (CABECERA - CORTE 1)							ZONA DE RECTIFICACIÓN (CORTE 2 – CORTE 3)						ZONA DESPOJAMIENTO			
	16							21						11			
Nº PLATO	11	10	9	8D	8C	8B	8A	8	7	6D	6C	6B	6A	T-4	T-3	T-2	T-1
TIPO DE PLATO	P	P	P	P	P	P	P	J	J	P	P	P	P	P	P	P	P
Nº PASOS	1	1	1	1	1	1	1	2	2	2	2	2	2	1	1	1	1
ESPACIADO (pulg)	30	30	30	42	30	30	30	52	36	36	36	36	36	33	33	33	33
AREA PERFORADA (pie2)	10.1	13	13	16	16	16	16			20	20	20	20	3.761	3.761	2.821	2.821
AREA BURBUJEO (pie2)	173.7	173.7	173.7	173.7	173.7	173.7	173.7							47.01	47.01	47.01	47.01
AREA DE DESECHO (pie2)	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.78	1.78	0	0	0	0	13.75	13.75	13.75	13.75
DIAM. ORIFICIOS (pulg)	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	2	2	0.5	0.5	0.5	0.5	0.75	0.75	0.75	0.75
TABBED AREA (pie2/plato)	---	---	---	---	---	---	---	62	62	---	---	---	---	---	---	---	---
NUMERO DE LENGÜETAS	---	---	---	---	---	---	---	2500	2500	---	---	---	---	---	---	---	---
CLARO BAJANTE EXTERNO(pulg)	1.85	2.58	1.95	1.5	1.08	1.18	1.12	1.5	1.5	0	1.28	0	1.34	2	2	1.5	1.5
CLARO BAJANTE CENTRAL(pulg)	---	---	---	---	---	---	---			1.5		1.2		---	---	---	---
ALT. REBOSE SAL. DEL BAJ. EXTERNO (pulg)	0	0	0	1.5	1.5	1.5	1.5	0	---	2	---	2	---	1.50	1.50	1.5	1.5
ALT. REBOSE BAJANTE CENTRAL (pulg)	---	---	---	---	---	---	---	---	0	---	2	---	2	---	---	---	---
ANCHO BAJANTE ENT (pulg)	10	10	10	10	10	10	10	10	18	6	6	6	6	30	30	30	30
ANCHO BAJANTE SAL (pulg)	10	10	10	10	10	10	10	10	8	6	6	6	6	30	30	30	30
ESPEJOR DEL PLATO (pulg)	0.074			0.125				0.125						0.074			
TIPO DE BAJANTE	ARC	ARC	ARC	ARC	ARC	ARC	ARC	ARC	C	ARC	C	ARC	C	C	C	C	C

Apéndice N°6: Reporte de las cargas liquido-vapor utilizadas para evaluar el funcionamiento de la columna con el número de etapas adicionales.

En las tablas que se presentan a continuación, se puede ver los flujos de líquido y vapor con las modificaciones finales ya realizadas a la columna. Cabe destacar que el caso del TJM 26 a carga máxima fue el usado para evaluar las modificaciones.

- **Crudo TJM 26. Carga máxima.**

Tabla N° 58: Simulación con las etapas adicionales a carga máxima (50 KBD). TJM 26

Etapas	Plato que representa	Zona	VAPOR					
			Temperatura ,°F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	150	0.94	19.9	16.7	0.0029	0.0092
		Fondo	271	0.99	40.5	38.6	0.0051	0.0095
2	fraccionamiento	Tope	271	0.99	40.5	38.6	0.0051	0.0095
		Fondo	422	1.03	119.4	173.8	0.0131	0.0092
3	Nuevo lecho de fraccionamiento	Tope	422	1.03	119.4	173.8	0.0131	0.0092
		Fondo	456	1.06	135.7	206.6	0.0147	0.0093
4	entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	456	1.06	135.7	206.6	0.0147	0.0093
		Fondo	472	1.08	139.4	212.2	0.0152	0.0094
5	cabecera	Tope	472	1.08	139.4	212.2	0.0152	0.0094
		Fondo	484	1.11	140.0	210.4	0.0154	0.0095
6	Plato 8	Tope	484	1.11	140.0	210.4	0.0154	0.0095
		Fondo	499	1.14	139.0	204.8	0.0154	0.0097
7	Plato 7	Tope	499	1.14	139.0	204.8	0.0154	0.0097
		Fondo	519	1.16	136.3	194.4	0.0151	0.0100
8	Plato 6D	Tope	520	1.16	139.2	187.8	0.0154	0.0100
		Fondo	599	1.34	225.2	474.2	0.0267	0.0095
9	Plato 6 ^a	Tope	599	1.34	225.2	474.2	0.0267	0.0095
		Fondo	636	1.53	235.7	495.6	0.0307	0.0098
10	Lecho empacado	Tope	636	1.53	235.7	495.6	0.0307	0.0098
		Fondo	677	1.71	230.0	447.8	0.0323	0.0102
11	Plato 4	Tope	679	1.71	236.7	433.4	0.0332	0.0102
		Fondo	719	2.70	221.3	372.3	0.0475	0.0107
12	Plato 1	Tope	700	2.70	98.3	71.6	0.0214	0.0130
		Fondo	551	2.70	18.0	10.5	0.0045	0.0157

Continuación Tabla N° 58: Simulación con las etapas adicionales a carga máxima (50 KBD). TJM 26

Etapas	Plato que representa	Zona	LIQUIDO					
			Temperatura ,°F	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	126	255.9	462.3	55.03	3.272	31.4
		Fondo	150	252.5	484.2	54.48	2.468	30.3
2		Tope	150	252.5	484.2	54.48	2.468	30.3
		Fondo	271	255.9	619.4	51.97	1.015	25.1
3	Nuevo lecho de fraccionamiento entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	271	255.9	83.2	51.97	1.015	25.1
		Fondo	422	296.3	115.9	49.55	0.625	20.1
4		Tope	422	296.3	115.9	49.55	0.625	20.1
		Fondo	456	311.3	121.6	49.16	0.595	19.2
5		Tope	456	311.3	121.6	49.16	0.595	19.2
		Fondo	472	322.0	119.7	49.05	0.595	18.9
6		Tope	472	322.0	119.7	49.05	0.595	18.9
		Fondo	484	333.9	114.2	49.01	0.604	18.7
7		Tope	484	333.9	114.2	49.01	0.604	18.7
		Fondo	499	350.9	103.8	48.98	0.626	18.5
8	Plato 8	Tope	347	378.2	475.7	52.48	1.943	24.7
	Plato 7	Fondo	520	378.2	762.1	48.93	0.666	18.3
9	Plato 6D	Tope	520	378.2	251.6	48.93	0.666	18.3
		Fondo	599	412.4	273.0	47.66	0.556	16.1
10	Plato 6ª	Tope	599	412.4	273.0	47.66	0.556	16.1
		Fondo	636	444.4	225.2	47.45	0.563	15.6
11	Lecho empacado	Tope	639	445.9	128.7	47.53	0.565	15.6
		Fondo	679	481.3	67.6	48.58	0.621	15.9
12	Plato 4	Tope	718	501.1	478.4	50.22	0.645	16.5
	Plato 1	Fondo	700	515.7	417.3	51.36	0.795	17.7

- **Crudo TJM 26. Carga mínima.**

Tabla N° 59: Simulación con las etapas adicionales a carga mínima (38 KBD). TJM 26

Etapa	Plato que representa	Zona	VAPOR					
			Temperatura ,°F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	150	0.94	19.8	13.8	0.0029	0.0092
		Fondo	252	0.98	33.1	25.0	0.0042	0.0096
2		Tope	252	0.98	33.1	25.0	0.0042	0.0096
		Fondo	418	1.01	113.6	131.4	0.0122	0.0093
3	Nuevo lecho de fraccionamiento entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	418	1.01	113.6	131.4	0.0122	0.0093
		Fondo	452	1.03	130.5	158.6	0.0138	0.0094
4		Tope	452	1.03	130.5	158.6	0.0138	0.0094
		Fondo	468	1.05	134.2	163.2	0.0142	0.0095
5		Tope	468	1.05	134.2	163.2	0.0142	0.0095
		Fondo	480	1.07	134.7	161.8	0.0143	0.0096
6		Tope	480	1.07	134.7	161.8	0.0143	0.0096
		Fondo	494	1.09	133.7	157.7	0.0143	0.0098
7	Tope	494	1.09	133.7	157.7	0.0143	0.0098	
	Fondo	514	1.11	131.0	149.9	0.0139	0.0100	
8	Plato 8	Tope	515	1.11	133.7	145.1	0.0142	0.0100
	Plato 7	Fondo	594	1.25	223.8	384.9	0.0248	0.0095
9	Plato 6D	Tope	594	1.25	223.8	384.9	0.0248	0.0095
		Fondo	632	1.39	235.9	407.4	0.0280	0.0097
10	Plato 6ª	Tope	632	1.39	235.9	407.4	0.0280	0.0097
		Fondo	675	1.53	230.7	368.3	0.0290	0.0102
11	Lecho empacado	Tope	676	1.53	237.3	357.9	0.0298	0.0101
		Fondo	718	2.34	221.6	306.0	0.0412	0.0107
12	Plato 4	Tope	696	2.34	96.5	56.3	0.0182	0.0130
	Plato 1	Fondo	551	2.34	18.0	8.5	0.0039	0.0157

Continuación de la Tabla N° 59: Simulación con las etapas adicionales a carga mínima (38 KBD). TJM 26

Etapas	Plato que representa	Zona	LIQUIDO					
			Temperatura °F	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad, CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	137	256.0	462.3	54.79	2.922	30.9
		Fondo	150	254.1	473.5	54.50	2.525	30.3
2		Tope	150	254.1	473.5	54.50	2.525	30.3
		Fondo	252	256.0	579.9	52.39	1.157	25.9
3		Tope	252	256.0	61.2	52.39	1.157	25.9
		Fondo	418	296.5	88.5	49.64	0.639	20.2
4	Nuevo lecho de fraccionamiento entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	418	296.5	88.5	49.64	0.639	20.2
		Fondo	452	311.4	93.0	49.25	0.607	19.4
5		Tope	452	311.4	93.0	49.25	0.607	19.4
		Fondo	468	322.2	91.7	49.15	0.607	19.1
6		Tope	468	322.2	91.7	49.15	0.607	19.1
		Fondo	480	334.0	87.5	49.11	0.618	18.9
7		Tope	480	334.0	87.5	49.11	0.618	18.9
		Fondo	494	351.0	79.7	49.09	0.642	18.7
8	Plato 8	Tope	372	378.0	475.7	51.98	1.614	23.7
	Plato 7	Fondo	515	378.0	715.5	49.04	0.683	18.5
9	Plato 6D	Tope	515	378.0	214.1	49.04	0.683	18.5
		Fondo	594	412.3	236.7	47.76	0.568	16.3
10	Plato 6ª	Tope	594	412.3	236.7	47.76	0.568	16.3
		Fondo	632	445.4	197.6	47.57	0.578	15.7
11	Lecho empacado	Tope	636	447.9	120.3	47.70	0.581	15.8
		Fondo	676	483.8	68.4	48.78	0.643	16.1
12	Plato 4	Tope	715	504.2	357.2	50.41	0.668	16.7
	Plato 1	Fondo	696	518.2	309.4	51.58	0.826	18.0

- **Crudo LRM. Carga máxima.**

Tabla N° 60: Simulación con las etapas adicionales a carga máxima (50 KBD). LRM

Etapas	Plato que representa	Zona	VAPOR					
			Temperatura, °F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad, CP
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	150	0.94	22.2	19.1	0.0032	0.0090
		Fondo	260	0.99	46.8	48.1	0.0060	0.0091
2		Tope	260	0.99	46.8	48.1	0.0060	0.0091
		Fondo	418	1.03	115.2	164.9	0.0127	0.0092
3		Tope	418	1.03	115.2	164.9	0.0127	0.0092
		Fondo	454	1.06	130.6	193.8	0.0141	0.0093
4	Nuevo lecho de fraccionamiento entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	452	1.06	133.4	187.6	0.0145	0.0093
		Fondo	468	1.08	137.1	193.3	0.0150	0.0094
5		Tope	468	1.08	137.1	193.3	0.0150	0.0094
		Fondo	480	1.11	137.4	191.1	0.0151	0.0095
6		Tope	480	1.11	137.4	191.1	0.0151	0.0095
		Fondo	496	1.14	135.7	184.4	0.0151	0.0097
7		Tope	496	1.14	135.7	184.4	0.0151	0.0097
		Fondo	520	1.16	131.7	172.3	0.0146	0.0100
8	Plato 8	Tope	520	1.16	131.7	172.3	0.0146	0.0100
	Plato 7	Fondo	608	1.34	218.6	428.4	0.0257	0.0097
9	Plato 6D	Tope	608	1.34	218.6	428.4	0.0257	0.0097
		Fondo	647	1.53	228.4	447.0	0.0295	0.0099
10	Plato 6ª	Tope	647	1.53	235.1	434.1	0.0303	0.0099
		Fondo	684	1.71	229.5	397.6	0.0321	0.0103
11	Lecho empacado	Tope	684	1.71	229.5	397.6	0.0321	0.0103
		Fondo	728	2.78	208.5	327.3	0.0457	0.0110
12	Plato 4	Tope	713	2.78	87.0	60.8	0.0192	0.0134
	Plato 1	Fondo	552	2.78	18.0	10.5	0.0046	0.0157

Continuación de la Tabla N° 60: Simulación con las etapas adicionales a carga máxima (50 KBD). LRM

Etapas	Plato que representa	Zona	LIQUIDO					
			Temperatura ,°F	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	120	254.6	458.3	54.68	3.295	31.3
		Fondo	150	247.6	487.3	53.96	2.216	29.7
2		Tope	150	247.6	487.3	53.96	2.216	29.7
		Fondo	260	254.6	604.1	51.71	1.043	25.1
3		Tope	260	254.6	73.7	51.71	1.043	25.1
		Fondo	418	300.7	102.6	49.22	0.644	20.0
4	Nuevo lecho de fraccionamiento entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	418	300.7	102.6	49.22	0.644	20.0
		Fondo	452	315.1	108.2	48.78	0.607	19.0
5		Tope	452	315.1	108.2	48.78	0.607	19.0
		Fondo	468	325.9	106.1	48.64	0.607	18.7
6		Tope	468	325.9	106.1	48.64	0.607	18.7
		Fondo	480	339.0	99.3	48.59	0.621	18.5
7		Tope	480	339.0	99.3	48.59	0.621	18.5
		Fondo	496	359.6	87.3	48.65	0.654	18.4
8	Plato 8	Tope	359	392.9	475.1	52.08	1.992	24.2
	Plato 7	Fondo	520	393.0	731.1	48.79	0.718	18.3
9	Plato 6D	Tope	520	393.0	205.3	48.79	0.718	18.3
		Fondo	608	430.7	223.9	47.50	0.584	16.0
10	Plato 6ª	Tope	608	430.7	223.9	47.50	0.584	16.0
		Fondo	647	461.6	187.3	47.17	0.580	15.3
11	Lecho empacado	Tope	651	467.2	130.9	47.33	0.588	15.4
		Fondo	684	513.5	60.7	47.85	0.667	15.5
12	Plato 4	Tope	728	582.3	459.2	50.22	0.843	16.6
	Plato 1	Fondo	713	608.0	408.9	51.28	1.106	17.8

- **Crudo LRM. Carga mínima.**

Tabla N° 61: Simulación con las etapas adicionales a carga mínima (38 KBD). LRM

Etapa	Plato que representa	Zona	VAPOR					
			Temperatura, °F	Presión, PSIA	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad, CP
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	150	0.94	21.7	17.8	0.0031	0.0090
		Fondo	246	0.98	39.3	36.5	0.0051	0.0092
2		Tope	246	0.98	39.3	36.5	0.0051	0.0092
		Fondo	412	1.01	105.3	134.4	0.0114	0.0093
3	Nuevo lecho de fraccionamiento entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	412	1.01	105.3	134.4	0.0114	0.0093
		Fondo	448	1.03	120.8	160.0	0.0128	0.0094
4		Tope	447	1.03	122.9	155.8	0.0131	0.0094
		Fondo	463	1.05	126.6	160.8	0.0135	0.0095
5		Tope	463	1.05	126.6	160.8	0.0135	0.0095
		Fondo	475	1.07	126.7	159.1	0.0135	0.0096
6		Tope	475	1.07	126.7	159.1	0.0135	0.0096
		Fondo	491	1.09	125.1	153.6	0.0134	0.0098
7	Tope	491	1.09	125.1	153.6	0.0134	0.0098	
	Fondo	515	1.11	121.4	144.1	0.0129	0.0102	
8	Plato 8	Tope	515	1.11	121.4	144.1	0.0129	0.0102
	Plato 7	Fondo	598	1.25	202.9	343.6	0.0224	0.0098
9	Plato 6D	Tope	598	1.25	202.9	343.6	0.0224	0.0098
		Fondo	637	1.39	212.5	360.3	0.0251	0.0100
10	Plato 6ª	Tope	637	1.39	217.6	350.8	0.0257	0.0100
		Fondo	677	1.53	211.2	319.4	0.0265	0.0104
11	Lecho empacado	Tope	677	1.53	211.2	319.4	0.0265	0.0104
		Fondo	717	2.34	191.9	267.2	0.0357	0.0111
12	Plato 4	Tope	702	2.34	82.0	56.3	0.0154	0.0135
	Plato 1	Fondo	551	2.34	18.0	10.5	0.0039	0.0157

Continuación de la Tabla N° 61: Simulación con las etapas adicionales a carga mínima (38 KBD). LRM

Etapas	Plato que representa	Zona	LIQUIDO					
			Temperatura ,°F	Peso molecular	Flujo, MLB/HR	Densidad, LB/FT3	Viscosidad ,CP	Tensión superficial DYNE/CM
1	Nuevo lecho superior de fraccionamiento	Tope	130	255.6	458.4	54.47	3.009	30.8
		Fondo	150	250.8	477.2	54.00	2.322	29.8
2		Tope	150	250.8	477.2	54.00	2.322	29.8
		Fondo	246	255.6	575.0	52.03	1.160	25.7
3		Tope	246	255.6	60.8	52.03	1.160	25.7
		Fondo	412	301.1	86.4	49.36	0.667	20.2
4	Nuevo lecho de fraccionamiento entre el corte 1 y el corte de cabecera	Tope	412	301.1	86.4	49.36	0.667	20.2
		Fondo	447	315.7	91.5	48.91	0.627	19.3
5		Tope	447	315.7	91.5	48.91	0.627	19.3
		Fondo	463	326.9	89.8	48.77	0.628	18.9
6		Tope	463	326.9	89.8	48.77	0.628	18.9
		Fondo	475	340.5	84.3	48.73	0.644	18.8
7		Tope	475	340.5	84.3	48.73	0.644	18.8
		Fondo	491	361.6	74.8	48.79	0.680	18.6
8	Plato 8	Tope	392	393.9	475.2	51.44	1.575	22.9
	Plato 7	Fondo	515	394.0	674.7	48.92	0.743	18.5
9	Plato 6D	Tope	515	394.0	177.1	48.92	0.743	18.5
		Fondo	598	429.3	193.8	47.71	0.609	16.3
10	Plato 6ª	Tope	598	429.3	193.8	47.71	0.609	16.3
		Fondo	637	462.3	162.3	47.43	0.613	15.7
11	Lecho empacado	Tope	642	468.1	93.3	47.57	0.620	15.7
		Fondo	677	519.3	41.2	48.16	0.720	15.8
12	Plato 4	Tope	720	581.3	366.6	50.29	0.874	16.8
	Plato 1	Fondo	702	609.0	320.7	51.46	1.182	18.1

Apéndice N° 7: Datos necesarios para la simulación del pumparound superior.

Tabla N° 62: Datos mecánicos y de operación de los intercambiadores del pumparound superior.

	E-105 A/B	E-104 A/B	E-103
Numero de tubos por carcaza	350	368	248
Área de la carcaza, pie ²	2080	1500	1015
Diámetro de la carcaza, plg	44,25	31	26,13
Numero de carcazas en serie	1	2	1
Numero de carcazas en paralelo	2	1	1
Numero de pasos de los tubos por la carcaza	6	2	2
Factor de ensuciamiento, hr-ft ² -°f/BTU	0,01	0,006	0,006
Longitud de los tubos, pie	16	16	16
Diámetro externo de los tubos, plg	1,5	1,0	1,0
Tipo de tubo	BWG 10	BWG 14	BWG 14
Arreglo de los tubos	Escuadra	Escuadra	Escuadra
Fluido por la carcaza	Crudo	Reflujo superior	Reflujo superior
Fluido por los tubos	Reflujo superior	Agua	Agua
Temperatura de entrada lado carcaza, °F	85	--	--
Temperatura de entrada lado tubos, °F	270	80	80
Presión de entrada lado carcaza, PSIA	465	--	--
Presión de entrada lado tubos, PSIA	184	43	43
Flujo por la carcaza, B/d	85000 / 65000	42000 / 35000	42000 / 35000
Flujo por los tubos, B/d	42000 / 35000	25,9*10 ⁶ Lb/Dia	25,0*10 ⁶ Lb/Dia

Apéndice N° 8: Flujo de caja del proyecto.

Tabla N° 63: Flujo de caja para un periodo de evaluación de 12 años.

	0	1	2	3	4	5	6
AÑO	2,004	2,005	2,006	2,007	2,008	2,009	2,010
Ingresos Adicionales	-	6,630,000	6,630,000	6,630,000	6,630,000	6,630,000	6,630,000
Costos de Mantenimiento	-	-	(600,000)	-	(600,000)	-	(600,000)
Utilidad Bruta	-	6,630,000	7,230,000	6,630,000	7,230,000	6,630,000	7,230,000
Impuestos	-	2,652,000	2,892,000	2,652,000	2,892,000	2,652,000	2,892,000
Utilidad Neta	-	3,978,000	4,338,000	3,978,000	4,338,000	3,978,000	4,338,000
Inversión Fija	(1,512,000)	-	-	-	-	-	-
Penalización por parada de planta, 0,9\$/bbl	(1,134,000)	-	(283,000)	-	(1,134,000)	-	(283,000)
Valor Residual de los equipos	-	-	-	-	-	-	-
Flujo de caja neto	(2,646,000)	3,978,000	4,055,000	3,978,000	3,204,000	3,978,000	4,055,000
Flujo de caja acumulado	(2,646,000)	1,332,000	5,387,000	9,365,000	12,569,000	16,547,000	20,602,000

Continuación Tabla N° 63: Flujo de caja para un periodo de evaluación de 12 años.

	7	8	9	10	11	12
AÑO	2,011	2,012	2,013	2,014	2,015	2,016
Ingresos Adicionales	6,630,000	6,630,000	6,630,000	6,630,000	6,630,000	6,630,000
Costos de Mantenimiento	-	(600,000)	-	(600,000)	-	(600,000)
Utilidad Bruta	6,630,000	7,230,000	6,630,000	7,230,000	6,630,000	7,230,000
Impuestos	2,652,000	2,892,000	2,652,000	2,892,000	2,652,000	2,892,000
Utilidad Neta	3,978,000	4,338,000	3,978,000	4,338,000	3,978,000	4,338,000
Inversión Fija	(502,076)	-	-	-	-	-
Penalización por parada de planta, 0,9\$/bbl	-	(1,134,000)	-	(283,000)	-	(1,134,000)
Valor Residual de los equipos	-	-	-	-	-	65,000
Flujo de caja neto	3,475,924	3,204,000	3,978,000	4,055,000	3,978,000	3,269,000
Flujo de caja acumulado	24,077,924	27,281,924	31,259,924	35,314,924	39,292,924	42,561,924