



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

“DISEÑO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN EXPERIMENTAL CON EMPAQUE ESTRUCTURADO PARA EL LEM DE INGENIERÍA QUÍMICA”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

I N G E N I E R O Q U Í M I C O

P R E S E N T A:

JUAN ALBERTO MARTÍNEZ GONZÁLEZ

ASESOR: DR. ELIGIO PASTOR RIVERO MARTÍNEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
 UNIDAD DE ADMINISTRACION ESCOLAR
 DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.
 FACULTAD DE ESTUDIOS
 PROFESIONALES CUAUTITLAN
 ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



DRA. SUEMI RODRIGUEZ ROMO
 DIRECTORA DE LA FES CUAUTITLAN
 PRESENTE

ATN: L.A. ARACELI HERRERA HERNANDEZ
 Jefa del Departamento de Exámenes
 Profesionales de la FES Cuautitlán.

Con base en el Art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la Tesis:

Diseño de una torre de destilación experimental con empaque estructurado para el LEM de Ingeniería Química

Que presenta el pasante Juan Alberto Martínez González
 Con número de cuenta: 300013728 para obtener el título de:
Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE
 "POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
 Cuautitlan Izcalli, Mex. a 3 de mayo de 2011

PRESIDENTE	<u>Dr. Eligio Pastor Rivero Martínez</u>	
VOCAL	<u>Q. Celestino Silva Escalona</u>	
SECRETARIO	<u>Dr. José Luis Velázquez Ortega</u>	
1er SUPLENTE	<u>I.Q. Elvia Mayen Santos</u>	
2º SUPLENTE	<u>M.I. Arturo Ortega Díaz</u>	

DEDICATORIAS

Este trabajo esta dedicado a A:

Sabás y Claudia, mis padres: Por su apoyo, amor y tolerancia a lo largo de todo este tiempo. Gracias por todo, voy a dar mi máximo esfuerzo para enorgullecerlos.

A Paula, mi abuela: Por sus consejos, ayuda y cariño, en el momento que mas los necesitaba.

A mis ancestros: Porque sin ellos no seria, voy a hacer todo lo posible para vivir libre y honrar su memoria.

A los alumnos de la FES C-1 de la carrera de Ingeniería Química: Espero que este trabajo les sirva de apoyo para su formación profesional.

“No es trabajo vivir, trabajo es no saber vivir”

PRH

AGRADECIMIENTOS.

A la luz del universo: Por permitirme existir en este mundo y darme la oportunidad de contemplar cada uno de tus milagros, como los árboles o las estrellas. Y por permitirme conocer a grandes maestros que han enriquecido mi vida.

A mi madre. Por todo su cariño, confianza y comprensión, por creer siempre en mi e impulsarme en cada paso de mi vida. Gracias por tu confianza.

A mi padre. Por su apoyo, por enseñarme que las cosas que valen la pena requieren esfuerzo y disciplina. Gracias por tu apoyo.

A mi abuela. Por toda su ayuda y sus consejos, sin los cuales no hubiera encontrado mi camino, no tengo con que pagarte todo lo que has hecho por mi. Gracias por tu cariño.

A mis hermanos y a mi tía. Por una vida conviviendo juntos, para bien y para mal, tratare de ser mejor cada día.

A mis amigos. Que se han vuelto parte de mi familia con los que he compartido tantas cosas desde hace ya tantos años ITAGK.

Y más amigos. Que también han estado conmigo desde el CCH y que hemos pasado tantas cosas SAAREJENL gracias por testar conmigo tantos años.

A los IQ XXX. Por tantas cosas divertidas que vivimos en la universidad.

A mi asesor y mi jurado. Por su tiempo y paciencia en este trabajo.

A la FES C. Mi segunda casa durante estos años en la que viví tantas cosas y aprendí mucho de este mundo. siempre te recordare con cariño.

A la UNAM. Mi alma mater la mejor universidad del país y una de las mejores del mundo, en la que he vivido los mejores años de mi vida y la que me ha permitido superarme día tras día, nunca te voy a olvidar y daré mi mejor esfuerzo para poner muy en alto tu nombre.

Y a todos aquellos que con su presencia han enriquecido mi vida como amigos o como maestros J.

“¡A nochipa in tlactipac sa achila ye nican!”

Nezahualcóyotl

“En la Ingeniería Química, la eficiencia de un proceso es igual a la fuerza impulsora e inversamente proporcional a la resistencia.... Esto también podría ser valido en la vida.”

F.O.F.

ÍNDICE

Resumen	1
Objetivo	2
Introducción.....	2

1. GENERALIDADES

1.1 Desarrollo de la destilación (siglo XIV-XX)	4
1.2 Funcionamiento de una columna de destilación.....	7
1.3 Tipos de columnas	8
1.3.1 Torres de platos	8
1.3.2 Columnas empacadas	9
1.3.2.1 características generales de las columnas empacadas	9
1.3.2.2 Constituyentes internos	11
1.3.2.2.1 Distribuidores de líquido	11
1.3.2.2.2 Sistemas de alimentación	13
1.3.2.2.3 Sujetadores de empaque	14
1.3.2.2.4 Soportes de empaque	14
1.3.2.2.5 Colectores de líquido	15
1.3.2.2.6 Redistribuidor del líquido (wall wiper)	15

2. EMPAQUES

2.1 Tipos de empaques	16
2.1.2 Materiales de los empaques	18
2.2 Empaques estructurados	18
2.3 Definiciones de parámetros geométricos.....	21
2.4 área específica efectiva.....	23

3. DISEÑO DE COLUMNAS EMPACADAS

3.1 Diseño hidráulico.....	25
3.2 diámetro	25
3.3 Zona de carga.....	25
3.4 Líquido retenido (Holdup).....	27
3.4.1 Predicción del líquido retenido.....	27
3.5 Arrastre	28
3.6 Inundación	28
3.6.1 Tipos de inundación	28
3.6.2 Predicción de la inundación.....	29
3.7 caída de presión.	30
3.7.1 caída de presión seca.	31
3.7.2 caída de presión irrigada.....	31
3.7.3 Predicción de la caída de presión.	31
3.8 Diseño fisicoquímico.....	34
3.8.1 Difusión	34

3.8.2 Transferencia de masa	35
3.8.2.1 Teoría de la doble resistencia	35
3.8.2.2 Teoría de la penetración de Higbie	36
3.9 Eficiencia	38
3.9.1 Altura equivalente de plato teórico (HETP)	38
3.9.2 Cálculo del HETP	40
3.10 Diseño de internos	40
3.11 Sistemas de control	42
3.12 otras consideraciones de diseño	42
3.13 Costos	43

4. DISEÑO DE LA COLUMNA DC-01 PARA EL LEM DE INGENIERÍA QUÍMICA

4.1 Bases de diseño	46
4.1.1 Ubicación	46
4.1.2 Servicios	46
4.1.3 Mezcla a manejar	47
4.1.4 características del equipo	47
4.1.5 Empaques	48
4.1.6 Efluentes	50
4.1.7 Condiciones de operación	50
4.1.8 Diagrama de flujo de proceso (DFP)	52
4.1.9 Diagrama de tubería e instrumentación (DTI)	52
4.2 Cálculo fisicoquímico e hidráulico	53
4.2.1 Altura de lecho empacado	53
4.2.2 Condiciones de operación respecto a los flujos	53
4.2.2.1 Reflujo total	53
4.2.2.1.1 Caída de presión	54
4.2.2.1.2 Altura equivalente de plato teórico HETP	55
4.2.2.1.3 Número de etapas	56
4.2.2.1.4 Concentraciones de los productos	57
4.2.2.1.5 Líquido retenido	58
4.2.2.2 Reflujo	58
4.2.2.2.1 Reflujo, reflujo mínimo y número de etapas	60
4.2.2.2.2 Altura equivalente de plato teórico (HETP)	66
4.2.2.2.3 caída de presión	67
4.2.2.1.4 Líquido retenido	69
4.2.2.3 Vapor “vivo”	70
4.2.2.3.1 Altura equivalente de plato teórico (HETP)	73
4.2.2.3.2 caída de presión	75
4.2.2.3.3 Líquido retenido	77
4.2.3 Temperaturas de las corrientes de fondos y destilados	78
4.3 Diseño mecánico	79

4.3.1 Materiales de construcción	79
4.3.2 Secciones de la columna	79
4.3.2.1 Cabezal de fondos	79
4.3.2.2 sección empacada 01	79
4.3.2.3 reducción	80
4.3.2.4 sección 02	80
4.3.2.5 Cabezal de destilados	80
4.3.3 Internos	80
4.3.3.1 Soportes	80
4.3.3.2 Distribuidores de líquido	81
4.3.3.3 Redistribuidores de líquido	81
4.3.4 Boquillas	81
4.3.4.1 Cabezal de fondos	81
4.3.4.2 sección empacada 01	81
4.3.4.3 reducción	81
4.3.4.4 sección empacada 02	82
4.3.4.5 Cabezal de destilados	82
4.3.5 Instrumentos	82
4.3.6 Guía mecánica	82
4.3.7 Diagrama isométrico Tridimensional (DIT)	82
Conclusiones.....	84
Bibliografía.....	85
Anexo 1. DTI, DFP y PLG.....	89
Anexo 2. Diagramas de la columna DC-01.....	93
Anexo 3. Diagramas de equipos auxiliares	101
Anexo 4. Lista de instrumentos y Guía mecánica	105
Anexo 5. Memorias de cálculo	112
Anexo 6. Correlaciones	127
Anexo 7. DIT	135

RESUMEN

Las columnas con empaque estructurado han adquirido gran importancia en nuestros días debido a que presentan ventajas significativas, como su baja caída de presión y su alta eficiencia. Actualmente son ampliamente usadas en operaciones de transferencia de masa como la destilación, o la absorción, en un gran número de industrias tales como la farmacéutica, la petroquímica o de biotecnología.

La presente tesis tiene como objetivo el diseño de una columna con empaque estructurado para uso experimental y didáctico en la FES Cuautitlán.

El presente trabajo va de lo general a lo particular, por lo que en el primer capítulo se da un panorama general de la operación unitaria conocida como destilación, y de las partes que componen el dispositivo conocido como columna de destilación. El capítulo dos se enfoca a una de las partes principales de las columnas de destilación: los empaques. En este capítulo se ven y clasifican los diferentes tipos de empaques que se han usado y se usan actualmente en la industria, haciendo un énfasis especial en los empaques estructurados. El capítulo tres muestra los parámetros que se deben tomar en cuenta para diseñar y dimensionar una columna de destilación con empaque estructurado, en este capítulo se dan una serie de criterios, correlaciones; ecuaciones y datos que permiten aplicar los conceptos presentados en los anteriores capítulos.

Finalmente el capítulo cuatro toma toda la información de los capítulos anteriores para aplicarlo en el diseño en particular de un equipo de destilación, tomándose en cuenta desde su diseño fisicoquímico, hidráulico y mecánico hasta su lugar de ubicación y su instrumentación. Se incluyen los documentos básicos de ingeniería con las especificaciones de equipo, instrumentos y accesorios (Diagramas, memorias de cálculo, hojas de especificación, etc.) Y que permitan finalmente la correcta construcción e instalación de la torre.

OBJETIVOS

- Diseñar una torre experimental con empaque estructurado sulzer, modelo mellapack 250Y para el laboratorio experimental multidisciplinario (LEM) de Ingeniería Química de la FES-Cuautitlán.
- Generar la documentación respectiva para su instalación y operación adecuadas así como la posibilidad de modificaciones futuras.

INTRODUCCIÓN

En la actualidad los procesos de separación han cobrado una gran importancia debido a la demanda que se tiene de los productos resultantes de estos. Cuando se presentó la primera crisis petrolera en 1973, la industria química requirió diseños y operaciones óptimos con relación al consumo de energía, así como un incremento en el empleo de las columnas de separación dotadas de lechos de empaque de alta eficiencia. Los empaques estructurados, con una geometría bien definida, presentan esta cualidad de alta eficiencia además de una muy baja caída de presión. Sin embargo a pesar del incremento en el uso de estos dispositivos se carece de procedimientos adecuados que puedan predecir el comportamiento de este tipo de empaque y en la práctica, los diseños de equipos que contienen estos empaques se basan usualmente en datos del fabricante, ya que actualmente se cuentan con pocos modelos para evaluar cuantitativamente este tipo de empaque. Es por esta razón que la modelación y el estudio de los lechos de empaque estructurado, geoméricamente ordenados, junto con la integración de calor han representado en las últimas décadas retos científicos y tecnológicos motivados por la urgente necesidad de aumentar la eficiencia de los procesos de separación, en la utilización de la energía y en la transferencia de masa.

Los empaques estructurados o integrales son dispositivos que funcionan como contactores gas-líquido, lecho o empaques en columnas de absorción, desorción, destilación y extracción líquido-líquido. Estos empaques fueron empleados por primera vez a nivel industrial hace 40 años por la compañía suiza SULZER Inc. Con el propósito de aumentar la eficiencia en la separación y reducir la caída de presión del gas al pasar por el lecho, disminuir los requerimientos de inventarios y aumentar la calidad del producto.

Basados en lo anterior surge la necesidad de trabajar, experimentar y operar este tipo de equipos dentro de la universidad y más aun, de poseer una columna con empaque estructurado dentro de la misma facultad con el propósito de tener contacto con una tecnología que es ampliamente utilizada en la industria química actual, tanto en proceso como en experimentación.

1. GENERALIDADES

1.1 DESARROLLO DE LA DESTILACIÓN (siglo XVI-XX)

Los primeros libros sobre destilación aparecieron en el siglo XVI (Brunschwig, 1500; Andrew, 1527); uno de ellos aparece más tarde, escrito por Libavius (1606).

A mediados del siglo antepasado se descubrió la forma de fabricar vidrio transparente, dúctil y capaz de soportar el calentamiento y enfriamiento continuos. Este vidrio tuvo su aplicación inmediata en la fabricación de aparatos y material de laboratorio. Ello significó una enorme ventaja sobre los equipos de metal y cerámica que se venían utilizando, especialmente por la resistencia química del vidrio, su transparencia y su maleabilidad, lo que permitió la fabricación de nuevos y complicados instrumentos de laboratorio. En el campo de la destilación, los alambiques se modificaron y aparecieron los matraces, columnas y condensadores, semejantes a los empleados hoy. Desde entonces, la destilación ha sido una de las técnicas de separación más empleadas en los laboratorios y en la investigación química, al tiempo que se la utiliza también como una técnica analítica.

Por otra parte, desde mediados del siglo antepasado los equipos más utilizados industrialmente estaban hechos de acero o de otros tipos de metales y recibieron el nombre de columnas de rectificación o columnas de destilación. Se trata de un equipo que consta de un rehervidor (en el cual se genera vapor), una columna con platos o con empaques (en la cual se lleva a cabo la rectificación, al ponerse los vapores en contracorriente con el líquido) y un condensador (en el cual se condensan los vapores salientes del domo, se regresa parte de ese líquido como “reflujo” y se extrae parte del mismo como un destilado o producto del domo), figura 1.1.

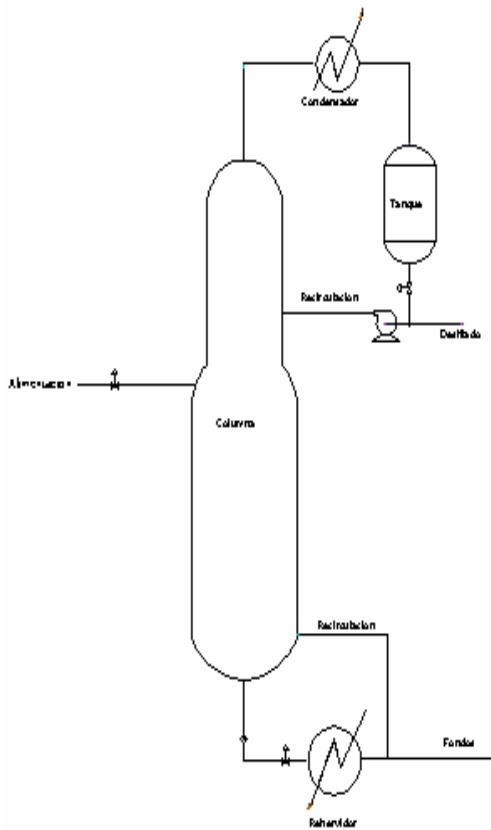


Figura 1.1. Columna de destilación

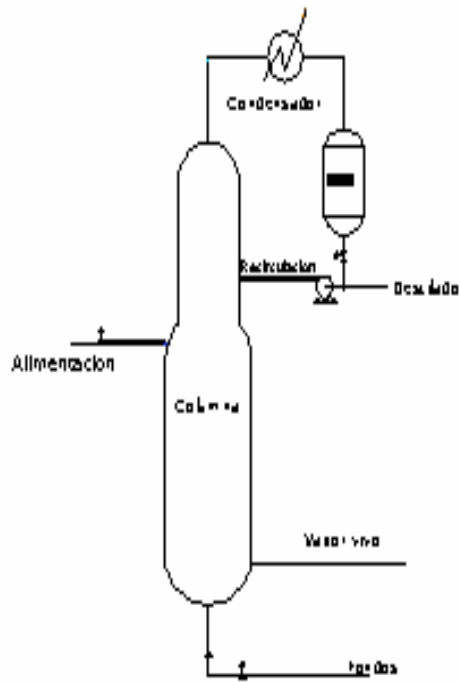


Figura. 1.2 uso de vapor vivo

En estas columnas, la alimentación se efectúa por lo general cerca del centro de la columna. La parte por arriba de la alimentación recibe el nombre de sección de rectificación o de enriquecimiento y la parte de abajo sección de agotamiento.

La industria de la refinación del petróleo sufrió también modificaciones profundas bajo el impacto de la investigación científica. En 1859 el coronel Drake demostró por primera vez la posibilidad de extraer el petróleo crudo del subsuelo de perforación, para no tener que depender exclusivamente de las afloraciones. Hasta 1900, cuando la industria automotriz daba apenas los primeros pasos, la industria del petróleo se había restringido a la producción de queroseno. Los procesos de refinación del petróleo y el correspondiente aparato técnico, eran en su mayoría adaptaciones de otras industrias, como la del alquitrán de hulla y la del alcohol. Gradualmente, las industrias del petróleo pusieron en práctica métodos más científicos en la destilación y refinación del petróleo. Este cambio recibió el impulso de la creciente demanda de productos distintos del queroseno: lubricantes, parafinas, asfalto, aceite combustible y sobre todo gasolina, que entonces se necesitaban en cantidades mayores cada vez para automóviles y aviones. Trumble, en Estados Unidos, ideó en 1812 la combinación de un destilador de tubos con columnas desolladoras y evaporadores. Esto resultó ser un sistema extraordinariamente flexible para adaptar las unidades destiladoras a la diversidad de crudos existentes.

La refinación química, originalmente un proceso por lotes, se hizo entonces automática, hasta convertirse en una operación continua en recipientes cerrados, lo cual evitó la evaporación peligrosa y dispendiosa de fracciones ligeras.

En 1830 Coffee desarrolló una columna continua que usaba tanto platos perforados como precalentamiento de la alimentación y reflujo interno.

Cuando el gas natural vino a suplir la falta de combustible, pudieron extraerse compuestos valiosos con bajo punto de ebullición, como el propano y el butano.

Esto era imposible sin una destilación adecuada para eliminar los gases disueltos. Como consecuencia, los técnicos se vieron en la necesidad de idear nuevos tipos de columnas destiladoras. La destilación fue un arte durante el periodo de su desarrollo inicial. La invención de las campanas de burbujeo, los platos perforados, los condensadores enfriados con agua, el reflujo, el precalentamiento de la alimentación y la adaptación del proceso a la operación continua, se llevaron a cabo en el siglo antepasado, aunque no se hicieron intentos para sistematizar o aplicar principios cuantitativos a los Procesos de destilación.

En los últimos años del siglo XIX, Hausbrand (1893) y Sorel (1899), presentaron los primeros estudios matemáticos aplicados al diseño de las columnas de fraccionamiento. Sorel (1889) desarrolló y aplicó relaciones matemáticas para la separación fraccionada de mezclas binarias, primero a las que tenían alcohol y agua, e introdujo en sus cálculos los conceptos de entalpía molar, pérdida de calor, composiciones, reflujo y gastos.

Otros investigadores de esa época fueron Barrel, Young, Rayleigh, Lewis, Rosanoff y Dufton. En 1925, W.L. McCabe y E.W. Thiele presentaron un trabajo (McCabe, 1925) ante la American Chemical Society, que presentaba un nuevo método sencillo, rápido e ilustrativo para calcular gráficamente el número de platos teóricos necesarios para la separación de los componentes de una mezcla binaria en una columna de rectificación. La aportación original de McCabe a este problema fue un gran paso en el diseño científico de unidades de destilación y demostró ser un gran progreso cuando pasaron a primer plano los nuevos sistemas de cracking hacia 1936.

Posteriormente, Ponchon y Savarit (1922) diseñaron un método para el cálculo de columnas de destilación para mezclas binarias, el cual no requería las simplificaciones del método de McCabe y que podía aplicarse a mezclas no ideales. Entre 1930 y 1960, se hicieron numerosos estudios para predecir la eficiencia de las columnas de destilación. Sin embargo fue a partir de que el Instituto Americano de Ingenieros Químicos formó una comisión para estudiar el problema (AIChE, 1958), cuando se pudo contar con un método confiable para obtener las eficiencias en columnas de destilación que trabajan con mezclas binarias. Una vez resuelto este problema, los esfuerzos se orientaron hacia el diseño de columnas que trabajaran mezclas multicomponentes (Holland, 1988). El diseño de éstas recibió un impulso muy importante con el desarrollo de las computadoras modernas, el cual hizo posible la aplicación de ecuaciones de estado para el cálculo del equilibrio vapor-líquido.

El estudio de los sistemas azeotrópicos permitió también que se pudieran diseñar columnas que pudieran separar estas mezclas, para obtener productos puros, tales como alcohol a partir de una mezcla alcohol-agua.

La destilación consume aproximadamente el 3% de la energía consumida a nivel mundial (datos de 2004). Que es equivalente a unos 2.871018 J/año (91GW o a unas 54 millones de toneladas de petróleo por año). Y sin embargo, a pesar de que la destilación tiene una eficiencia energética muy baja (proporciona calor en la caldera para acto

seguido enfriar en el condensador) ha sido, y muy probablemente continúe siendo, durante bastantes años más la técnica de separación más ampliamente utilizada, (aproximadamente el 90% de todas las operaciones de recuperación y purificación son destilaciones) lo que justifica que la destilación sea una de las operaciones unitarias más estudiadas en toda la historia de la industria química. Un dato que pone de manifiesto la importancia de la destilación es que sólo en Estados Unidos existen más de 40000 columnas de destilación (en 2004).

1.2 FUNCIONAMIENTO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

El aparato utilizado en la actualidad en la destilación continua está constituido por tres equipos integrados: un generador de vapor, rehervidor, el dispositivo que pone en contacto vapor y líquido, columna de platos o empacada, y un condensador, que es un intercambiador de calor enfriado por agua o por un refrigerante.

La rectificación o destilación continua con etapas y con reflujo puede considerarse, de forma simplificada, como un proceso en el cual se lleva a cabo una serie de evaporaciones y condensaciones.

Estos fenómenos se llevan a cabo en los platos o charolas de la columna de destilación. Para ello, el líquido de cada etapa fluye por gravedad a la etapa inferior y el vapor de cada etapa lo hace hacia arriba, a la etapa superior. Por consiguiente, en cada etapa entra una corriente de vapor G y una corriente líquida L , las que se mezclan para transferir masa y tratar de alcanzar el equilibrio. La forma de lograrlo es por medio de la creación de una interfase líquido-vapor lo más amplia posible. La principal resistencia a la transferencia de masa está en la fase vapor, por lo que se han diseñado aparatos y dispositivos en los que el vapor burbujee dentro del líquido, para obtener así una mayor superficie de transferencia.

Sin embargo, no es posible lograr que las corrientes que salen de una etapa estén en equilibrio, de allí que se hable de eficiencia, que es una medida del acercamiento al equilibrio. Los platos reales de una columna tienen eficiencias menores que 100 por ciento. Como ya se mencionó, el principio de funcionamiento de la columna (figura 1.1) es poner en contacto un vapor con un líquido más rico en el componente más volátil que el correspondiente al equilibrio. Al mezclarse íntimamente, el vapor tiende a ponerse en equilibrio con el líquido, condensándose parte del componente menos volátil y evaporándose el más volátil. Mediante la repetición de esos contactos a contracorriente, el vapor se va enriqueciendo y el líquido empobreciendo (en el componente más volátil) hasta alcanzar las composiciones del destilado y del residuo respectivamente.

Como el proceso consiste en poner en contacto vapor con líquido, el vapor se genera evaporando parte del residuo o fondos, y el líquido retornando a la columna parte del destilado, que son las mezclas más pobres y más ricas, respectivamente, en el componente más volátil. Otra opción es el uso del llamado “vapor vivo” (figura 1.2) el cual consiste en alimentar vapor proveniente del exterior del sistema lo cual evita el uso del rehervidor. La corriente de vapor, conforme asciende por la torre, se enriquece en el componente más volátil. Esta corriente se condensa en el condensador y una parte de ese líquido se regresa -refluja- hacia la columna y otra parte se extrae del domo como destilado o producto. La corriente del líquido que desciende por gravedad y se va enriqueciendo con el componente más pesado. Este proceso de enriquecimiento y empobrecimiento en determinados componentes se lleva a cabo en etapas sucesivas de la torre.

1.3 TIPOS DE COLUMNAS

Existen varios tipos de columnas en el mercado; en este caso solo se analizan dos tipos: las de platos y las empacadas, haciendo énfasis en esta última.

1.3.1 TORRES DE PLATOS

En general las torres de platos consisten en cilindros dónde se ponen en contacto íntimo sobre charolas o platos una fase gaseosa y una líquida para que se verifique una transferencia de masa de una fase a la otra y viceversa.

El funcionamiento de estas consiste, en introducir una corriente (líquido generalmente) en la parte superior y otra en la inferior. El líquido baña la parte superior de los platos y desciende de ellos por vertederos al siguiente y así sucesivamente hasta llegar al pie de la torre. El gas sube desde la parte inferior pasando a través de aberturas que poseen los platos para producir espuma en el líquido, de modo que se verifique la transferencia de masa, hasta que llega a la domo de la torre.

Si se quiere que haya una buena transferencia el tiempo y el área de contacto interfacial deben ser grandes. Para aumentar el tiempo de contacto, la altura de líquido sobre el plato debe ser grande, para aumentar el área de contacto interfacial, el flujo de gas debe ser rápido (Esto se debe a que si sube muy lento no se dispersa totalmente y sube como burbujas grandes). Otro inconveniente es que si el flujo de gas es lento, se da el lloriqueo, que es cuando el líquido se escurre por los orificios del plato debido a que el gas no tiene suficiente empuje para evitarlo.

Entonces, se debe tener un flujo de gas rápido y una altura de líquido grande (es decir, flujo de líquido grande). Ahora, si se excede la cantidad óptima comienza a experimentar problemas, si el flujo de gas es muy rápido arrastrará líquido de cada plato al superior, por lo que el gas no absorbería suficiente, porque este iría saturado. Si el flujo de líquido es muy grande, el problema a enfrentar sería la inundación. Así que hay que buscar un punto de flujo óptimo que no produzca inundación, ni arrastre, pero sí buena dispersión de gas y buen tiempo de contacto interfacial.

1.3.2 COLUMNAS EMPACADAS

Una columna empacada es un dispositivo utilizado para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en flujo contracorriente como a corriente paralela que consiste en un envolvente cilíndrico que se ha llenado con empaque o con dispositivo de superficie grande que contiene un plato de soporte y un dispositivo de distribución de líquido, diseñado para proporcionar la irrigación eficaz del empaque. El líquido se distribuye sobre estos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

1.3.2.1 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LAS COLUMNAS EMPACADAS.

Son usadas para permitir un mayor contacto entre dos fluidos inmiscibles o parcialmente miscibles, pueden ser un gas y un líquido o dos líquidos y el flujo en contracorriente es el más usado.

El empaque debe ser seleccionado para producir una mayor superficie de contacto entre los 2 fluidos y por lo tanto una buena tasa de transferencia de masa por unidad de volumen de la torre.

La columna puede ser construida de metal, cerámica, vidrio o plástico y debe ser montada verticalmente para ayudar a una distribución uniforme del líquido.

Cuando se trata de columnas para absorción (gas-líquido) la entrada del líquido se produce por la parte superior mediante un distribuidor y la entrada de gas por la parte inferior de la columna.

Los empaques están sostenidos por platos, los cuales son lo suficientemente perforados para no influir en la velocidad de paso de los fluidos.

El diámetro de una columna puede variar desde 25 mm (laboratorio), hasta 5 metros para procesos industriales (con 30 m de altura).

La presión óptima de operación depende de las características químicas y físicas del sistema.

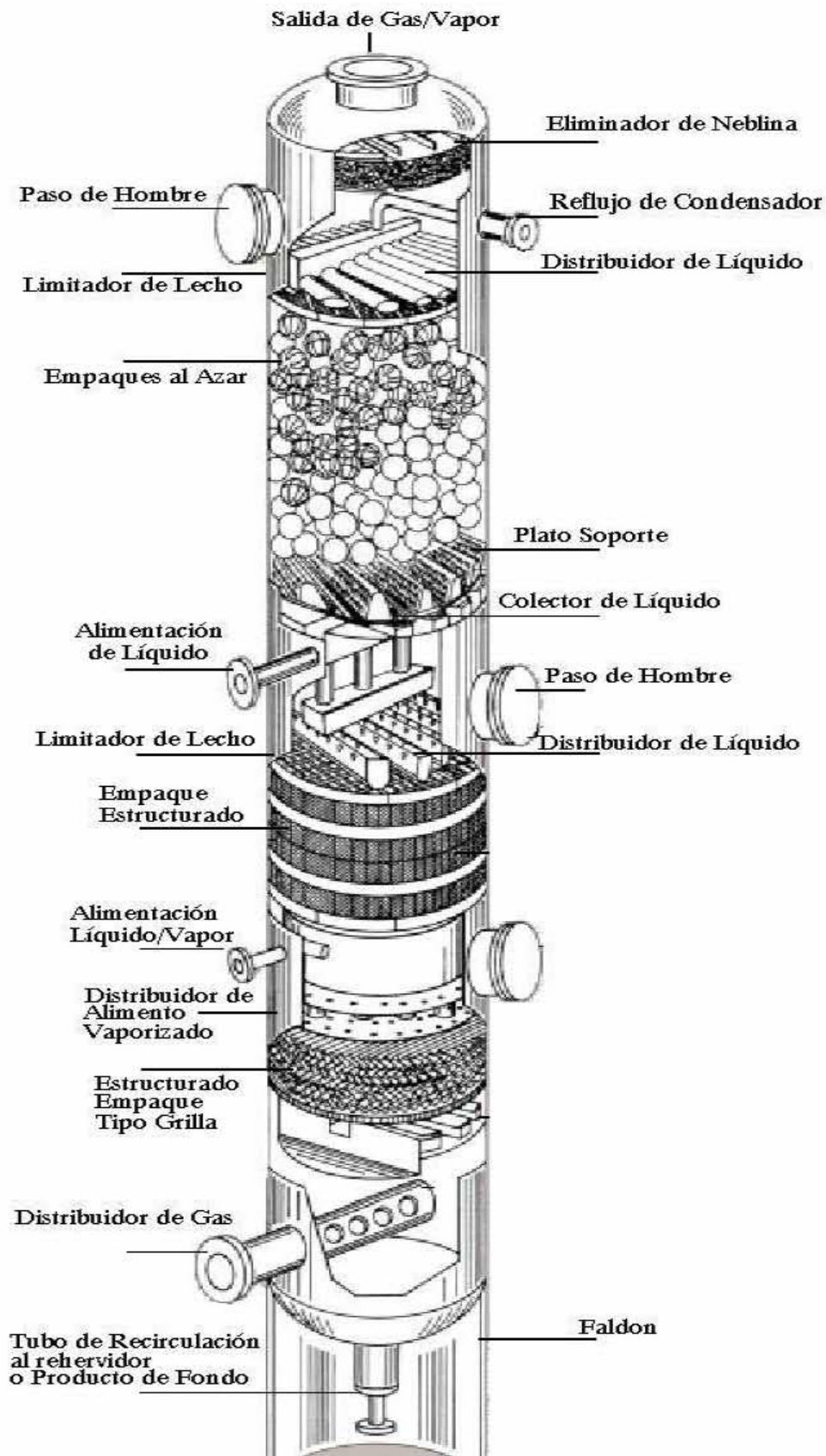


Figura. 1.3. Esquema general de una torre empacada

1.3.2.2 CONSTITUYENTES INTERNOS

Para el funcionamiento adecuado de una torre empacada son necesarios ciertos elementos adicionales a la coraza y al empaque. Estos accesorios, denominados constituyentes internos, se identifican en la figura 1.3.

Los constituyentes más importantes son:

- Distribuidores de líquido
- Sistemas de alimentación
- sujetadores de empaque
- Soportes de empaque
- Colectores de líquido
- Redireccionadores de líquido (wall wiper)

No todos los elementos de esta lista están siempre presentes en una columna. La decisión de incorporarlos o no es el resultado de una revisión minuciosa de la relación costo/beneficio. Se deben seleccionar con cuidado ya que una mala decisión aun con empaques de alta eficiencia provocara un mal funcionamiento de la columna.

1.3.2.2.1 DISTRIBUIDORES DE LÍQUIDO.

La distribución uniforme del líquido en el domo de la torre es esencial para una operación eficiente. Por lo tanto, los distribuidores de líquido son claves en el diseño de cualquier columna empacada (Strigle 1994) (41) Un distribuidor de líquido deben proporcionar:

- Distribución uniforme del líquido.
- Resistencia a la obstrucción.
- Gran flexibilidad a la variación de flujos.
- Baja caída de presión.
- Mínima altura para permitir mayor espacio para el lecho.
- Baja caída de presión.
- Capacidad para mezclar el líquido a distribuir.

La distribución perfecta de líquido puede definirse como la provisión del líquido igual a la velocidad por unidad de área de la superficie del lecho. El líquido puede aplicarse mediante rociadores (spray), orificios o por gravedad.

Los rociadores pueden humedecer casi totalmente la superficie del empaque, pero la variación de flujo punto a punto es muy alta, los distribuidores de orificios proveen corrientes discretas de igual flujo, pero es difícil controlar las variaciones en la carga.

Existen en el mercado una gran variedad de distribuidores de líquido siendo los más comunes los distribuidores de plato de orificios, de tipo garganta y tipo escalera.

El distribuidor de plato con orificios es utilizado en aplicaciones de sistemas que no contienen partículas que puedan tapan los orificios y en columnas con diámetros pequeños, ver la figura 1.4. El gas asciende a través del plato y el líquido descende por los orificios del plato. En función del diámetro del orificio, puede manejar altos flujos de líquido. Debido a que el área disponible para el flujo de gas es limitada no puede usarse a altas proporciones de gas.

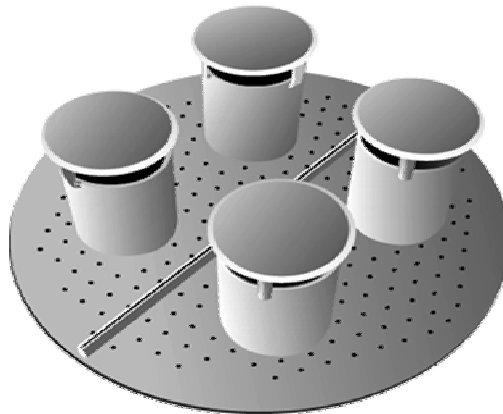


Figura 1.4. Distribuidor de plato con orificios.

El distribuidor tipo garganta es usado en torres de 1.2 m de diámetro o mayores, ver la figura 1.5. El líquido es introducido a los compartimentos del distribuidor y apropiadamente repartido lateralmente, múltiples particiones son empleadas a altas proporciones de flujo líquido o en grandes diámetros de las columnas. Utilizadas en un amplio rango de operación ya que no se restringe el flujo de gas y en sistemas donde hay una alta cantidad de sólidos en el líquido.

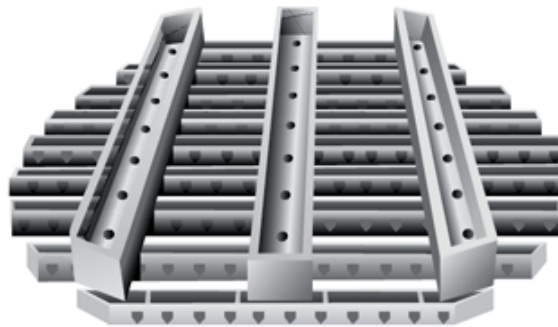


Figura 1.5. Distribuidor tipo garganta.

El distribuidor tipo escalera se caracteriza por que el líquido es alimentado a presión, ver la figura 1.6. Es muy usado en columnas de refinerías donde la distribución es crucial y el espacio disponible para el distribuidor es limitado. Existe una alta área de espacio libre para el flujo de gas.



Figura 1.6. Distribuidor tipo escalera.

En general una columna empacada consta de varias secciones de empaque, tanto para distribuir y retirar corrientes intermedias, como para redistribuir las corrientes internas. Para lograr la distribución del líquido que ingresen puntos intermedios de la columna y redistribuir las corrientes líquidas internas se incorporan redistribuidores de líquido entre lechos. Los redistribuidores presentan el mismo diseño que los distribuidores, pero adicionalmente incluyen elevadores semicubiertos (chimeneas) y en algunos casos “wall wipers” (redistribuidores de liquido) para redireccionar el líquido que desciende sobre las paredes de la columna al lecho empacado.

1.3.2.2.2 SISTEMAS DE ALIMENTACIÓN.

La alimentación puede clasificarse en cuatro categorías principales:

- Solo líquido, cuando contiene menos del 1% de vapor en volumen.
- Líquido y vapor sobre un lecho.
- Solo gas debajo de un lecho.
- Retorno de un rehervidor.

Los criterios a seguir para cada caso serán diferentes.

La selección de los alimentadores de sólo líquido, los cuales actúan como redistribuidores, depende del tipo de distribuidor y de la variación de flujo requerida.

Para alimentadores de mezcla líquido-vapor la selección depende del tipo de distribuidor de líquido debajo de la alimentación, las velocidades de flujo, el tipo de alimentación, la altura de lecho empacado para la alimentación de las fases y el mezclado de éstas con las corrientes internas que ascienden o descienden.

Para el retorno del rehervidor es necesario considerar, adicionalmente los factores para la alimentación de sólo gas, como por ejemplo. el tipo de rehervidor.

1.3.2.2.3 SUJETADORES DE EMPAQUE

La función principal de este dispositivo es impedir la fluidización o expansión del lecho empacado, así como mantener horizontal su superficie. El retenedor no debe intervenir con los flujos en la columna, por lo que su área libre debe ser muy grande.

Existen dos constituyentes internos diseñados para evitar el desplazamiento del empaque: limitadores de lecho y platos de retención.

El limitador de lecho es el tipo más común, en especial para empaques de plástico y de metal susceptibles de ser fluidizados por su bajo peso. Este se fija a las paredes de la columna mediante ganchos o sujetadores.

Los platos de retención se emplean generalmente con empaques de cerámica o carbón normalmente muy frágiles. Estos platos reposan sobre el lecho y actúan por su propio peso.

Un constituyente adicional a los anteriores son las barras de antimigración, los cuales impiden que los empaques avancen hasta los elevadores de gas o los ductos de salida de la columna.

1.3.2.2.4 SOPORTES DE EMPAQUE

El propósito de este dispositivo es soportar el lecho sin ofrecer una restricción excesiva al flujo de las fases. También puede servir como distribuidor de las dos corrientes.

A menos que se realice una adecuada selección del plato soporte, se puede provocar la inundación prematura de la columna. El área libre del soporte debe ser tan alta como la del lecho empacado. Existen dos tipos: a contracorriente y de pasos separados para cada fase.

Los criterios a considerar para la elección del soporte son:

- Tipo de empaque (estructurado o al azar).
- Material del empaque.
- Características del proceso como son corrosión y temperatura de operación.
- Carga máxima de diseño (profundidad del lecho, líquido retenido, peso del lecho y condiciones de flujo extremas como las esperadas en situaciones de emergencia).

1.3.2.2.5 COLECTORES DE LÍQUIDO

Los colectores de líquido son necesarios cuando se debe retirar una corriente lateral. Además, en columnas con empaques de alta eficiencia es recomendable instalarlos entre lechos, sobre cada distribuidor (Branan 1998) (1).

El colector del líquido debe interrumpir el flujo del líquido sin bloquear el flujo ascendente. Una de sus funciones esenciales es lograr el mezclado efectivo del líquido antes de retirarlo o redistribuirlo, dado el desarrollo de importantes gradientes radiales de concentración.

1.3.2.2.6 REDISTRIBUIDOR DEL LÍQUIDO (WALL WIPER).

Los distribuidores en la pared, son empleados para remover el líquido de la pared de la torre y reubicarlo en el lecho empacado. Los empaques estructurados son adecuadamente espaciados de la pared de la columna, estos distribuidores son instalados en cada elemento empacado para retornar el líquido que fluye en la pared al lecho empacado. La cantidad de flujo en la pared depende de la proporción de flujo líquido y de la habilidad del empaque para transferir líquido dentro y fuera de la pared.

En columnas de diámetros pequeños, el área de la pared es considerable con respecto al área superficial del empaque, por otro lado, si el diámetro de la columna es grande, el área de la pared de la columna es pequeña en comparación al área del empaque. Este efecto es importante para conocer la cantidad de flujo líquido que baja por la pared. Son frecuentemente instalados en columnas de diámetros pequeños donde el área de la pared es considerable y existe un alto porcentaje de flujo en la pared.

2. EMPAQUES

El empaque es un elemento esencial de este tipo de columnas. Tiene como función ofrecer una superficie (que oscila entre 50 y 1000 m²/m³) como área humectable para favorecer el contacto entre las fases y dinamizar los flux de transferencia entre ellas. Debe buscarse una caída de presión tan baja como sea posible.

2.1 TIPOS DE EMPAQUES

Se han diseñado numerosos tipos de relleno, y bastantes de ellos son de uso frecuente. Algunos rellenos se distribuyen al azar dentro de la torre, mientras que otros se colocan ordenadamente.

Pueden ser de tres tipos:

- Trozos de sólidos.
- Con forma definida.
- Rejillas.

Los empaques deben tener un tamaño uniforme, para producir una cama de características uniformes y con la porosidad deseada.

El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación; debe ser baja la caída de presión del gas.

Históricamente hay tres generaciones de evolución en empaques al azar:

La primera generación (1907 a los años 50) constan de dos tipos simples, los anillos Rasching, las monturas Berl (figura 2.1) y los anillos Lessig, que son los ancestros de los modernos empaques estructurados. Estos empaques se han reemplazados por empaques más modernos y raramente son usados en la práctica moderna de destilación.

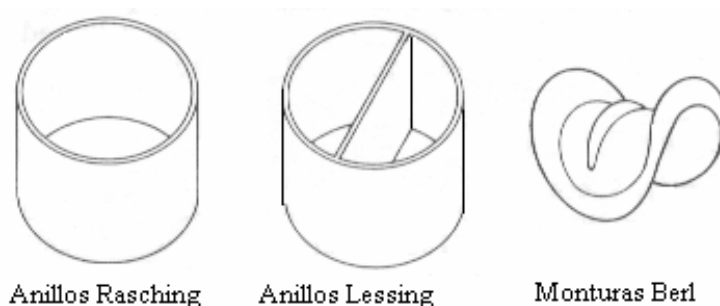


Figura 2.1 Empaques de primera generación

La segunda generación (desde los últimos años 50 a los primeros años 70) tiene dos geometrías populares; los anillos Pall, los cuales evolucionaron desde los anillos Rasching, y las monturas Intalox (figura 2.2), las cuales evolucionaron desde las monturas Berl. Esta segunda generación de empaques es todavía popular y extensivamente usada en prácticas modernas de destilación.

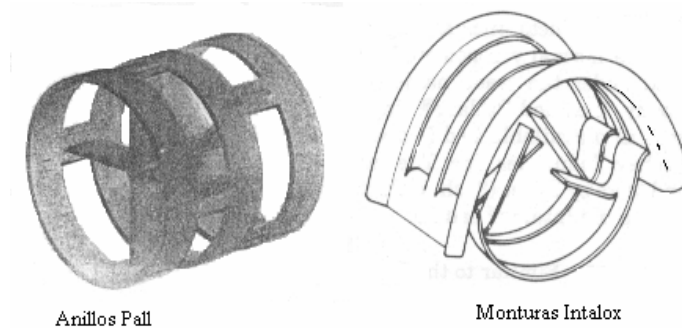


Figura 2.2 Empaques de segunda generación

La tercera generación (desde la mitad de los años 70 a la actualidad) ha producido una multitud de geometrías, la mayoría de las cuales han evolucionado a partir de las monturas Intalox y anillos Pall. En la Figura 2.3 podemos observar una comparación entre empaques de diferentes generaciones en términos de factor de empaque y área superficial específica, el factor de empaque puede considerarse como una medida de la capacidad mientras que el área superficial específica que es el área donde se ponen en contacto el líquido y el gas para la transferencia de masa.

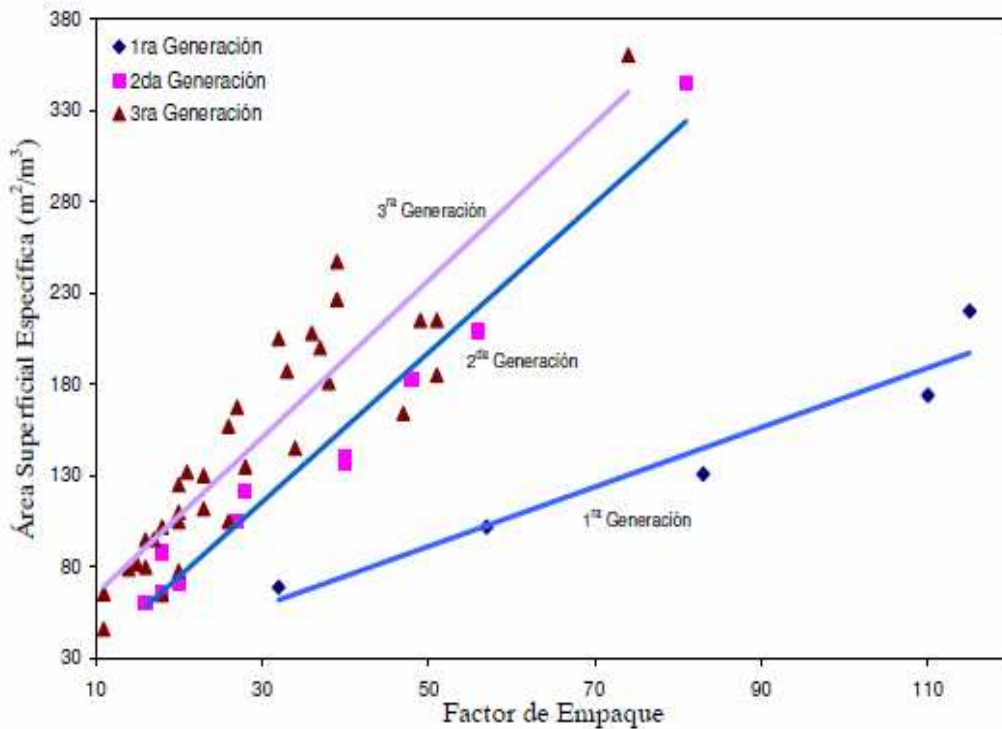


Figura 2.3. Comparación entre empaques al azar (Kister 1992)(25)

2.1.2 MATERIALES DE LOS EMPAQUES

Metales. Empaques de acero al carbono son usualmente la primera elección para servicios con fluidos no corrosivos. Comparados con los de cerámica y plástico, estos normalmente ofrecen alta capacidad y eficiencia en términos de transferencia de masa, y un amplio rango de geometrías, y son resistentes a la compresión. Para servicios con fluidos corrosivos se recomienda el acero inoxidable.

Cerámica. Los empaques de cerámica han declinado su popularidad. Comparados con los de plástico, los empaques de cerámica son rompibles, tienen baja capacidad en cuanto a transferencia de masa y no están disponibles en muchas de las geometrías populares. Los empaques de cerámica son frecuentemente especificados en operaciones donde se pueda aprovechar su alta resistencia a los ataques químicos y altas temperaturas como el caso de absorción de ácido sulfúrico.

Plásticos. El polipropileno es barato y es el más popular cuando la temperatura no exceda los 250 °F. Otros plásticos se pueden usar para altas temperaturas, pero estos tienden a ser más costosos.

Los empaques más usados son los de forma definida: Anillos Raschig, Anillos Pall, Monturas de Berl. Obteniendo entre 0,45 a 0,90 de porosidad.

Los anillos Raschig son ampliamente utilizados en ambientes corrosivos que necesitan anillos de pared gruesa, también como soporte para catálisis y para reemplazo de empaques de alta capacidad donde las cargas han sido reducidas.

2.2 EMPAQUES ESTRUCTURADOS

El empaque estructurado (también considerados cuarta generación de empaques por algunos autores) está constituido de láminas que pueden ser de metal, plástico, o cerámica. Las láminas tienen una corrugación que generalmente tiene un ángulo de 45° con respecto a la horizontal, no obstante existen ciertos sistemas que necesitan otros ángulos, por ejemplo, para sistemas viscosos se utilizan láminas con un ángulo de 60° (figuras 2.4a, 2.4b y 2.4c).

Cada lámina es rotada 90° con respecto a la lámina vecina, la unión de varias láminas mediante esta configuración da como resultado la formación de paquetes o elementos que pueden ser de forma cilíndrica o rectangular. La torre estará constituida por varios elementos o paquetes que son descargados y rotados 90° con respecto al anterior, de manera que, el vapor y el líquido periódicamente cambian de dirección en la intersección de los elementos y en la torre sobre múltiples divisiones y redistribuciones. Para columnas con diámetros pequeños, el empaque estructurado es fabricado en forma de paquetes cilíndricos de altura fija (usualmente arriba de 300 mm), para diámetros grandes (más de 1500 mm) el elemento de empaque es fabricado en secciones que son unidas al ser descargadas a la torre.

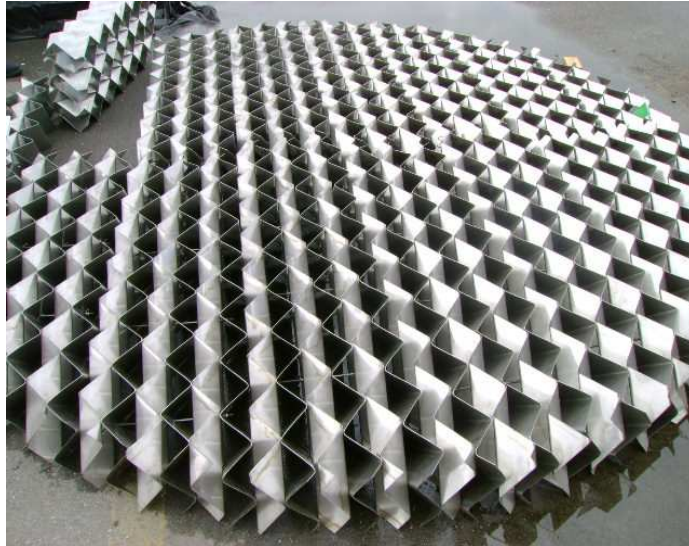


Figura 2.4a. Paquete o elemento de empaque estructurado tipo Mellagrid.

Los paquetes o elementos están soportados por los vértices de las corrugaciones entre las láminas, ver la figura 2.4b. La colocación permite una estructura ordenada de canales formados por un sistema de pasajes triangulares libres a partir de los huecos de las corrugaciones. El arreglo derivado de la rotación de las láminas y los pasajes triangulares, permite que la configuración cambie con la altura del empaque, asumiendo alternativamente una sección triangular y rómbica



Figura 2.4b Segmento de empaque estructurado tipo Mellagrid.



Figura 2.4c Mellapak 250X/250Y.

Los empaques estructurados en general tienen mayor eficiencia y capacidad y presentan una menor caída de presión por plato teórico que los empaques al azar (ver comparación en la Figura 2.5). Sin embargo, la eficiencia y la capacidad de los empaques estructurados disminuyen rápidamente al aumentar la presión o la velocidad del líquido.

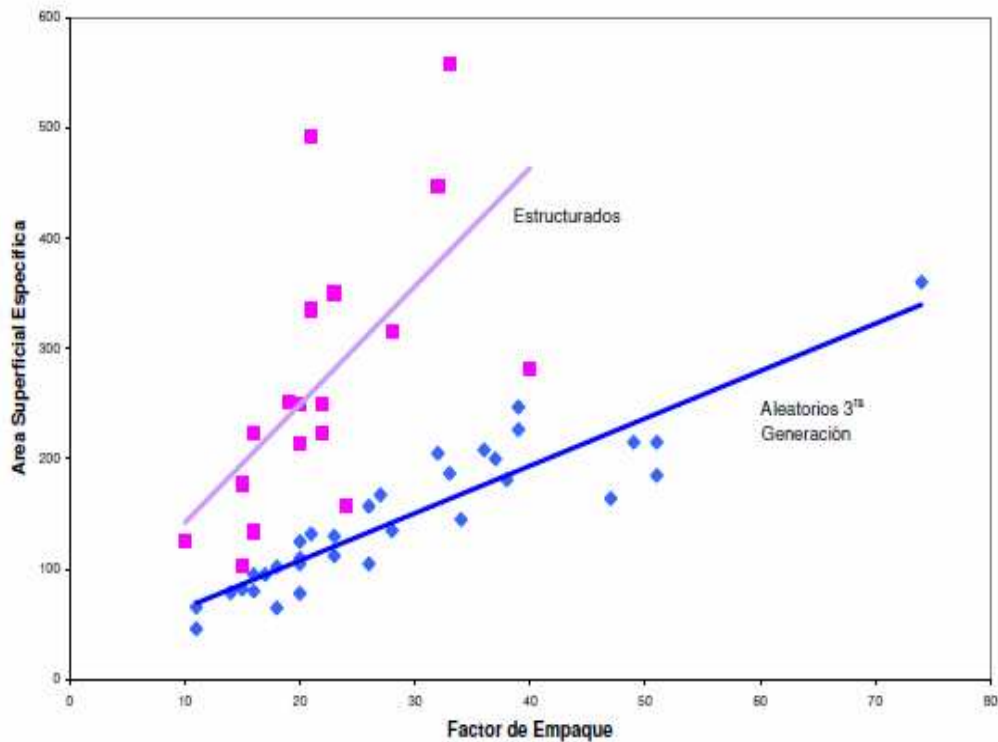


Figura 2.5. Comparación entre empaques estructurados y al azar (Kister. 1992; datos del autor)(24)

2.3 DEFINICIONES DE PARÁMETROS GEOMÉTRICOS

La figura 2.6 muestra esquemáticamente los principales parámetros geométricos de las láminas del empaque estructurado que son:

- Altura de la corrugación: h
- Base de la corrugación: b
- Lado de la corrugación: s
- Ángulo de corrugación con respecto a la horizontal: α

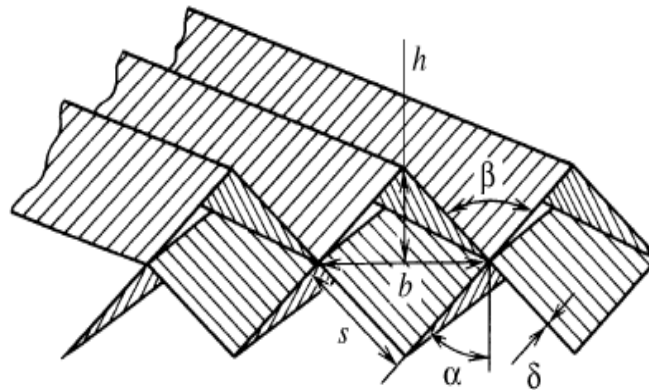


Figura 2.6 Forma del canal y parámetros geométricos de la lámina: h) altura de la corrugación; b) base de la corrugación; s) lado de la corrugación; δ) espesor de la lámina; α) ángulo de corrugación; β) ángulo del rizo.

Los parámetros geométricos que dependen de las dimensiones de la corrugación de la lámina y son útiles en el análisis hidrodinámico y de transferencia de masa son el área específica a_p del empaque en m^2/m^3 , la fracción de espacio vacío ε del empaque (volumen vacío o hueco/ volumen empacado) y el diámetro hidráulico d_{hG} de los canales en m.

El área superficial específica es el área de la superficie del empaque/ volumen del empaque, es definida como:

$$(2.1) \quad a_p = \frac{2\sqrt{b^2 + 4h^2}}{bh}$$

El espacio vacío ε es la fracción de espacio libre o hueca dentro de la torre.

Cuando los ductos o canales de una sección no son circulares, el diámetro circular es sustituido por el diámetro equivalente que es 4 veces el radio hidráulico. El radio hidráulico está definido por:

$$(2.2) \quad R_{hidraulico} = \frac{\text{área de la sección transversal del canal}}{\text{perímetro del canal}}$$

El diámetro hidráulico o diámetro equivalente del empaque seco para condiciones de canales triangulares:

(2.3)

$$d_{hG} = 4R_{hidraulico} = \frac{2bh}{b+2s} = \frac{2bh}{b+2\sqrt{\frac{b^2}{4}+h^2}} = \frac{2bh}{b+\sqrt{b^2+4h^2}}$$

Varios autores consideran el diámetro equivalente simplemente como el lado de la corrugación del empaque.

(2.4)

$$d_{hG} = d_{eq} = s$$

Una notable característica de empaque estructurado es su gran área superficial específica que permite área de contacto entre las fases y su gran fracción de espacio libre o vacío. La tabla 2.1 muestra las características de algunos empaques estructurados.

Tabla 2.1. Características representativas de algunos empaques .

	Flexipac-2	Gempak 2A	Intalox 2T	Montz B1-200	Mellapak 250Y	Sulzer BX
Área específica(m⁻¹)	223	223	220	200	250	500
Fracción vacía	0.93	0.95	0.97	0.94	0.95	0.90
Angulo de corrugación(°)con respecto a la horizontal	45	45	45	45	45	60
Altura de la corrugación(m)	0.0125	0.0122	0.0104	0.0149	0.0119	0.0064
Lado de la corrugación(m)	0.0177	0.0180	0.0223	0.0250	0.0171	0.0088
Base de la corrugación (m)	0.0250	0.0268	0.0390	0.0399	0.0241	0.0128

2.4 ÁREA ESPECIFICA EFECTIVA.

La transferencia de masa ocurre en un área donde están en contacto el líquido y el gas, esta área es conocida como área específica efectiva o área interfacial para la transferencia de masa.

El área específica efectiva esta frecuentemente ligada al área específica del empaque seco, porque cuando la superficie sólida del empaque es mojada puede convertirse en área efectiva para la transferencia de masa. A continuación algunas correlaciones para el cálculo del área interfacial específica. Para ahondar más en este tema puede consultarse el trabajo de Gámez (13):

Spiegel y Meier(40)

(2.5)

$$a_e = A(\rho_L u_L)^{0.2}$$

Bravo y Fair (2)

(2.6)

$$\frac{a_e}{a_p} = 0.5 + 0.0058F_r \quad (F_r < 0.85)$$

$$\frac{a_e}{a_p} = 1 \quad (F_r > 0.85)$$

Henriques de Brito et al.(20)

(2.7)

$$\frac{a_e}{a_p} = 0.465 \left(\frac{\rho_L u_L}{\mu_L a_p} \right)^{0.3}$$

Brunazzi et al.(7)

(2.8)

$$\frac{a_e}{a_p} = \frac{d_{eq}}{4} \left(\frac{h_L}{\varepsilon} \right)^{1.5} \left[\left(\frac{\rho_L g (\sin \alpha)^2}{3\mu_L u_L} \right)^{0.5} \right]$$

NOMENCLATURA DEL CAPÍTULO 2.

- A = Constante asociada al tipo de empaque.
 a_e = Área interfacial específica efectiva, 1/m.
 a_p = Área superficial específica empacada, 1/m.
 b = Base de la corrugación, m.
 d_{hG}, d_{eq} = Diámetro hidráulico o equivalente del flujo del canal, m.
 d_h = Diámetro hidráulico definido por $4\varepsilon/a_p$, m.
 Fr = Porcentaje de inundación.
 g = Constante gravitacional, m/s².
 h = Altura de la corrugación, m.
 h_L = Líquido retenido, m³/m³.
 $R_{hidráulico}$ = Radio hidráulico, m.
 s = Longitud del lado de la corrugación, m.
 u_L = Velocidad superficial del líquido, m/s.
 α = Ángulo de corrugación con respecto a la horizontal en gados.
 β = Ángulo del rizo.
 δ = Espesor de la lamina.
 ε = Fracción vacía del empaque.
 μ_L = Viscosidad del líquido, Kg/(m s).
 ρ_L = Densidad del líquido, Kg/m³.

3. DISEÑO DE COLUMNAS EMPACADAS

3.1 DISEÑO HIDRÁULICO

En el diseño y operación de columnas empacadas, existen varios parámetros producto de las interacciones entre los flujos de líquido y gas, los cuales deben evaluarse con el objeto de garantizar las mejores condiciones de funcionamiento del equipo. A continuación se verá cuales son estos parámetros, sus implicaciones y la forma de determinarlos.

3.2 DIÁMETRO

El diámetro de una torre empacada se determina generalmente por su comportamiento hidráulico.

Las condiciones de diseño, velocidad o caída de presión del gas se establece de manera tal que la columna opere lo mas cerca posible de la condición de máxima eficiencia, pero suficientemente lejos de la zona en la que ésta se pierde rápidamente. Para ello existen diversas recomendaciones basadas en la experiencia y que involucran la determinación de condiciones como la inundación, capacidad máxima de operación, caída de presión, entre otras. A continuación veremos algunos de estos conceptos.

3.3 ZONA DE CARGA

Se llama zona de carga al marcado aumento de la caída de presión con la proporción de flujo de gas, es decir a la zona comprendida entre la velocidad del gas en la inundación y aproximadamente el 80% de ésta. En las figuras 3.1 a y 3.1b se muestra lo anterior.

CURVAS DE INUNDACION

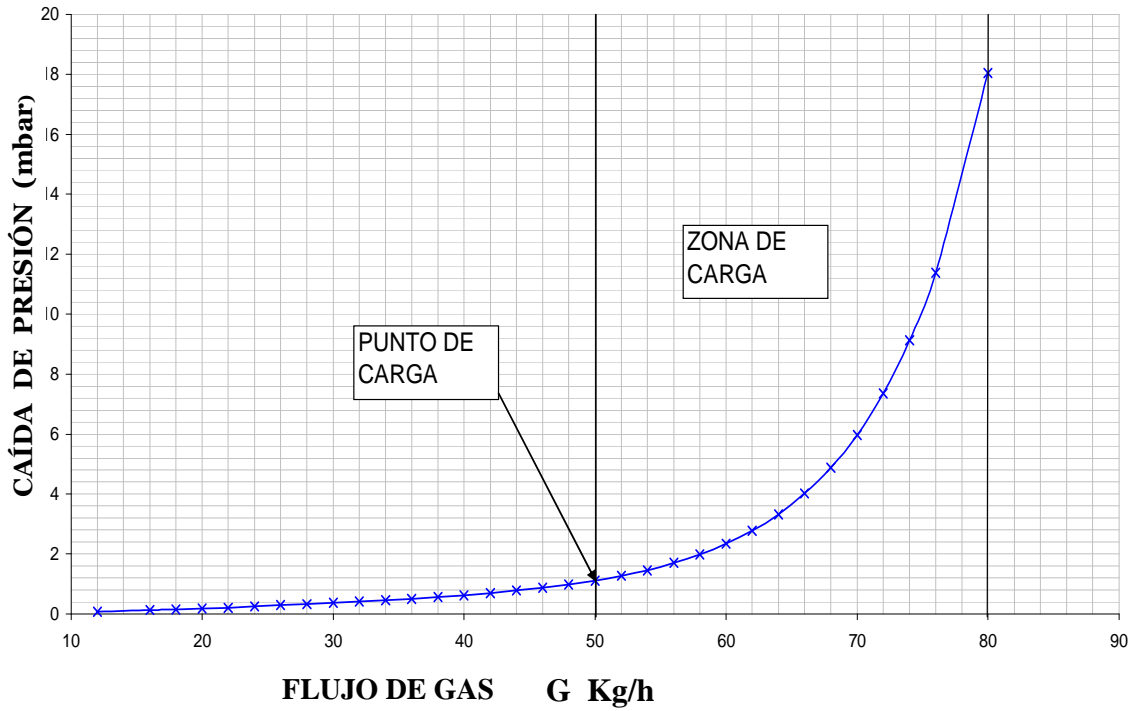


Figura 3.1a. Caída de presión del gas a flujo de líquido (L) constante en donde se muestra la zona de carga

CURVA DE INUNDACION EN ESCALA LOGARITMICA

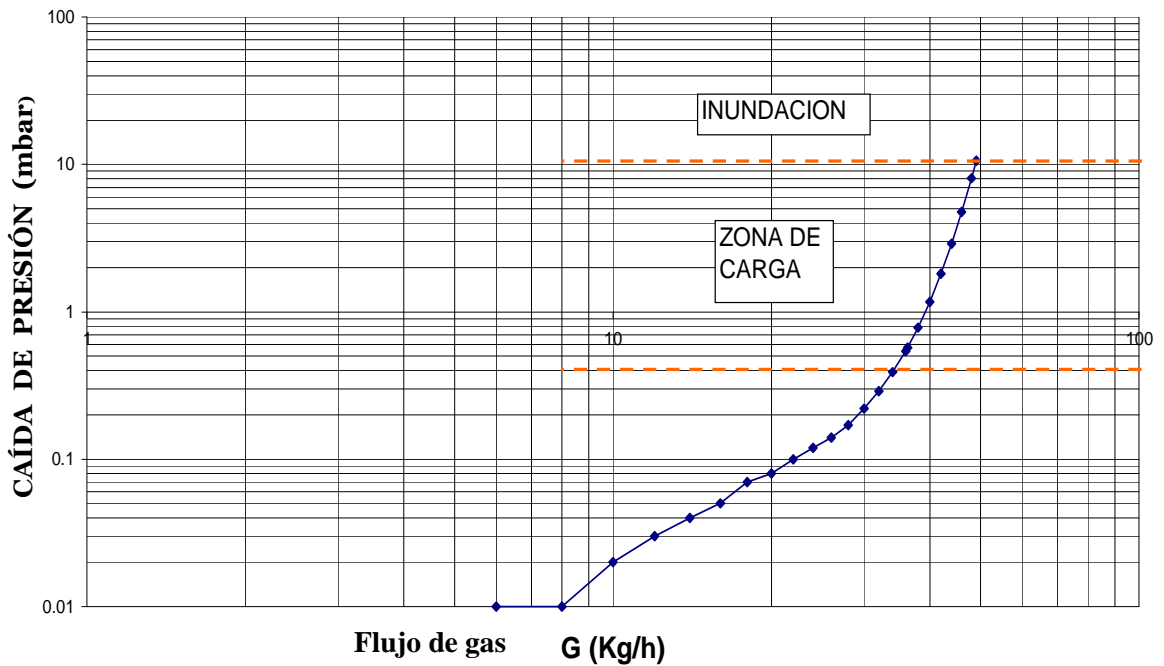


Figura 3.1b. Curva de caída de presión del flujo del gas a flujo de líquido (L) constante en escala logarítmica

Como se observa es en esta zona donde la presión aumenta de forma exponencial, y la operación de la columna comienza a ser inestable. Algunas correlaciones para el cálculo de la zona de carga se muestran en el trabajo de Gámez (12).

3.4 LÍQUIDO RETENIDO (Holdup)

El líquido retenido o “holdup” es el líquido que se deposita en la torre y humedece al empaque, en base a su movimiento es clasificado como estático y dinámico. El líquido retenido total es la suma del estático y dinámico. Es expresado como volumen de líquido/ volumen empacado.

El líquido retenido estático depende de la naturaleza del empaque y de las propiedades físicas del líquido mientras que el líquido retenido dinámico es función del flujo de líquido.

El líquido retenido en columnas empacadas es de fundamental importancia ya que afecta la velocidad en los canales, área interfacial y el tiempo de residencia del líquido.

El líquido retenido aumenta con el incremento en la viscosidad del líquido, los líquidos viscosos dejan poco espacio vacío dentro de los canales que se traduce en pérdida de la capacidad del gas con el aumento del flujo de líquido.

3.4.1 PREDICCIÓN DEL LÍQUIDO RETENIDO

Tradicionalmente el “holdup” es determinado por el método de “corte de irrigación”, en el que se interrumpe la alimentación de líquido y gas en la torre, se mide la cantidad del líquido que queda en el empaque (holdup estático) o la que se descarga fuera de la torre (holdup dinámico).

El líquido retenido dinámico, es la cantidad de líquido descargado en el lecho empacado después de cesar la irrigación en la columna. La precisión en la medición depende de la sincronización al parar los flujos de la alimentación y la descarga.

El líquido retenido estático, es la cantidad de líquido que permanece en el empaque después de concluir la irrigación. Es determinado como la diferencia entre la masa del empaque irrigada y la masa del empaque seco.

Existen también variadas correlaciones para el cálculo del líquido retenido total, un ejemplo de éstas es la de Shetty y Cerro(12, 38):

$$(3.1) \quad h_L = 6.096 \text{Re}_L^{1/3} \text{Ga}_L^{-1/3}$$

Donde:

h_L = líquido retenido total m^3/m^3 .

3.5 ARRASTRE

El arrastre es una situación inoperante que ocurre a elevadas velocidades de gas donde una gran cantidad de líquido es acarreada por el gas, es una condición exagerada de entrada de líquido al gas. El líquido acarreado por el gas tiende a recircular por la torre y la carga adicional de líquido aumenta. Al aumentar el líquido retenido por el arrastre, los espacios vacíos en la torre disminuyen y al gas le costará trabajo ascender de tal manera que la caída de presión aumentará drásticamente ocasionando inundación.

3.6 INUNDACIÓN

La inundación es una condición de máxima interacción entre el líquido y el gas, de manera que habrá una dependencia de los flujos, así cuando una gran cantidad del flujo de gas ingresa a la torre, impide al líquido desplazarse por gravedad y éste empieza a acumularse en las intersecciones de los elementos y posteriormente en todo el lecho empacado hasta que se inunda. Las interacciones entre el líquido y el gas especialmente entre las intersecciones de los elementos son acompañadas por una sustancial pérdida de energía mecánica (caída de presión) como lo muestra las figuras 3.1a y 3.1b. Esto es causado por el cambio de dirección de los fluidos. La caída de presión en esta condición aumenta muy rápidamente y existe un cambio en la pendiente de las curvas de caída de presión.

Tradicionalmente las columnas se diseñan para trabajar a no más del 80% de la inundación y es esta condición la que determina su diámetro para determinados flujos de líquido y gas.

La inundación depende de los flujos, de las propiedades del líquido y del gas, así como de la geometría del empaque.

3.6.1 TIPOS DE UNUNDACIÓN

Existen tres características que se han observado cuando la inundación ocurre y pueden ser clasificadas como tipos de inundación:

- Inundación hidráulica: con un ligero aumento de flujo de gas hay un rápido aumento de la caída de presión.
- Limitación de transferencia de masa: con un ligero aumento de flujo de gas hay una rápida disminución de la eficiencia.
- Falta general de estabilidad en la operación de la columna.

Estas condiciones no necesariamente ocurren a la misma carga de líquido-gas, de hecho para empaques estructurados la limitación de transferencia de masa precede a la inundación hidráulica.

3.6.2 PREDICIÓN DE LA INUNDACIÓN

Hasta hace algunas décadas se solían usar métodos gráficos para el cálculo de la caída de presión y la inundación entre las cuales podemos mencionar la correlación de Sherwood-Leva-Eckert (SLE) (36).

A continuación se presenta la figura 3.2, para varios tipos de empaques estructurados con datos experimentales de inundación, definida sobre la base hidráulica o sobre la base de pérdida significativa de eficiencia.

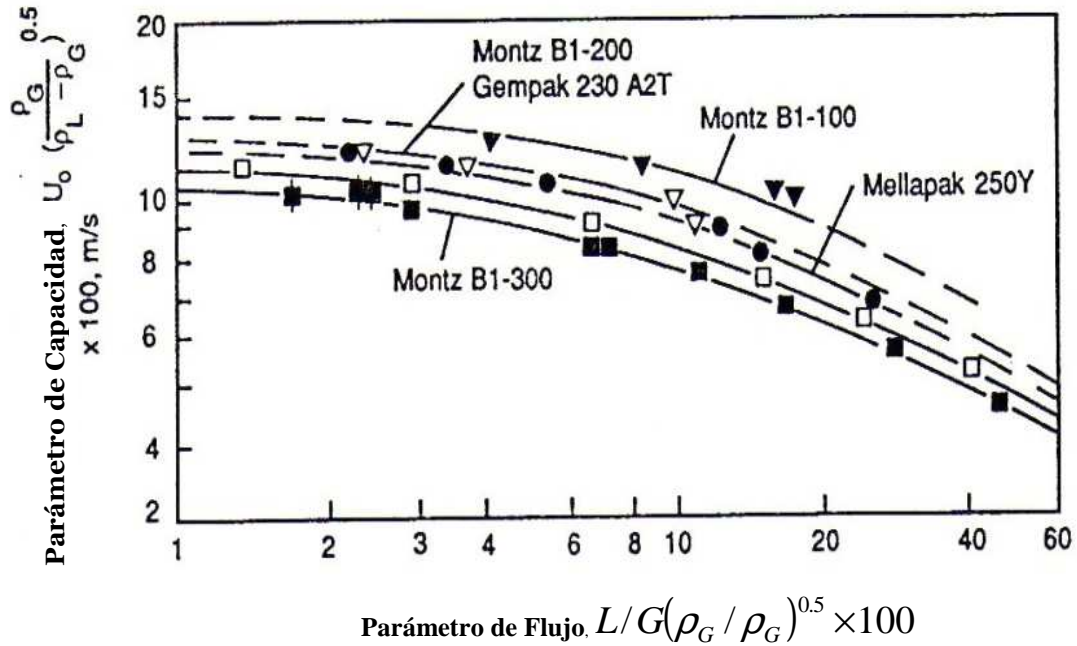


Figura 3.2. Datos de inundación para empaques estructurados reportados por Billet (4). Número que siguen de los tipos de empaques indican el área superficial en metros cuadrados por metro cúbico.

Actualmente se cuentan con varias correlaciones algunas de las cuales se mencionan a continuación:

Kister y Gill (25), desarrollaron una correlación para calcular la caída de presión en la inundación, aplicando el principio observado en datos experimentales de que la caída de presión en el punto de inundación es independiente del parámetro de flujo, variando su valor para diferentes tipos de empaques. Al graficar datos experimentales de caídas de presión en la inundación con diferentes factores de empaque, se obtiene la siguiente relación:

$$(3.2) \quad \Delta P_{\text{INUNDACIÓN}} = 0.115 F_P^{0.7}$$

Donde:

$\Delta P_{\text{inundación}}$ = caída de presión en el punto de inundación, (in de agua/ ft de empaque).

F_p = factor de empaque, 1/ft.

Aunque la anterior expresión fue desarrollada para empaques convencionales, usando un apropiado factor de empaque (F_p), puede ser empleada en empaques estructurados como lo hace Robbins (36), al desarrollar su modelo hidráulico para una amplia gama de empaques.

Del modelo de Stichlmair-Bravo-Fair (11), se obtiene una expresión para determinar la caída de presión en el punto de inundación (indicada por el subíndice i), en empaques estructurados:

$$(3.3) \quad \left(\frac{\Delta P}{\rho_L g} \right)_i^{-2} = - \frac{40 \left(\frac{2+C}{g} \right) h_L}{1-g+h_L \left[1+20 \left(\frac{\Delta P}{\rho_L g} \right)_f^2 \right]} - \frac{186 h_L}{g-h_L \left[1+20 \left(\frac{\Delta P}{\rho_L g} \right)_f^2 \right]} = 0$$

Gualito observa de los datos de MacNulty y Hsieh (29), una relación lineal entre la velocidad superficial del líquido y el valor de la caída de presión en la inundación opuesta al modelo de Stichlmair-Bravo-Fair. Gualito (16) obtiene una correlación de esta observación para determinar la caída de presión en la inundación:

$$(3.4) \quad \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right)_{INUNDACION} = 15000 + 65000 u_{LS}$$

Cuando esta expresión es aplicada, los valores de la caída de presión en la inundación ($\Delta P/\Delta Z$) inundación, están dentro de un rango de 1540 y 3300 Pa/m (16).

3.7 CAÍDA DE PRESIÓN

Al fluir el líquido hacia abajo a través del lecho empacado, el gas es forzado a ascender a contracorriente, esto causa una diferencia tal que la presión en el punto 2 es mayor que en el punto 1, ver figura 3.3. Esta diferencia es llamada caída de presión.

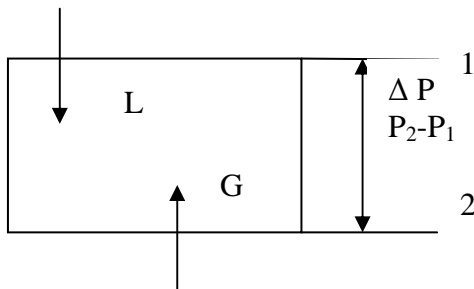


Figura 3.3. Sección empacada.

3.7.1 CAÍDA DE PRESIÓN SECA

La caída de presión seca es un término empleado para la caída de presión del gas debido a la interacción con la superficie sólida del empaque, sin presencia del líquido. Es causada por la fricción entre el gas y el sólido, así como por los cambios en la dirección del flujo de gas a través de la torre. En la figura 3.4 podemos observar la caída de presión seca y compararla con las caídas de presión a varios flujos de líquido (caída de presión irrigada).

3.7.2 CAÍDA DE PRESIÓN IRRIGADA

Se refiere a la caída de presión del gas en condiciones donde el líquido está presente y moja al empaque (figura 3.4). Es causada por varios factores como interacción de la fase gaseosa con la superficie sólida del empaque, interacción del líquido-gas en la interfase, cambios en la dirección del flujo y el arrastre de gotas de líquido por el gas. Es fuertemente dependiente de la fracción de líquido retenido.

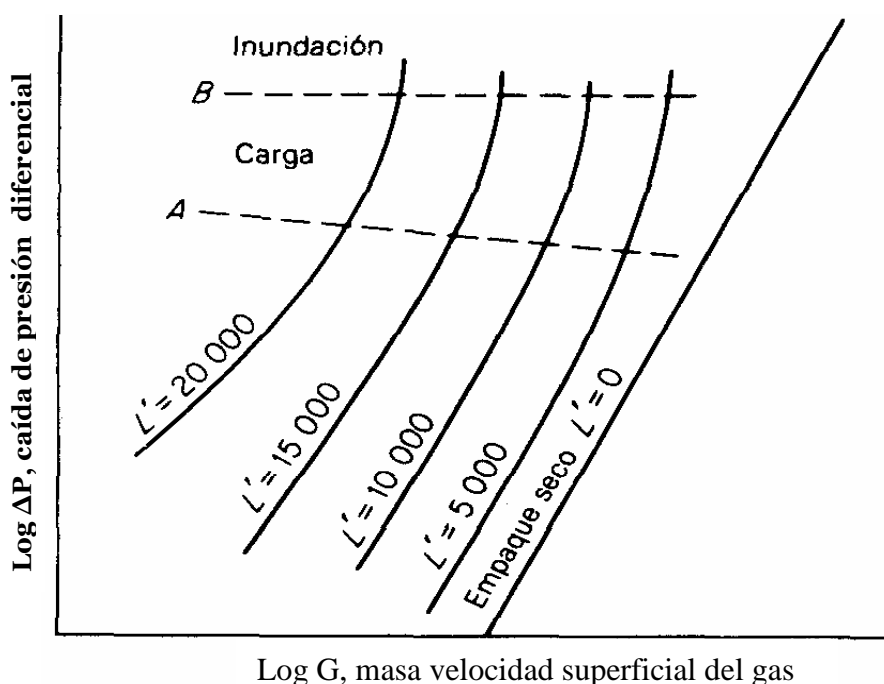


Figura 3.4. Caída de presión diferencial en función de la masa velocidad del gas

3.7.3 PREDICCIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN

En la actualidad se cuenta con numerosas herramientas para el cálculo de las caídas de presión, entre los cuales están los programas de cómputo como hojas de cálculo y simuladores, además de la constante aparición de correlaciones empíricas, obtenidas a partir de datos experimentales publicadas en artículos de revistas especializadas y otras

fuentes. Un ejemplo de estas correlaciones es el modelo de gualito (16), el cual se muestra a continuación:

Modelo de Gualito (16) (pasos a seguir).

- Obtener: $\rho_L, \rho_G, \mu_L, \mu_G, s, \varepsilon, \alpha, u_{Ls}, u_{Gs}$
- Estimar la caída de presión en seco:

$$(3.5) \quad \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{SECO} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_{aire,1bar}}\right)^{0.4} \left(\frac{c_1 \rho_G u_{GS}^2}{s \varepsilon^2 (\sin \alpha)^2} + \frac{c_2 \mu_G u_{GS}}{s \varepsilon (\sin \alpha)}\right)$$

- Calcular el factor de corrección para líquido retenido total:

$$(3.6) \quad F_t = \frac{a_e}{a_p} = \frac{(w_{eL} F_{rL})^{0.15} A_1 s^{A_2}}{Re_L^{0.2} \varepsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \alpha)^{0.3}}$$

- Colocar las condiciones iniciales para las iteraciones:

$$(3.7) \quad \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seco}$$

- Ejecutar el proceso de iteración:

$$(3.7) \quad h_L \left[\frac{4F_t}{s} \right]^{\frac{2}{3}} \left\{ \frac{3\mu_L u_{Ls}}{g\rho_L \varepsilon \sin \alpha \left[\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right) \left(1 - \frac{(\Delta P / \Delta Z)_{nueva}}{(\Delta P / \Delta Z)_{inundacion}} \right) \right]} \right\}^{\frac{1}{3}}$$

$$(3.8) \quad \frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{SECO}}{[1 - (D_1 + D_2 s) h_L]^5}$$

- Checar la convergencia:

$$(3.9) \quad \text{Si } \frac{\Delta P}{\Delta Z} \neq \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} \text{ entonces } \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} = \frac{\Delta P}{\Delta Z}; \text{ ir al paso 5}$$

$$(3.10) \quad \frac{\Delta P}{\Delta Z} \approx \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right)_{nueva} \quad \text{entonces PARAR.}$$

Tabla 3.1. Constantes para el modelo de gualito

Material	A ₁	A ₂	B ₁	B ₂	σ _{ref}	C ₁	C ₂	D ₁	D ₂	F _{SE}
Hoja de metal	29.12	0.36	5.21	-16.83	0.045	0.177	88.77	0.614	71.35	0.35 Flexipac
Cerámico	11.54	0.36	1.52	-3.51	0.065	0.244	0.0	0.532	92.22	0.46 Flexeramic
polipropileno	21.67	0.13	10.88	-30.92	0.035	0.134	44.06	0.633	130.94	0.46 PPMellapak

Donde:

A,B,C, D = constantes, sin dimensiones

a_e = área específica efectiva, m²/m³

a_p = área superficial específica, m²/m³

F_t = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones

Fr_L = Número de Froude para el líquido, sin dimensiones

g = constante gravitacional, 9.81 m/s²

h_L = líquido retenido, m³/ m³

Re_L = número de Reynolds para el líquido, sin dimensiones

s = lado de la corrugación, m

u_{Gs} = velocidad superficial del gas, m/s

u_{Ls} = velocidad superficial del líquido, m/s

We_L = número de Weber para el líquido, sin dimensiones

$(\Delta P / \Delta Z)_{seco}$ = caída de presión en seco por metro de empaque, Pa/ m ó bar/m

$(\Delta P / \Delta Z)$ = caída de presión irrigada por metro de empaque, Pa/m ó bar/m

$(\Delta P / \Delta Z)_{inundación}$ = caída de presión por metro de empaque en la inundación, Pa/m y bar/m

α = ángulo de corrugación con la horizontal, grados

γ = ángulo de contacto entre el líquido y el sólido, grados

ε = fracción de espacios vacíos, sin dimensiones

μ_L = viscosidad del líquido, Kg/ (m s)

μ_G = viscosidad del gas, Kg/ (m s)

ρ_L = densidad del líquido, Kg /m³

ρ_G = densidad del gas, Kg /m³

$\rho_{aire, 1 bar}$ = densidad del aire a una presión de 1 bar, Kg /m³

En el trabajo de Gámez (13) pueden encontrarse algunas otras correlaciones si es que se desea saber más del desarrollo de éstas así como los criterios bajo las cuales fueron creadas.

3.8 DISEÑO FISICOQUÍMICO

Las columnas de destilación así como todos los equipos que realizan una transferencia de masa son diseñados y tienen como base al fenómeno de difusión. Respecto a esta se han desarrollado diversas teorías que se mencionan a continuación.

3.8.1 DIFUSIÓN

La difusión molecular es el mecanismo de transferencia de masa, en el que los componentes de una solución se transportan de un lugar a otro dependiendo de su concentración, es decir, abandonan un lugar de alta concentración y pasan a otro de baja concentración. Para que se lleve a cabo la difusión molecular tiene que existir un gradiente de concentración (potencial químico) que es la fuerza impulsora real de la transferencia de masa. Este fenómeno conduce finalmente a una concentración uniforme de los componentes en una solución. La difusión molecular ocurre cuando un sistema no está en equilibrio, por lo que las concentraciones de los componentes no son uniformes y cuando se obtenga dicha uniformidad, el proceso difusivo se habrá detenido.

La velocidad con la cual un soluto se mueve en cualquier punto y en cualquier dirección, dependerá del gradiente de concentración en ese punto y en esa dirección. Para describir cuantitativamente la velocidad de transferencia de masa, definida como N utilizamos una medida en función de los moles/ (tiempo) (área) el área se mide en una dirección normal a la difusión. La velocidad de transferencia de masa del componente A estará compuesta por dos partes: el flujo neto de A y el efecto de la difusión molecular.

$$(3.11) \quad N_A = N_A x_A - D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial z}$$

Donde:

N_A = velocidad de transferencia de masa del componente A, mol/ (ΘL^2)

x_A = concentración del componente A en el líquido, fracción mol

D_{AB} = coeficiente de difusión del componente A en B, L^2/Θ

c_A = concentración del componente A, mol/ L^3

z = trayectoria de la difusión, L

L = longitud, L

Θ = tiempo, Θ

El coeficiente de difusión o difusividad D_{AB} es una medida de la movilidad de difusión del componente A en B y depende de la naturaleza del componente A, de las

condiciones (temperatura, presión, concentración), así como de la naturaleza de los otros componentes.

Para el cálculo de la velocidad de transferencia de masa, el coeficiente de difusión, así como el coeficiente de transferencia de masa son utilizados. El coeficiente de difusión, es empleado en condiciones de flujo estancado o laminar. El coeficiente de transferencia de masa, es muy usado para trabajar con condiciones de régimen turbulento que no se comprenden completamente, incluyendo en una cantidad efectos tanto de difusión molecular como turbulenta.

3.8.2 TRANSFERENCIA DE MASA

Existen varias teorías para explicar este fenómeno, las cuales pueden consultarse en la literatura correspondiente. En el presente trabajo se utilizará como fundamento la teoría de la doble resistencia la cual es ampliamente usada así como la teoría de penetración las cuales veremos brevemente a continuación.

3.8.2.1 TEORÍA DE LA DOBLE RESISTENCIA

Esta teoría es ampliamente usada, considera que la frontera entre el gas y el líquido consiste en una película de gas adyacente a una película de líquido, el flujo de ambas películas es asumido como laminar o estancado. En el seno o el centro del gas y el líquido, el flujo es turbulento y no hay gradiente de concentración. Las concentraciones de la interfase entre el gas y el líquido son consideradas al equilibrio y no hay resistencia a la transferencia de masa. Por lo tanto, si un componente A de la fase gas se difunde a la fase líquida, la velocidad con la cual alcanza la interfase del gas será igual a la que se difunde en el seno del líquido, por lo que no hay acumulación de A en la interfase. Así, la velocidad de transferencia de masa de A se puede escribir en función de los coeficientes de transferencia de masa individuales de cada fase y de los cambios de concentración asociados para cada una:

$$(3.12) \quad N_A = k_G (y_{A,G} - y_{A,i}) = k_L (x_{A,i} - x_{A,L})$$

Donde:

k_G = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase gaseosa, mol/ (Θ L²)

k_L = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase líquida, mol/ (Θ L²)

N_A = velocidad de transferencia de masa del componente A, mol/ (Θ L²)

$x_{A,L}$ = concentración de A en el seno de la película líquida, fracción mol

$x_{A,i}$ = concentración de A en la interfase de la película líquida, fracción mol

$y_{A,G}$ = concentración de A en el seno de la película gaseosa, fracción mol

$y_{A,i}$ = concentración de A en la interfase de la película gaseosa, fracción mol

La teoría muestra un coeficiente global para cada fase dependiente de los coeficientes individuales.

$$(3.13) \quad \frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m_{eq}}{k_L}$$

$$(3.14) \quad \frac{1}{K_L} = \frac{1}{m_{eq}k_G} + \frac{1}{k_L}$$

Donde:

k_G = coeficiente de transferencia de masa global para la fase gaseosa, mol/ (ΘL^2)

k_L = coeficiente de transferencia de masa global para la fase líquida, mol/ (ΘL^2)

m_{eq} = pendiente de la curva de equilibrio

El valor de m_{eq} es la pendiente de la curva de equilibrio que relaciona la concentración de soluto dentro de la fase gas en equilibrio con la concentración de soluto en la fase líquida. Para bajos valores de m_{eq} en la fase gaseosa, la resistencia de la fase líquida es pequeña y la velocidad de transferencia de masa esta controlada por la fase gas, donde k_G es aproximadamente igual a k_G . Inversamente para la fase líquida, si m_{eq} es muy grande la resistencia a la transferencia de masa esta controlada por la película líquida donde k_L es aproximadamente igual a k_L .

3.8.2.2 TEORÍA DE LA PENETRACIÓN DE HIGBIE

Higbie (21), explica que en muchos casos es muy corto el tiempo de exposición de un fluido a la transferencia de masa y no llega a desarrollarse la diferencia de concentración como lo explica la teoría de la película.

Cuando esta en contacto un líquido turbulento con un gas, los remolinos del líquido ascienden desde las profundidades hasta la superficie y están expuestos un tiempo Θ , a la acción del gas, posteriormente regresan al seno del líquido. El tiempo de exposición Θ , es constante para todos los remolinos, ver la figura 3.5. La concentración del remolino en el seno del líquido es C_{AO} , al estar expuesto al gas en la superficie la concentración del líquido en la interfase gas-líquido es C_{Ai} (se toma como solubilidad en el equilibrio del gas en el líquido). Durante el tiempo de exposición el remolino está sujeto a la penetración de soluto en dirección z .

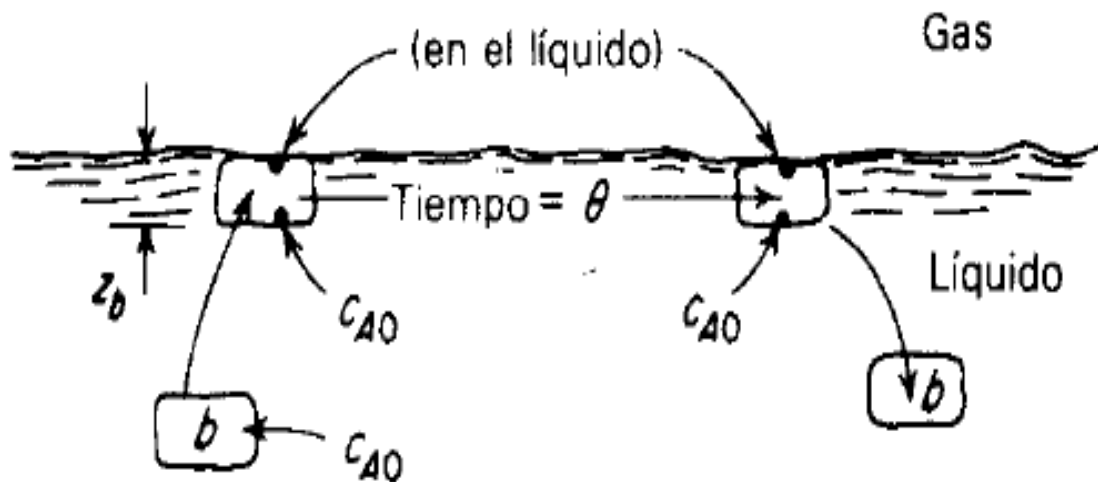


Figura 3.5. Teoría de Higbie.

Si el tiempo de exposición es corto y la difusión es lenta, las moléculas del soluto nunca podrán penetrar en el remolino. En estas condiciones la velocidad de transferencia de masa promedio del componente A durante el tiempo de exposición es:

$$(3.15) \quad N_{A,pr} = (c_{A,i} - c_{A,0}) \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta}}$$

Donde:

$c_{A,i}$ = la concentración del componente A en la interfase, mol/ L³

$c_{A,0}$ = la concentración del componente A en el seno del líquido, mol/ L³

D_{AB} = el coeficiente de difusión del componente A en B, L²/Θ

$N_{A,pr}$ = velocidad de transferencia de masa promedio del componente A durante el tiempo de exposición, mol/ (Θ L²)

Θ = tiempo, Θ

Observando que:

$$(3.16) \quad k_{L,pr} = 2 \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \theta}}$$

Donde:

$k_{L,pr}$ = coeficiente de transferencia de masa promedio, mol/ (Θ L2)

Por lo que $k_{L,pr}$ es proporcional a $D_{AB}^{0.5}$, lo cual es más acertado con la evidencia experimental, se ha encontrado diferentes exponentes de D_{AB} que van de 0 hasta 0.8 o 0.9 (43).

3.9 EFICIENCIA

Cuando se habla de eficiencia en una columna empacada esta se refiere generalmente a lo que se denomina altura equivalente de palto teórico (HETP).

3.9.1 ALTURA EQUIVALENTE DE PLATO TEÓRICO (HETP)

La Altura Equivalente de un Plato Teórico (HETP), se define como la altura de empaque requerida para lograr una etapa teórica de separación. El valor típico de HETP generalmente aceptado es de 400 mm (16 pulg), entre menor sea esta altura mayor es la eficiencia.

El HETP depende de los flujos de líquido y vapor como lo muestra la figura 3.6 en la que se ha graficado HETP contra la velocidad del gas corregida por las densidades de líquido y gas. Como podemos observar el intervalo que va desde el punto B al punto C el HETP es prácticamente constante. El punto C se caracteriza porque al aumentar los flujos estos empiezan a interactuar generando un aumento del área interfacial por el incremento del líquido retenido con el flujo de gas, en este punto comenzamos a entrar a la zona de carga. A proporciones de flujo más grandes que este punto la eficiencia en la separación aumenta (bajos valores de HETP) ya que el líquido es recirculado disminuyendo el gradiente de concentración, existiendo una eficiencia máxima representada por el punto D. La columna puede operar a una proporción de flujo más alta representada por el punto F designado como máxima capacidad de operación del empaque, esta proporción provee una operación estable.

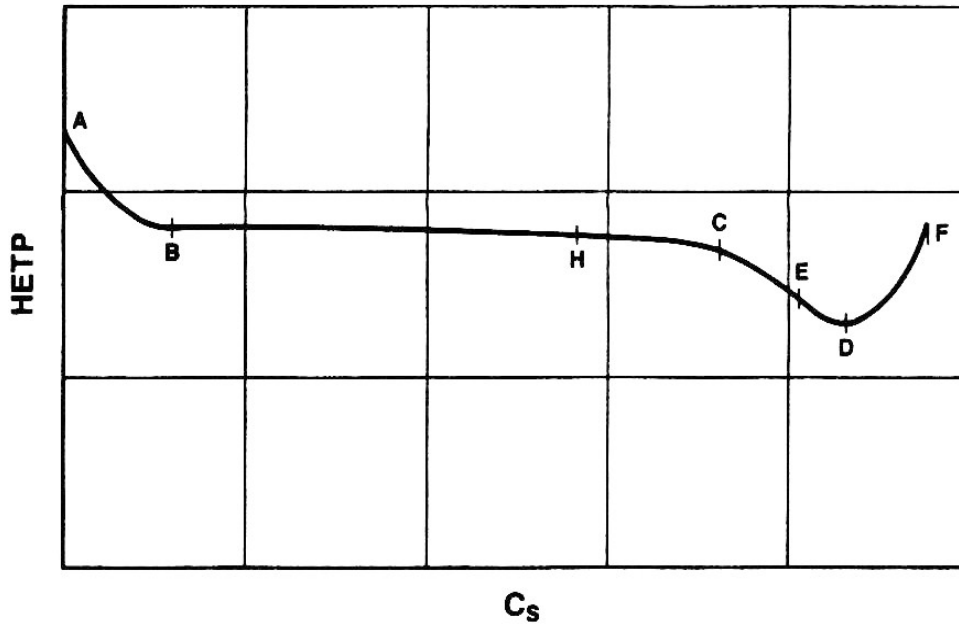


Figura 3.6. Desempeño típico de una torre empacada (19).

En la figura 3.7. observamos la importancia que tiene la distribución del líquido y el efecto que ejerce sobre el HETP. La curva III muestra la operación de un pobre diseño en el distribuidor líquido observando una baja eficiencia. La curva II representa el desempeño de un distribuidor líquido estándar con una mala distribución de líquido a bajas proporciones. La curva I ilustra la operación de un distribuidor con alto desempeño donde la eficiencia es constante sobre un amplio rango de condiciones.

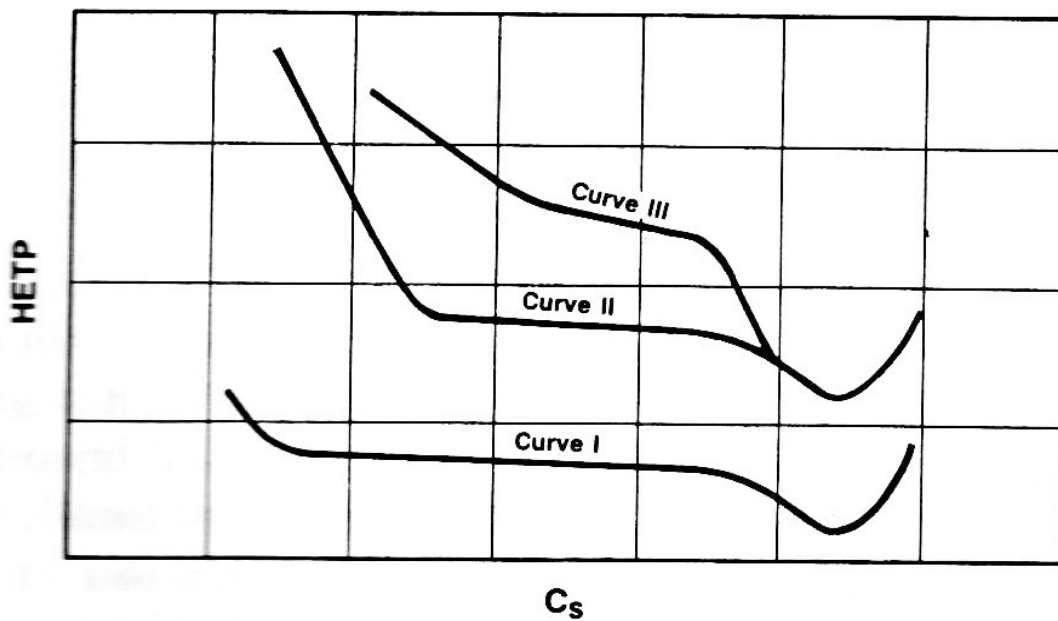


Figura 3.7. Efecto de la distribución de líquido sobre la eficiencia del empaque (19).

3.9.2 CÁLCULO DEL HETP

Acorde a la teoría de la doble resistencia, la relación entre HETP y los coeficientes de transferencia de masa para la fase gas y líquida es:

$$(3.17) \quad HETP = \frac{Ln\lambda}{\lambda - 1} \left(\frac{u_{Gs}}{k_G a_e} + \lambda \frac{u_{Ls}}{k_L a_e} \right)$$

Donde:

a_e = área interfacial específica efectiva para la transferencia de masa, 1/m.

HETP = altura equivalente de un plato teórico, m

u_{Gs} = velocidad superficial de la fase gas, m/s

u_{Ls} = velocidad superficial de la fase líquida, m/s

λ = relación entre la pendiente de la línea de equilibrio y la pendiente de la línea de operación, sin dimensiones

Como se observa, para el cálculo del HETP además de los flujos, se requiere de coeficientes para la fase líquida y la fase vapor. En el anexo 6 en la tabla 1 se muestran algunas correlaciones para el cálculo de estos coeficientes, mientras que en la tabla 2 se muestran algunos métodos cortos para la estimación del HETP.

3.10 DISEÑO DE INTERNOS

Como ya se ha dicho los constituyentes internos son de gran importancia para el correcto funcionamiento de la columna sin embargo la información con respecto a su diseño es escasa sin embargo diversos fabricantes han publicado algunos manuales como ayuda para un diseño preliminar.

Billet (5) aborda la distribución de fases (distribuidores y redistribuidores de líquido y sistemas de alimentación) desde los fundamentos teóricos y desarrolla varias expresiones para el diseño. En la figura 3.8 se muestran las dimensiones típicas de columnas de destilación a escala laboratorio e industrial.

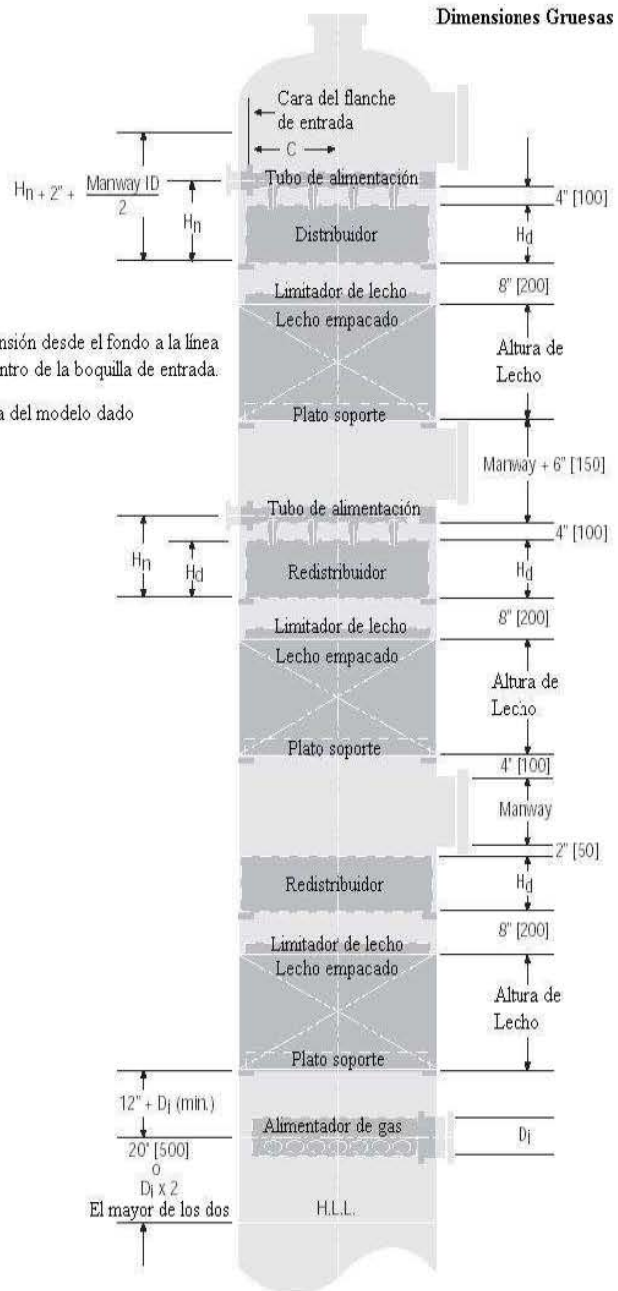
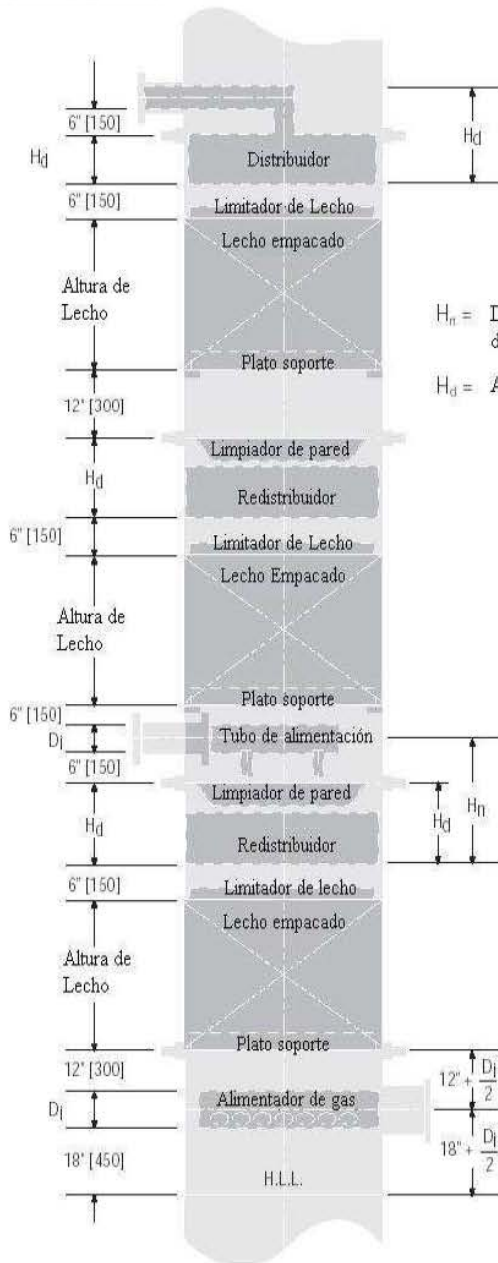
Diámetros Pequeños
(Torres Bridadas)

Diámetros Grandes

(Los constituyentes internos y el empaque pasan a través de pasos de hombre para su instalación)

Dimensiones Gruesas

Dimensiones Gruesas



H_n = Dimensión desde el fondo a la línea de centro de la boquilla de entrada.
 H_d = Altura del modelo dado

■ Arreglo para alimento vaporizado no mostrado.

■ Los pasos de hombre de cada distribuidor no deben estar a $180^\circ \pm 10^\circ$ de la tubería de entrada.

■ Dejar 36 in. (H_n) para chimenea / colectores.

Figura 3.8 Dimensiones típicas de columnas empacadas (Norton) (32)

3.11 SISTEMAS DE CONTROL

Un paso importante en el diseño de columnas de separación es la elección de un sistema de control cuyo fin es el mantenimiento del estado de operación sin intervención humana y prevenir cualquier perturbación resultante de cambios en las variables que intervienen en la operación.

En general un sistema de control requiere de un gran número de lazos de control que pueden interactuar entre si. Los problemas mas importantes en una columna se originan en las interacciones entre lazos y variables, los retrasos o tiempos muertos en el proceso y la medición, el gran número de variables que intervienen, etc.

Existen un gran número de configuraciones de control, pero estas no están consideradas en el alcance de este trabajo, en todo caso para elegir un sistema de control es necesario definir:

- Variables a controlar.
- Las variaciones esperadas en la operación (perturbaciones o cambios en variables no controladas).
- El intervalo de operación en cada instrumento de control y en el cual el instrumento aplicara una acción correctiva.
- La rapidez de respuesta de la columna al controlador (esto como consecuencia de los grandes tiempos muertos que se presentan en la columna debido a la retención).
- La manera de efectuar la acción correctiva sin afectar la operación.

3.12 OTRAS CONSIDERACIONES DE DISEÑO

El diseño de una unidad de separación aun no esta completo cuando se han especificado los flujos, las dimensiones de la columna, los constituyentes internos y el esquema de control. Hace falta llevar a cabo el diseño mecánico de la columna, de los condensadores, de los rehervidores y de otros intercambiadores de calor, seleccionar las bombas, dimensionar las líneas, soportes y cimentación, así como también elaborar el plano detallado de la unidad. En términos de horas-hombre requeridas, estos pasos constituyen el componente principal del proceso de diseño.

3.13 COSTOS

Ninguna etapa es tan importante y llena de dificultades como la estimación de los costos. En teoría, la precisión de los estimados debe crecer a medida que el trabajo de diseño se acerca a su etapa final, de manera que aquel previo a la construcción debe estar dentro del 5% del valor real. Sin embargo el precio puede cambiar más rápido que la velocidad con la que se toman las decisiones.

Para realizar la información económica de las diferentes alternativas, el ingeniero cuenta con varias alternativas:

- ✓ Periodo de retorno de la inversión.
- ✓ Tasa interna de retorno.
- ✓ Valor presente neto.
- ✓ Relación costo/beneficio.

Cualquiera de estas posibilidades puede utilizarse para seleccionar una de varias probabilidades, ya que en general la opción favorecida es la misma.

Para la evaluación de costos es necesario considerar de manera simultánea los equipos auxiliares dado que la variación de su diseño se ve afectado por la variación del equipo principal.

NOMENCLATURA DEL CAPÍTULO 3

A_1 y A_2 = Constantes para cada tipo dado de empaque, sin dimensiones (método de gualito).

a_e = Área interfacial efectiva provista por el empaque para la transferencia de masa, 1/m.

a_p = Área superficial específica, m^2/m^3

b = Base de la corrugación, m

B_1, B_2 = Constantes para cada tipo dado de empaque, sin dimensiones (método de gualito).

C = constante relacionada al empaque, sin dimensiones

C_1, C_2, C_3 = constantes relacionada al empaque, sin dimensiones (método de gualito).

c_A = la concentración del componente A, mol/L^3

c_{A0} = la concentración del componente A en el seno del líquido, mol/L^3

$c_{A,i}$ = la concentración del componente A en la interfase, mol/L^3

c_{A2} = la concentración del componente A en el seno de la fase gaseosa, mol/L^3

C_s = la velocidad superficial del gas corregida por las densidades del líquido y el gas, definido por $u_{Gs} (\rho_G / (\rho_L - \rho_G))^{0.5}$, m/s.

D_1 = Constantes para cada tipo dado de empaque, sin dimensiones (método de gualito).

D_2 = Constantes para cada tipo dado de empaque, sin dimensiones (método de gualito).

D_{AB} = el coeficiente de difusión del componente A en B, L^2/θ

F_p = factor de empaque, 1/ft

Fr_L = número de Froude para el líquido, sin dimensiones

F_t = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones

g = constante gravitacional, m/s^2

Gal_L = número de Galileo = $(g b^3 \rho_L^2) / \mu_L^2$

$HETP$ = altura equivalente de un plato teórico, m

h_L = líquido retenido, m^3/m^3

k_G = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase gaseosa, $mol/(\theta L^2)$.

k_{Gpr} = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase gaseosa, $mol/(\theta L^2)$

k_L = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase líquida, $mol/(\theta L^2)$

$k_{L,pr}$ = coeficiente de transferencia de masa promedio, $mol/(\theta L^2)$

K_G = coeficiente de transferencia de masa global para la fase gaseosa, $mol/(\theta L^2)$

K_L = coeficiente de transferencia de masa global para la fase líquida, $mol/(\theta L^2)$.

L = longitud.

m_{eq} = pendiente de la línea de equilibrio

M_L = peso molecular, g/mol

N = la velocidad total, $mol/(\theta L^2)$

N_A = velocidad de transferencia de masa del componente A, $mol/(\theta L^2)$

$N_{A,pr}$ = velocidad de transferencia de masa promedio del componente A durante el tiempo de exposición, $mol/(\theta L^2)$

Re_L = número de Reynolds para el líquido, sin dimensiones

s = lado de la corrugación, m

t = tiempo, s

u_{Gs} = velocidad superficial del gas, m/s

u_{Ls} = velocidad superficial del líquido, m/s

We_L = número de Weber para el líquido, sin dimensiones

x_A = concentración del componente A en el líquido, fracción mol

$x_{A,L}$ = concentración de A en el seno de la película líquida, fracción mol
 $x_{A,i}$ = concentración de A en la interfase de la película líquida, fracción mol
 $y_{A,G}$ = concentración de A en el seno de la película gaseosa, fracción mol
 $y_{A,i}$ = concentración de A en la interfase de la película gaseosa, fracción mol
 z = la trayectoria de la difusión, L
 Z = altura empacada, cualquier sistema de unidades
 Z_t = altura total del lecho empacado, m
 α = ángulo de inclinación con la horizontal, grados
 γ = ángulo de contacto entre el líquido y el sólido, grados
 ΔP = caída de presión, Pa o bar.
 $\Delta P_{\text{inundación}}$ = caída de presión en el punto de inundación, in de agua/ ft de empaque
 $(\Delta p / \Delta z)$ = caída de presión en el punto de carga por longitud, mbar/m
 $(\Delta p / \Delta z)_{\text{precarga}}$ = caída de presión por longitud en la zona de precarga, mbar/m
 $\Delta P / \Delta Z$ = caída de presión irrigada, Pa/m y bar/m
 $(\Delta P / \Delta Z)_{\text{seco}}$ = caída de presión en seco, Pa/ m y bar/m
 $(\Delta P / \Delta Z)_{\text{inundación}}$ = caída de presión en la inundación, Pa/m y bar/m
 ΔZ = diferencia de altura empacada, m
 ε = fracción vacía empacada, sin dimensiones
 θ = tiempo, θ
 λ = relación entre la pendiente de la línea de equilibrio y la línea de operación, sin dimensiones
 μ_L = viscosidad del líquido, Kg/ (m s)
 μ_G = viscosidad del gas, Kg/ (m s)
 $\pi = 3.1416$
 ρ_G = densidad del gas, Kg/m³
 ρ_L = densidad del líquido, Kg/m³
 $\rho_{\text{aire, 1 bar}}$ = densidad del aire a una presión de 1 bar, Kg /m³

4.0 DISEÑO DE LA COLUMNA DC-01 PARA EL LEM DE INGENIERÍA QUÍMICA

4.1 BASES DE DISEÑO

La columna de destilación a diseñar tiene por objeto utilizarse para fines didácticos y de experimentación por lo cual a diferencia de los equipos industriales tiene una serie de características especiales adicionales que se deben considerar para su diseño:

- No tendrá una operación continua por periodos prolongados de tiempo.
- Los productos obtenidos no están pensados con fines comerciales.
- Debe ofrecer una operación flexible que permita reproducir los casos típicos de la destilación (destilación a reflujo total, a reflujo óptimo y usando vapor vivo) con un mismo equipo.
- Debe haber varias tomas de muestra en puntos estratégicos.
- Los requerimientos en cuanto a servicios (vapor, agua etc.) deben ser tales, que puedan ser cubiertos por los existentes en el laboratorio de ingeniería química.

Otro aspecto particular de la columna es que las variables a fijar no son las que generalmente se utilizan para diseñar un equipo. Normalmente se fijan variables tales como los flujos de alimentación, fondos o destilado, la pureza de los destilados o la concentración del producto de interés en los fondos; y en base a ello se calcula la altura requerida de lecho empacado de la columna, mientras que en este caso se tiene fija la altura del lecho empacado y su diámetro y las variables a encontrar son los flujos, la concentración del destilado y los fondos.

4.1.1 UBICACIÓN

El lugar elegido para la instalación del equipo es en el laboratorio experimental multidisciplinario (LEM) nave 1000 de ingeniería química que está ubicada en un área de aproximadamente 400m² al norte de la facultad. El espacio del que se dispone para instalar la columna dentro de la plataforma es un área de aproximadamente 5.42 m² entre una torre de absorción (norte) y una torre de platos (sur). La ubicación exacta se encuentra descrita el plano de localización general PLG (anexo 1).

4.1.2 SERVICIOS

El LEM de ingeniería química cuenta con los siguientes servicios:

Vapor. Se dispone vapor de media presión (4 Kg) generado en la caldera del LEM y una red de distribución de este servicio.

Agua de enfriamiento .Se cuenta con una red de agua de enfriamiento a una temperatura aproximadamente de 18°C .

Electricidad. En el LEM se cuenta con corriente alterna cuyo voltaje es de 120 y 240V. la corriente necesaria para los motores de las bombas así como para los instrumentos.

4.1.3 MEZCLA A MANEJAR

La mezcla a destilar seleccionada es el sistema Etanol-Agua. Este es un sistema que ofrece las siguientes ventajas para su manejo y estudio:

- Es un sistema ampliamente estudiado y trabajado desde hace muchos años a todas las escalas existentes laboratorio, planta piloto y a escala industrial, por lo que se tiene una gran experiencia en su manejo.
- Existe una gran cantidad de información en la literatura, como: presiones de vapor, datos de equilibrio a diferentes presiones, entalpías de mezclas y propiedades en general.
- Es relativamente sencillo estimar e interpolar sus propiedades (viscosidad, densidad, difusividad, etc.).
- Se tiene el equipo necesario en la facultad para cuantificar las concentraciones en cualquier punto de la columna en que se tome la muestra.
- Es una mezcla en cuyo manejo los riesgos son moderados, así que no se requieren precauciones especiales para su manejo en laboratorio.
- Es un sistema típico para estudios de laboratorio.

4.1.4 CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO

El equipo a diseñar como se ha mencionado es de uso experimental y didáctico, por lo que debe ofrecer cierta flexibilidad en su manejo, operación y mantenimiento. El equipo diseñado debe tener las siguientes características:

I) Alimentación

- Tanque de alimentación con capacidad suficiente para un mínimo de 1 hr de operación continua.
- Un precalentador de alimentación.
- La opción de introducir la alimentación en dos puntos. Uno de ellos en la parte superior de la columna y otro en la parte media.
- Bomba de alimentación.

II) Torre

- Tomas de muestra en diferentes puntos de la columna
- Monitoreo de temperatura en diferentes puntos de la columna

- Una mirilla para poder observar el empaque trabajando
- Cabezal de fondo con vidrio de nivel
- Purgas y desfogue.

III) Fondos

- Rehervidor.
- Opción para el uso de “vapor vivo” alimentado por el fondo.
- Bomba para recircular la corriente de fondos al tanque de alimentación una vez que se ha terminado de usar el equipo.
- Una línea de entrada de aire en la parte inferior de la columna para secar el empaque

IV) Domo

- Tanque de destilados.
- Bomba para recircular destilado.
- Condensador.
- Válvula de control de flujo de agua de enfriamiento en el condensador, así como termómetros a la entrada y salida.
- Una línea que conecte el tanque de destilados con el de alimentación. Con el fin de recircular los productos.

4.1.5 EMPAQUES

El empaque con el que se cuenta es el tipo mellapack 250Y (Figuras 4.1 y 4.2) de acero inoxidable fabricado por la empresa Sulzer chemtech, de 2 diámetros (147mm y 127 mm). La altura del empaque corresponde a cuatro unidades de 147mm de diámetro en la zona de agotamiento y seis unidades de 127mm de diámetro en la sección de rectificación.

Los parámetros geométricos de este empaque los cuales se muestran a continuación fueron obtenidos de la tabla 2.1 del capítulo 2 de este trabajo.

Tabla 4.1. Parámetros geométricos del empaque mellapack 250Y

área específica (m ⁻¹)	Fracción vacía	Angulo de corrugación (°) con respecto a la horizontal	Altura de la corrugación (m)	Lado de la corrugación (m)	Base de la corrugación (m)
250	0.95	45	0.0119	0.0171	0.0241



Figura 4.1. Empaque Mellapack 250Y



Figura 4.2. Sección de empaque

4.1.6 EFLUENTES

A continuación se describe brevemente el manejo de efluentes tanto de domo como de fondo:

Domo o destilados. El destilado a obtener está compuesto en su mayoría por etanol por tanto su manejo tiene un riesgo moderado y no requiere precauciones estrictas. Al no ser un producto que se vaya a comercializar se puede recircular al tanque de destilados o al de alimentación, drenarlo y almacenarlo como se menciona en el punto 4.1.4. Por otro lado si el destilado es de interés (como en el caso de un proyecto o investigación) se puede almacenar en el tanque de destilados y extraerlo directamente de éste.

Fondo o residuo. El producto de fondo que se va a obtener es esencialmente agua la cual puede ser desechada o mezclarla, parcial o totalmente, con la corriente de alimentación antes de que esta última ingrese al precalentador.

4.1.7 CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación que se mencionan a continuación fueron seleccionadas con base en criterios de la literatura y a las condiciones del LEM de ingeniería química.

alimentación. La mezcla de alimentación debe ingresar a la columna aproximadamente a las condiciones de líquido saturado en una proporción de 0.3 fracción mol de etanol por 0.7 fracción mol de agua (75°C y 586mm de Hg).

presión. La columna se debe diseñar para operar a condiciones atmosféricas locales (585mmHg para Cuautitlán Izcalli). En esta condición la caída de presión máxima permisible para una columna empacada va desde 410 - 820Pa/m de acuerdo con Kister(25) como se muestra en la tabla 4.2.

Tabla 4.2. máxima caída de presión para columnas empacadas (25).

Operación/Sistema	Máxima caída de presión (Pa/m)
Destilación	
atmosférica	410 – 820
media a baja presión	410 – 820
alta presión	$C_{p1} F_p^{0.7} (\rho_L / \rho_w)^1$
al vacío	40 – 80
sistemas espumantes	80 – 200
Absorción	
sistemas no espumantes	200 – 325
sistemas espumantes	200
con aminas	200
carbonato caliente	250
secado de cloro	80 – 120
absorción de SO ₃	200 – 250
atmosférica	160 – 325
a presión	410 – 820
Regeneración	
de gas inerte en sistemas espumantes	200
de vapor en sistemas espumantes	250
de aminas	250
carbonato caliente	325
Despojadores	
con agua	500
con líquidos diferente al agua	325
sistemas espumantes	290

Temperatura. dentro de una columna tanto el líquido como el vapor están saturados por lo que la temperatura de operación se va a tomar como la media entre la temperatura de burbuja y la temperatura de rocío del sistema etanol-agua en la proporción de alimentación a la presión de Cuautitlán Izcalli.

Flujos. Se tienen tres casos para la operación en los cuales los flujos de líquido y vapor varían. Sin embargo en los tres se deben cumplir las condiciones que se mencionan a continuación:

- ✓ La torre no se debe inundar.
- ✓ No se exceda la caída de presión permisible para este tipo de torres.
- ✓ El HETP sea menor o igual a 400mm.
- ✓ El destilado debe tener la mayor pureza posible.

Reflujo total. En este caso todo el producto se regresa a la columna de manera que el flujo de líquido es igual al flujo de vapor dentro de la torre .

Reflujo típico. Los flujo de líquido y vapor deben satisfacer la siguiente condición:

$$1.1 < R/R_{\min} < 1.3$$

O bien las que arrojen una relación L/D cercana a 1.2 veces el reflujo mínimo.

Uso de vapor vivo. debe cumplir las mismas condiciones que a reflujo típico.

4.1.8 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP).

El diagrama de flujo de proceso nos dice como van a conectarse cada uno de los equipos así como de las condiciones de proceso (presión, temperatura, etc.) y el balance de materia. A continuación se da una breve descripción del DFP y los equipos que aparecen en el, así como de sus funciones y de como se identifican.

El equipo completo de destilación consta del tanque de alimentación FA-01 del cual se alimenta la mezcla con la bomba GA-01 al precalentador EA-01 y de este pasa a la columna DC-01 la cual tiene dos corrientes de salida, la del destilado que entra al condensador EA-02, sale de este e ingresa al tanque de almacenamiento FA-02 del cual una parte se recircula con la ayuda de la bomba GA-02 de regreso a DC-01. La corriente de fondos que sale de DC-01 ingresa al rehervidor EA-03, al salir de este una parte regresa a DC-01 y otra se desecha o se recircula al la línea de alimentación. El diagrama de flujo correspondiente se muestra en el anexo 1 de esta tesis.

4.1.9 DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (DTI).

El diagrama de tubería e instrumentación DTI (revisar el anexo 1) tiene como objetivo plasmar e identificar todas las líneas (tanto de proceso como de servicio) así como todos los instrumentos, válvulas y accesorios que requiere el equipo, y otros detalles como lo son drenes, desfuegos, derivaciones (by pass) interconexiones etc., las cuales son necesarias para cumplir con los requisitos y especificaciones necesarios para el funcionamiento del equipo bajo las condiciones que se han seleccionado. La descripción de todo el DTI sería demasiado extensa por lo que se recomienda revisarlo en el anexo correspondiente.

4.2 CÁLCULO FÍSICOQUÍMICO E HIDRÁULICO.

Una vez establecidos los requerimientos, es necesario realizar los cálculos correspondientes al dimensionamiento del equipo y a la evaluación de los parámetros que se requieren para ese fin. Estos cálculos se van a realizar pensando en tres condiciones: reflujo total, reflujo óptimo y finalmente uso de vapor vivo. El diseño de los equipos auxiliares (cambiadores de calor, tanques, etc.) no son objeto de esta tesis por lo que su dimensionamiento y diseño no se mencionan en este trabajo.

4.2.1 ALTURA DEL LECHO EMPACADO

La altura del lecho empacado está dada por la ecuación 4.1:

$$(4.1) \quad Z = N_{ET}(\text{HETP})$$

En este caso en particular se conoce la altura de lecho empacado que es la suma de las dos secciones, además de los diámetros de cada sección:

$$\begin{aligned} Z &= Z_{S01} + Z_{S02} \\ Z &= 85.6\text{cm} + 128.4\text{cm} = 214\text{cm} \\ Z &= 2.14\text{m} \end{aligned}$$

$$\Phi_{\text{sec } 01} = 147\text{mm}$$

$$\Phi_{\text{sec } 02} = 127\text{mm}$$

Por lo tanto es necesario calcular el HETP y el número de etapas para cada sección, considerando que la sección de menor diámetro es la que impone las condiciones de operación.

4.2.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN RESPECTO A LOS FLUJOS

La columna DC-01 como ya se mencionó esta concebida para operar de tres formas, a reflujo total, con un reflujo “típico” y sin el rehervidor (vapor vivo). Los cálculos, criterios y especificaciones para cada una de ellas se desglosan a continuación.

4.2.2.1 REFLUJO TOTAL

Se llama reflujo total a la condición de operación en la cual no se retiran los productos de la destilación en el domo ni los residuos en el fondo y todo se regresa a la columna. En estas condiciones el balance global es:

$$(4.2) \quad F = L + G = \bar{L} + \bar{G} \quad \text{ya que } F = D + B = 0$$

Donde:

F , es la corriente de alimentación (mol/m²hr).

D , es la corriente de destilado (mol/m²hr).

B , es la corriente de fondos(mol/m²hr).

El balance de materia para la sección 02 o sección de enriquecimiento :

$$(4.3) \quad G = L + D \Rightarrow G = L$$

Donde :

G , es el flujo de vapor en la sección de enriquecimiento (mol/m²hr).

L , es el flujo de líquido en la sección de agotamiento (mol/m²hr).

D , es la corriente de destilado (mol/m²hr).

Para la sección 01 o sección de agotamiento

$$(4.4) \quad \bar{G} = \bar{L} + B \Rightarrow \bar{G} = \bar{L}$$

Donde :

\bar{G} , es el flujo de vapor en la sección de enriquecimiento (mol/m²hr).

\bar{L} , es el flujo de líquido en la sección de agotamiento (mol/m²hr).

B , es la corriente de fondos (mol/m²hr).

En la condición de reflujo total las líneas de operación de enriquecimiento y agotamiento están sobre la línea de 45° de la curva de equilibrio ya que en estas condiciones $L/D = \infty$ y $L/G = 1$ y por tanto la ecuación de las líneas de operación de las secciones de enriquecimiento y agotamiento son;

$$(4.5) \quad y=x$$

Donde:

y , es la fracción de etanol en la fase vapor.

x , es la fracción mol de etanol en la fase líquida.

4.2.2.1.1 . CAÍDA DE PRESIÓN.

De acuerdo a la tabla 4.3 la caída de presión máxima para una columna que opera a presión atmosférica esta entre 410 y 820Pa/m por tanto la columna DC-01 al operar bajo estas condiciones tiene que cumplir este criterio como se ha establecido en las bases de diseño en la sección 4.1.7.

La caída de presión tanto total como por metro de empaque se han calculado mediante un programa de computo (software) especializado en este tipo de empaques. Los resultados arrojados para distintos flujos pueden revisarse en la memoria de calculo MC-03 en el anexo 5 de esta tesis. La tabla 4.3 muestra la caída de presión (convertida de mbar a pascal y dividida entre la altura del empaque) para los distintos flujos que se han seleccionado para trabajar a reflujo total.

Tabla 4.3. Caídas de presión totales y por metro de empaque de la columna DC-01 en operación a reflujo total.

Flujo de líquido (Kg/h)	L/G	caída de presión por metro de empaque (Pa/m). sección 02	caída de presión por metro de empaque (Pa/m). sección 01	caída de presión total por metro de empaque (Pa/m).	caída de presión a través de los lechos empacados de la columna (Pa)
10	1	5.4517	2.3255	7.7772	16.6432
20	1	14.0186	6.9767	20.9953	44.9299
27	1	24.9221	12.7906	37.7427	80.7693
30	1	28.8161	15.1162	43.9323	94.0151
40	1	52.1806	25.5813	77.7619	166.4104
50	1	144.8598	39.5348	154.3946	330.4044
60	1	1039.7196	63.9534	1103.6727	2361.8595

De acuerdo a los resultados de la tabla 4.5 se observa que todos los flujos (a excepción del de 60Kg/hr) seleccionados están por debajo de la caída de presión máxima para este tipo de columnas siendo el flujo que nos da una mayor eficiencia el de 50Kg/hr.

4.2.2.1.2 ALTURA EQUIVALENTE DE PLATO TEÓRICO (HETP).

La altura equivalente de plato teórico (HETP) se ha calculado con la ecuación 3.17 mientras que para el cálculo de los coeficientes tipo k para la fase líquida y la fase vapor se ha utilizado las correlaciones de Bravo et al (2) (tabla 1 del anexo 6 de esta tesis) mientras que el a_e se evalúa con la ecuación 2.7 (revisar MC-02 sección 01 y 02 del anexo 5). El HETP obtenido para cada sección si como la capacidad de la columna se muestra en la tabla 4.4 y 4.5.

Tabla 4.4. HETP a reflujo total para la sección 02

Flujo de líquido (Kg/h)	HETP (m)	L/G	Capacidad del empaque (%)
10	0.280	1	18.7
20	0.309	1	33.1
27	0.315	1	43.5
30	0.316	1	49.6
40	0.322	1	66.1
50	0.320	1	82.7
60	0.319	1	99.2

Tabla 4.5. HETP a reflujo total para la sección 01

Flujo de líquido (Kg/h)	HETP (m)	L/G	Capacidad del empaque (%)
10	0.290	1	11.8
20	0.302	1	23.5
27	0.306	1	31.8
30	0.306	1	35.3
40	0.310	1	47.1
50	0.315	1	58.9
60	0.312	1	70.6

La columna puede operarse a reflujo total con cualquiera de los flujos (a excepción de el de 60 Kg/hr) ya que ninguno excede la capacidad de la columna ni poseen un HETP mayor de 0.4 metros (que es el HETP típico de las columnas empacadas) por lo que cumplen con las especificaciones en este aspecto sin embargo por el criterio de caída de presión y el de capacidad del empaque para la sección 02 se ha elegido el flujo de 50Kg/hr.

4.2.2.1.3 . NÚMERO DE ETAPAS

El numero de etapas se calcula despejando a partir de en la ecuación 4.1

$$(4.5) \quad N_{ET} = \frac{Z}{HETP}$$

Para la columna DC-01 la ecuación 4.5 toma la siguiente forma de:

$$(4.6) \quad N_{ET} = \frac{Z_{S01}}{HETP_{S01}} + \frac{Z_{S02}}{HETP_{S02}}$$

El numero de etapas que se han calculado con la ecuación 4.6 se muestra en la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Etapas por sección y totales para la columna DC-01 para diversas condiciones de reflujo total.

Flujo de líquido (Kg/h)	Etapas en la sección 02	Etapas en la seccion01	Etapas totales (redondeadas)
10	4.58	2.95	7.53
20	4.15	2.83	6.98
27	4.07	2.79	6.86
30	4.06	2.79	6.85
40	3.99	2.76	6.75
50	4.01	2.71	6.72
60	4.02	2.74	6.76

4.2.2.1.4 . CONCENTRACIONES DE LOS PRODUCTOS

Para encontrar las concentraciones del destilado (x_D) y el fondo (x_B) se realiza un cálculo iterativo. Se conoce el número de etapas que son 6.72 , se busca el x_D y el x_B de tal manera que una combinación de ambos nos de 6.72 escalones en el diagrama xy . La figura 4.1 es el resultado de estas iteraciones.

DIAGRAMA xy A 586 mm Hg PARA REFLUJO TOTAL

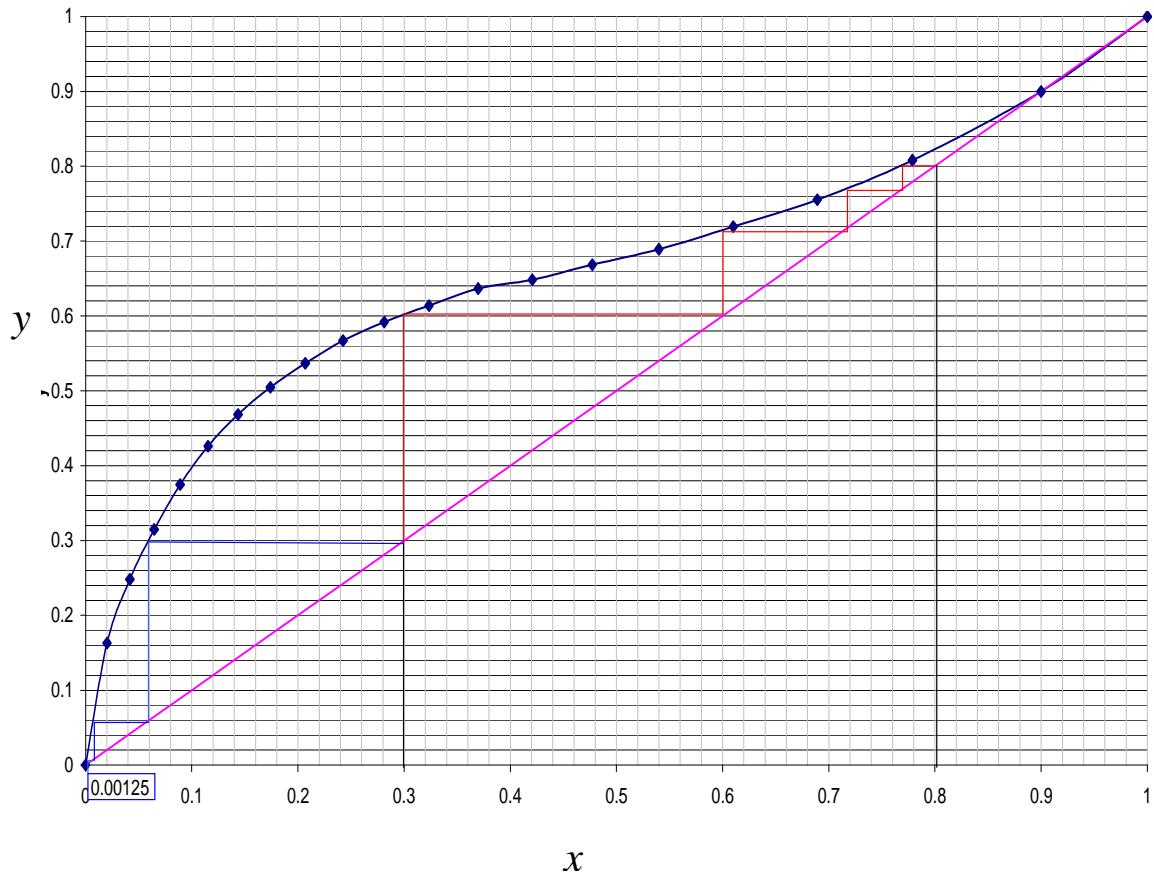


Figura 4.1. Sección de enriquecimiento y agotamiento para reflujo mínimo.

De manera que se obtiene una concentración x_D de 0.8 para el domo y una concentración de fondos x_B de 0.00125. en un flujo de 50Kg/h de líquido y vapor.

4.2.2.1.5 . LÍQUIDO RETENIDO.

El líquido retenido como ya se ha mencionado es el líquido acumulado que se deposita en la torre y la humedece. En la tabla 4.7 se muestra el líquido retenido total para cada flujo(los datos fueron obtenidos de la memoria de cálculo MC-03 del anexo 5 de esta tesis).

Tabla 4.7. Líquido retenido para cada sección de la columna DC-01 y el líquido retenido de la columna completa, calculado mediante software.

Flujo de líquido (Kg/h)	Líquido retenido sección 01 (m ³ /m ³)	Líquido retenido sección 02 (m ³ /m ³)	Líquido retenido de la columna completa (m ³ /m ³)
10	0.013	0.012	0.025
20	0.015	0.014	0.029
27	0.017	0.016	0.033
30	0.018	0.016	0.034
40	0.019	0.018	0.037
50	0.021	0.019	0.04
60	0.031	0.020	0.051

Todos los flujos menores o iguales 50Kg/hr cumplen las condiciones necesarias para operar adecuadamente la columna. Sin embargo es en este flujo en particular, en el que la torre tiene la operación mas “eficiente” tanto en el aspecto fisicoquímico como hidráulico de acuerdo a los criterios ya vistos.

4.2.2.2 REFLUJO

La mayoría de las columnas en operación trabajan en el siguiente intervalo de la relación de reflujo:

$$1.1 < R/R_{\min} < 1.3$$

Siendo $R=L/D$ donde D es el flujo de destilado y L es el flujo de líquido que regresa a la torre en la sección de enriquecimiento mientras que R_{\min} es el reflujo mínimo. Un valor típico de la relación de reflujos está dada por la relación $R/R_{\min} = 1.2$; ya que la experiencia ha comprobado que esa suele ser la relación de reflujo mas adecuada para una separación dada.

Es conveniente realizar primero los balances de materia para esta condición. El balance global de la torre :

$$(4.7) \quad F=D+B$$

Por componente

$$(4.8) \quad Fz_F = Dx_D + Bx_B$$

Para la sección 02 que corresponde a la sección de enriquecimiento

$$(4.9) \quad G = L + D$$

Mientras que en un balance por componente

$$(4.10) \quad yG = xL + xD$$

Al reacomodar la ecuación anterior e igualando $x=x_D$ obtenemos la ecuación de la línea de operación para la sección de enriquecimiento.

$$(4.11) \quad y = \frac{L}{G}x + \frac{D}{G}x_D$$

Para la sección 01 que corresponde a la sección de agotamiento

$$(4.12) \quad \bar{L} = B + \bar{G}$$

Haciendo un balance por componente

$$(4.13) \quad x\bar{L} = y\bar{G} + xB \Rightarrow y\bar{G} = x\bar{L} - xB$$

Al reacomodar la ecuación anterior e igualando $x=x_B$ obtenemos la ecuación de la línea de operación para la sección de agotamiento.

$$(4.14) \quad y = \frac{\bar{L}}{\bar{G}}x - \frac{B}{\bar{G}}x_B$$

4.2.2.2.1 REFLUJO, REFLUJO MÍNIMO Y NÚMERO DE ETAPAS

Para obtener el reflujo “típico” debemos obtener primero el reflujo mínimo el cual se define como “la relación máxima que requerirá de un número infinito de platos para lograr una separación deseada”. En un diagrama de equilibrio xy esta condición se representa con una línea de pendiente positiva que se intersecta con la curva de equilibrio y con la línea de alimentación en un mismo punto como se muestra en la figura 4.5.

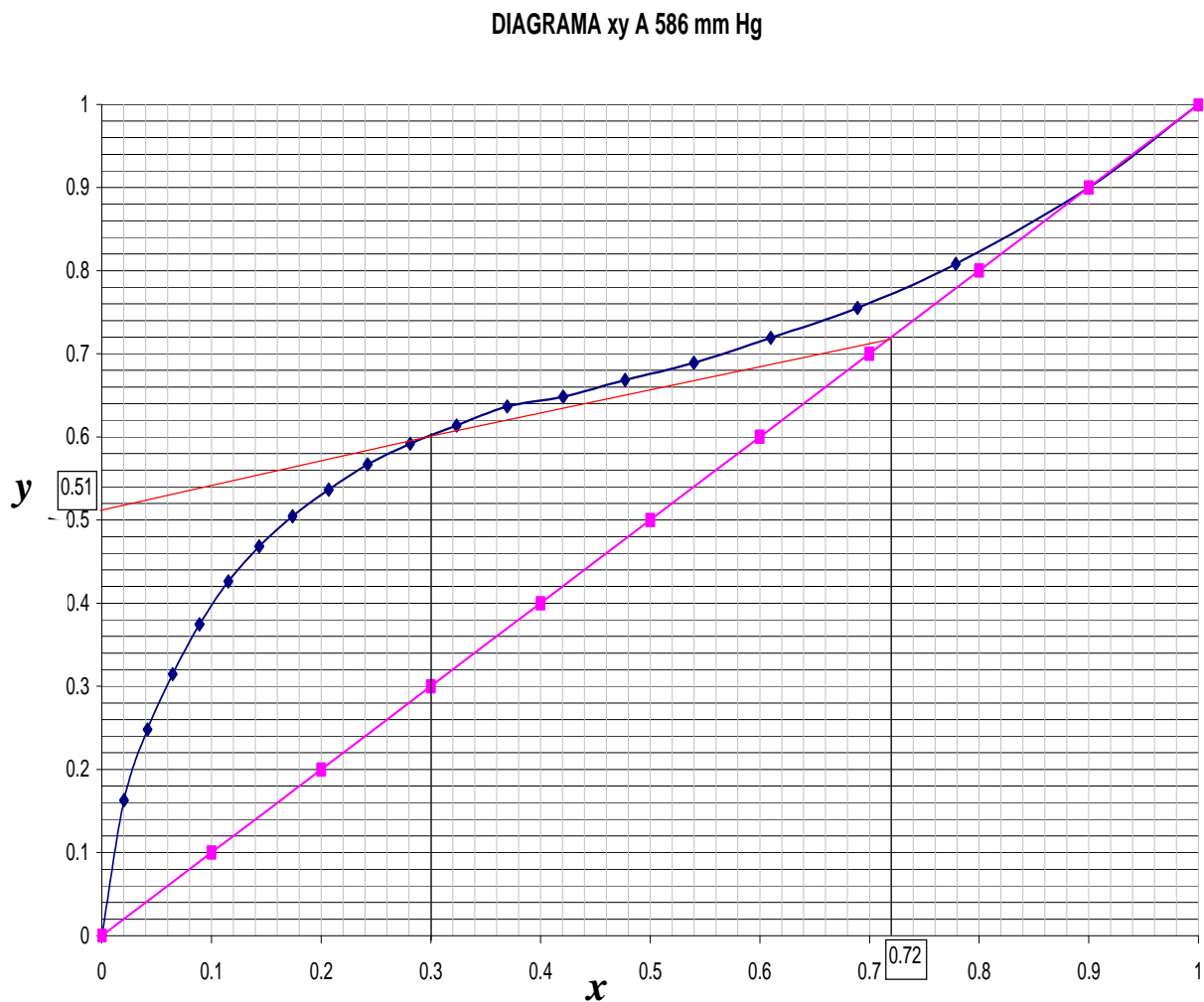


Figura 4.5. Diagrama xy para la columna DC-01, línea de reflujo mínimo.

La línea roja de la figura 4.5 corresponde a la línea de operación de la *sección de enriquecimiento* a reflujo mínimo la cual está descrita por la ecuación 4.11. Esta ecuación puede modificarse y reacomodarse en términos de reflujo ($R=L/D$) de manera que la ecuación 4.11 queda de la siguiente forma:

$$(4.15) \quad y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

La ordenada al origen b de la recta de reflujo mínimo (línea roja de la figura 4.5) está relacionada con el reflujo mínimo y puede escribirse como:

$$(4.16) \quad b = \frac{x_D}{R_{\min} + 1}$$

Del la figura 4.5 se obtiene un valor para b de 0.51 para un valor de x_D de 0.72. Despejando R_{\min} de la ecuación 4.15 se obtiene un valor de 0.4117. Considerando la siguiente relación:

$$(4.17) \quad \frac{R}{R_{\min}} = 1.2$$

por tanto:

$$(4.18) \quad R = 1.2R_{\min}$$

sustituyendo valores:

$$R = 1.2(0.4117) = 0.4941$$

Este es el reflujo para la columna DC-01, a partir del reflujo es posible conocer el valor de la pendiente de la línea de operación de la *sección de enriquecimiento* sustituyéndolo en la parte de la ecuación 4.15 que corresponde a la pendiente.

$$(4.19) \quad m = \frac{L}{G} = \frac{R}{R+1}$$

Sustituyendo valores:

$$\frac{L}{G} = \frac{R}{R+1} = \frac{0.4941}{1.4941} = 0.3307$$

Con este dato se busca en la memorias de calculo MC-02 y MC-03 que se encuentra en el anexo 5 para la sección de enriquecimiento (sección 02), en la columna L/G, un numero que igual o aproximado al obtenido con la ecuación 4.19. Se obtiene un valor de 0.3333 que corresponde a la curva de inundación con un flujo de liquido L de 41.3736Kmol/(m² hr) o 20 Kg/hr y un flujo de gas G de 124.7878 Kmol/(m² hr) o 60 Kg/hr . y le corresponde un HETP de 0.275 metros operando al 74.1% de la capacidad de la columna. Para conocer el flujo de destilado se despeja D de la ecuación 4.9.

$$G = L + D \Rightarrow D = G - L$$

Sustituyendo:

$$D = 124.7878 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^2\text{h}} - 41.3736 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^2\text{h}} = 83.4142 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^2\text{h}} = 40 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

El número de etapas para la sección de enriquecimiento de acuerdo a la ecuación 4.5 es de :

$$N_{ET} = \frac{1.284m}{0.275m} = 4.6690$$

Estas 5 etapas deben quedar acomodadas en la sección de enriquecimiento del diagrama xy, de lo contrario se requerirá probar con otra relación línea de operación y realizar todo el procedimiento una vez más. La figura 4.6 muestra que las etapas se acomodan perfectamente en la *sección de enriquecimiento*.

DIAGRAMA xy A 586 mm Hg

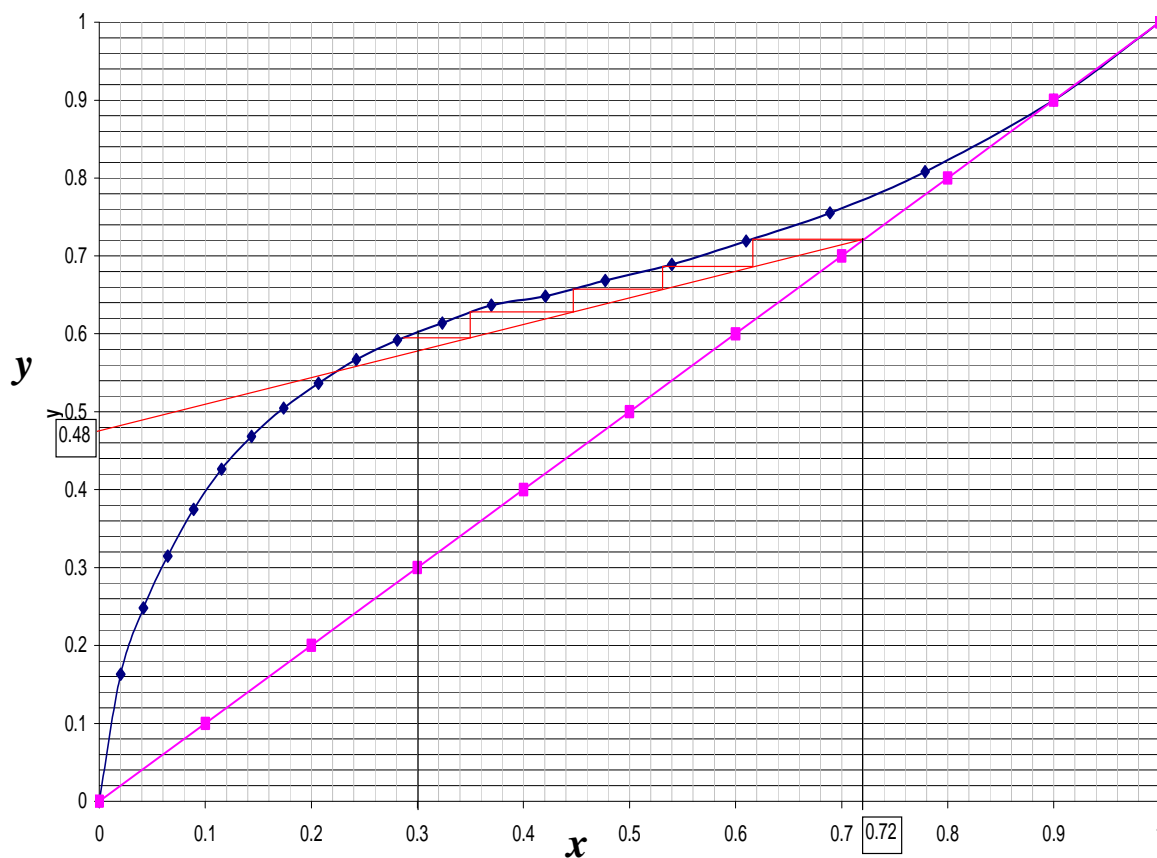


Figura 4.6. Sección de enriquecimiento de la columna DC-01

Para la *sección de agotamiento*. Se realiza un procedimiento semejante, en el caso de una alimentación en su punto de burbuja, el flujo de vapor G es el mismo tanto en la sección de enriquecimiento como en la de agotamiento (en moles /área tiempo), así que se utiliza este valor en la memoria de calculo MC-03 del anexo 5 para localizar un flujo de líquido que cumpla con la siguientes condiciones:

- La relación L/G debe ser mayor a 1.
- Se debe operar cerca del 80 por ciento de la capacidad de la columna.
- La caída de presión debe ser menor o igual a lo establecido en la sección 4.1.7.

El valor mas adecuado obtenido para estas condiciones se encuentra en un flujo de líquido de 250.6339 Kmol/(m² hr) ó 87.5Kg/hr lo que da un L/G de 2.0. En estas condiciones la columna operando al 63% de la capacidad del empaque.

En la memoria de calculo MC-02 para un L/G de 2.0 (en un flujo de liquido de 87.5Kg/hr) se tiene un HETP de 0.334m.

El numero de etapas para la sección de agotamiento de acuerdo a la ecuación 4.5 es de :

$$N_{ET} = \frac{0.856m}{0.334m} = 2.56$$

Estas etapas deben quedar acomodadas en la sección de agotamiento del diagrama xy. De lo contrario se requerirá probar con otra relación y realizar todo el procedimiento una vez mas . la grafica 4.7 muestra ambas secciones y se observa que las etapas se acomodan perfectamente en la *sección de agotamiento*(escalones en color azul).

DIAGRAMA xy A 586 mm Hg

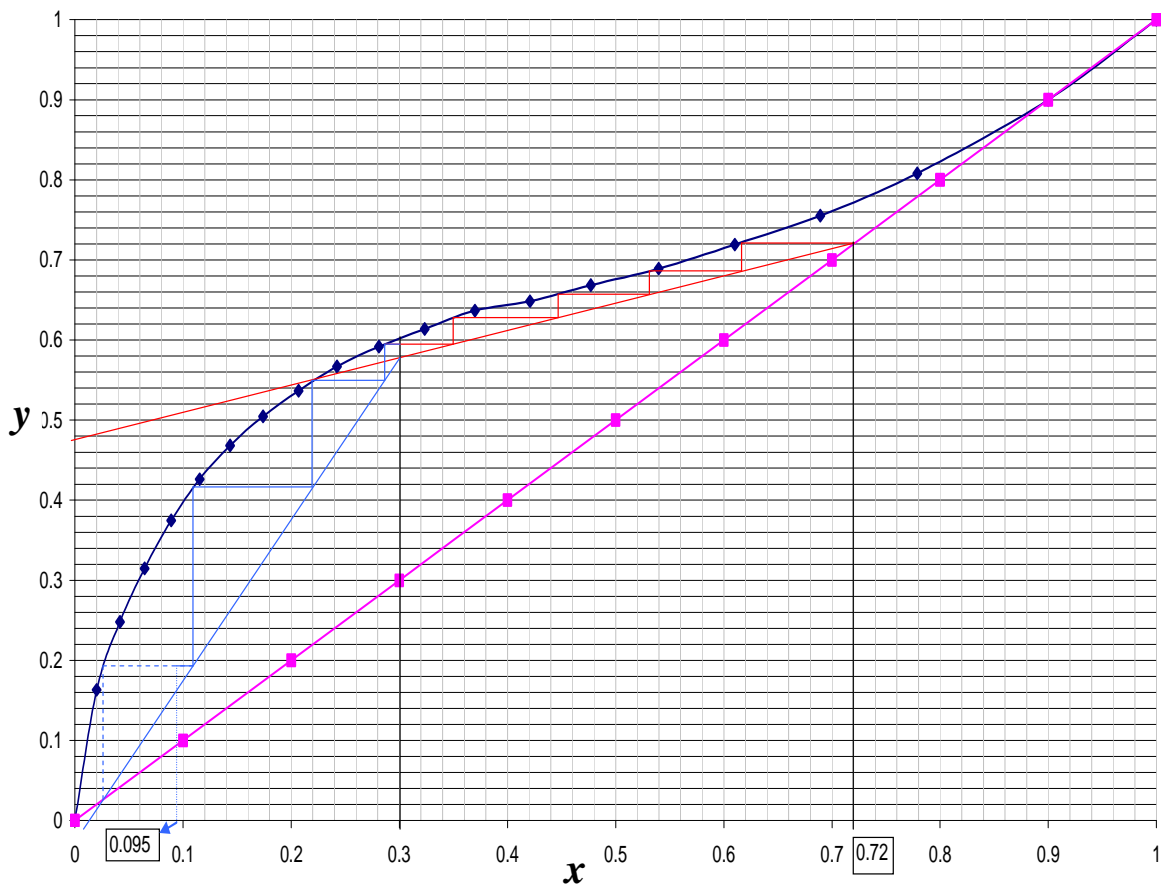


Figura 4.7 sección de enriquecimiento y agotamiento para reflujo optimo.

Para conocer el flujo de fondos se despeja B de la ecuación 4.12.

$$\bar{L} = B + \bar{G} \Rightarrow B = \bar{L} - \bar{G}$$

Sustituyendo

$$B = 250.6339 \frac{Kmol}{m^2h} - 124.7878 \frac{Kmol}{m^2h} = 125.8461 \frac{Kmol}{m^2h} = 43.93 \frac{Kg}{h}$$

El balance de materia global de la columna DC-01 de acuerdo a la ecuación 4.7.

$$F = 83.4142 \frac{Kmol}{m^2h} + 125.8461 \frac{Kmol}{m^2h} = 209.2603 \frac{Kmol}{m^2h} = 83.39 \frac{Kg}{h}$$

Donde F es el flujo de alimentación de la columna DC-01. En la tabla 4.8 se muestra un resumen de los datos mas importantes obtenidos para cada sección de la columna.

Tabla 4.8. parámetros evaluados para cada sección de la columna DC-01.

sección	L/G	HETP (m)	ETAPAS	Capacidad del empaque (%)
01	2.0	0.334	2.56	61.8
02	0.3307	0.275	4.66	74.1

4.2.2.2.2 ALTURA EQUIVALENTE DE PLATO TEÓRICO (HETP)

La Figura 4.8 muestra la variación del HEPT en función de la velocidad del gas corregida por las densidades de líquido y gas (C_s) para cada una de las secciones de la columna DC-01.

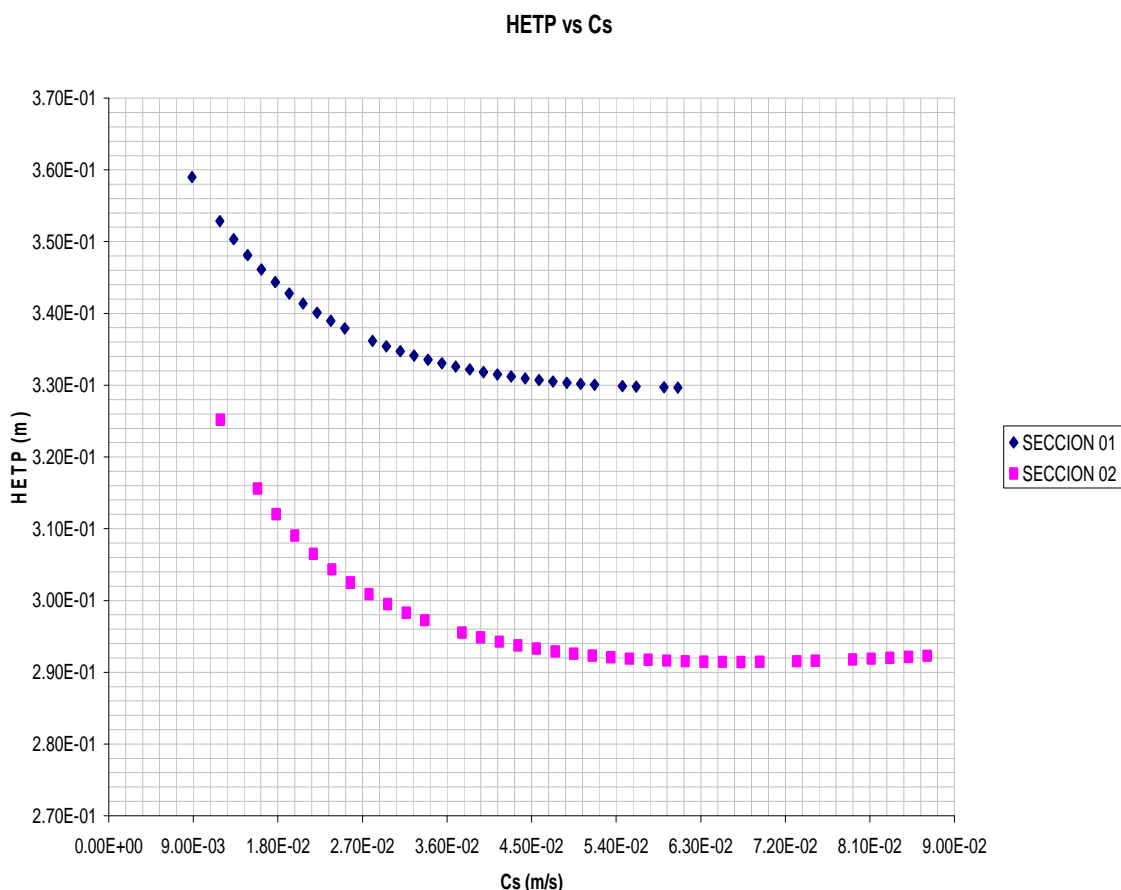


Figura 4.8. HETP en función de la velocidad del vapor corregida por las velocidades de líquido (C_s) para las dos secciones de la columna DC-01.

En la tabla 4.8 se puede ver el HETP que se propone usar en cada sección para operar la columna (por los motivos ya mencionados en las bases de diseño). Sin embargo, la figura 4.8 nos da un panorama completo del comportamiento del HETP a diferentes flujos de vapor en cada sección de la columna, y se aprecia que este es “constante” en un amplio rango de velocidades de vapor, por lo cual es posible experimentar con otros flujos de vapor (si el flujo que se elige no es afectado por otros parámetros como la caída de presión por ejemplo). Este comportamiento se extiende a los demás flujos de líquido que han sido calculados para la torre que se ha diseñado y pueden revisarse en la memoria de cálculo MC-02 del anexo 5 de esta tesis.

4.2.2.2.3 CAÍDA DE PRESIÓN

De acuerdo a la tabla 4.3 la caída de presión máxima para una columna que opera a presión atmosférica esta entre 410 y 820 Pa/m por tanto la columna DC-01 al operar bajo estas condiciones tiene que cumplir este criterio como se ha establecido en las bases de diseño en la sección 4.1.7.

La caída de presión tanto total como por metro de empaque se ha calculado mediante un programa de cómputo (software) especializado en este tipo de empaques. Los resultados obtenidos se muestran en la figura 4.9 y en la tabla 4.9.

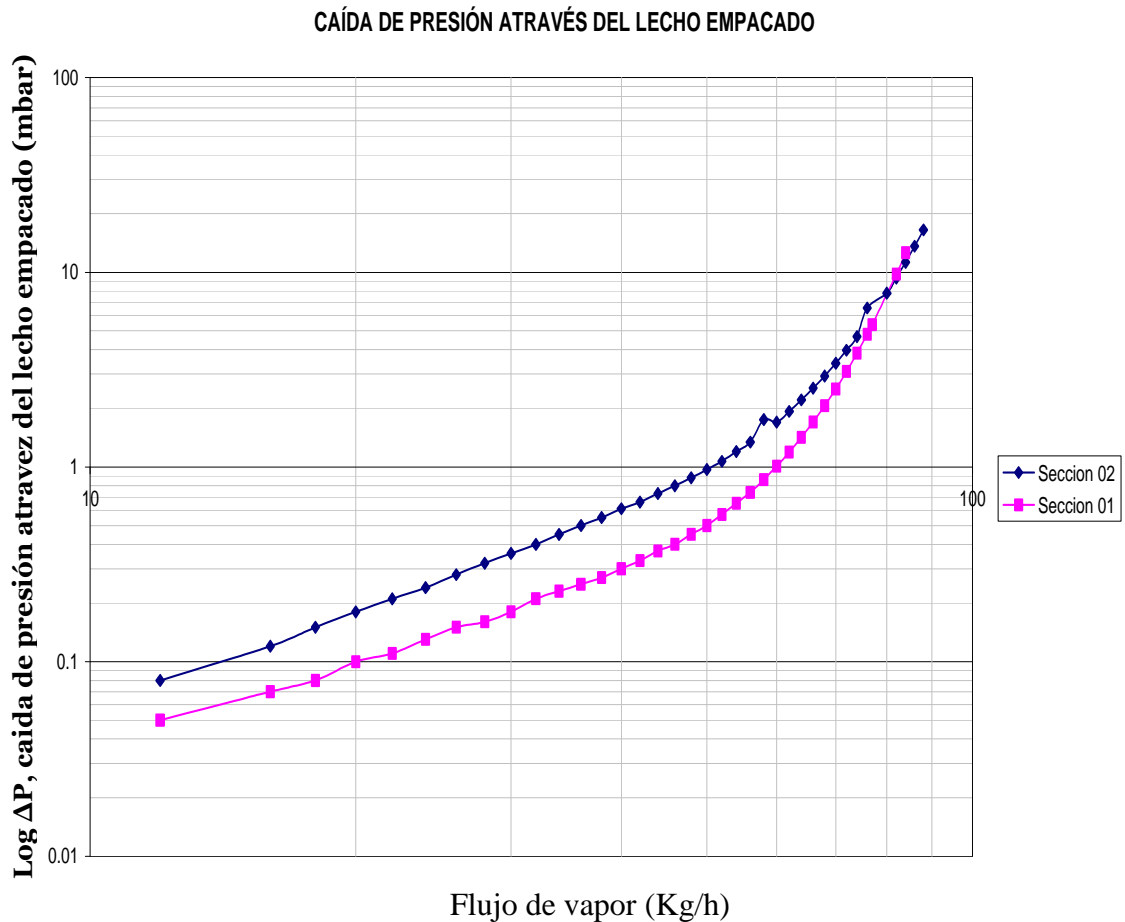


Figura 4.9. caída de presión (mbar) en función del flujo de vapor (Kg/h) a flujo de líquido constante. Para los flujos de líquido elegidos para ambas secciones de la columna DC-01.

Tabla 4.9 caídas de presión para cada sección de la columna DC-01 de acuerdo a los flujos de líquido elegidos.

Sección de la columna	Flujo de líquido (Kg/h)	caída de presión por metro de empaque (Pa/m).	caída de presión en el domo/ fondo (Pa/m).	caída de presión a través de los lechos empacados de la columna (Pa)
01	87	43.2242	34	
02	20	153.9657	135	
Columna completa				234

Los resultados mostrados anteriormente son el resultado de una serie de pruebas, de las cuales se han elegido estas condiciones como las más adecuadas, en las cuales se obtiene una alta eficiencia y baja caída de presión, con el valor típico de la relación de reflujo. Una vez más queda abierta la opción de trabajar o experimentar con algún otro flujo de líquido y vapor. La figura 4.10 muestra una serie de curvas de presión contra flujo de vapor que corresponden a diversos flujos de líquido para la sección 02 los cuales pueden revisarse (al igual que los de la sección 01) en la memoria de calculo MC-03 del anexo 5 de esta tesis.

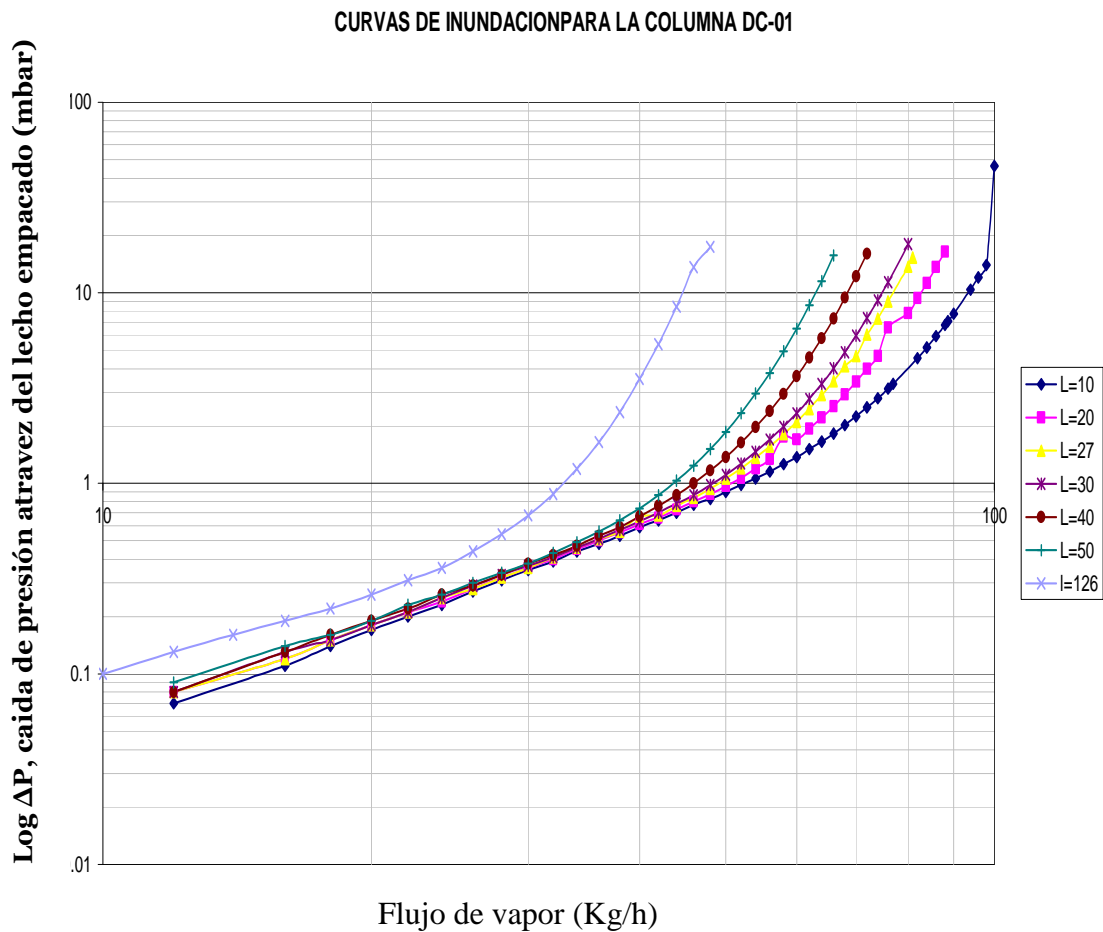


Figura 4.10. caída de presión (mbar) en función del flujo de vapor (Kg/h) a diferentes flujos de líquido en la sección 02 de la columna DC-01.

4.2.2.2.4 LÍQUIDO RETENIDO

La figura 4.11 muestra el líquido retenido para los flujos de líquido seleccionados en cada sección de la columna DC-01 a diferentes velocidades de gas, mientras la tabla 4.10 muestra el líquido retenido para el flujo de gas y líquido seleccionado para cada sección de la torre.

Tabla 4.10. Líquido retenido total por sección de la columna DC-01 a los flujos de líquido y vapor seleccionados

Sección	Flujo de líquido (Kg/h)	Flujo de vapor (Kg/h)	Líquido retenido total (m^3/m^3)
01	87	44	0.023
02	20	60	0.016
Torre completa			0.039

LÍQUIDO RETENIDO DE LA COLUMNA DC-01

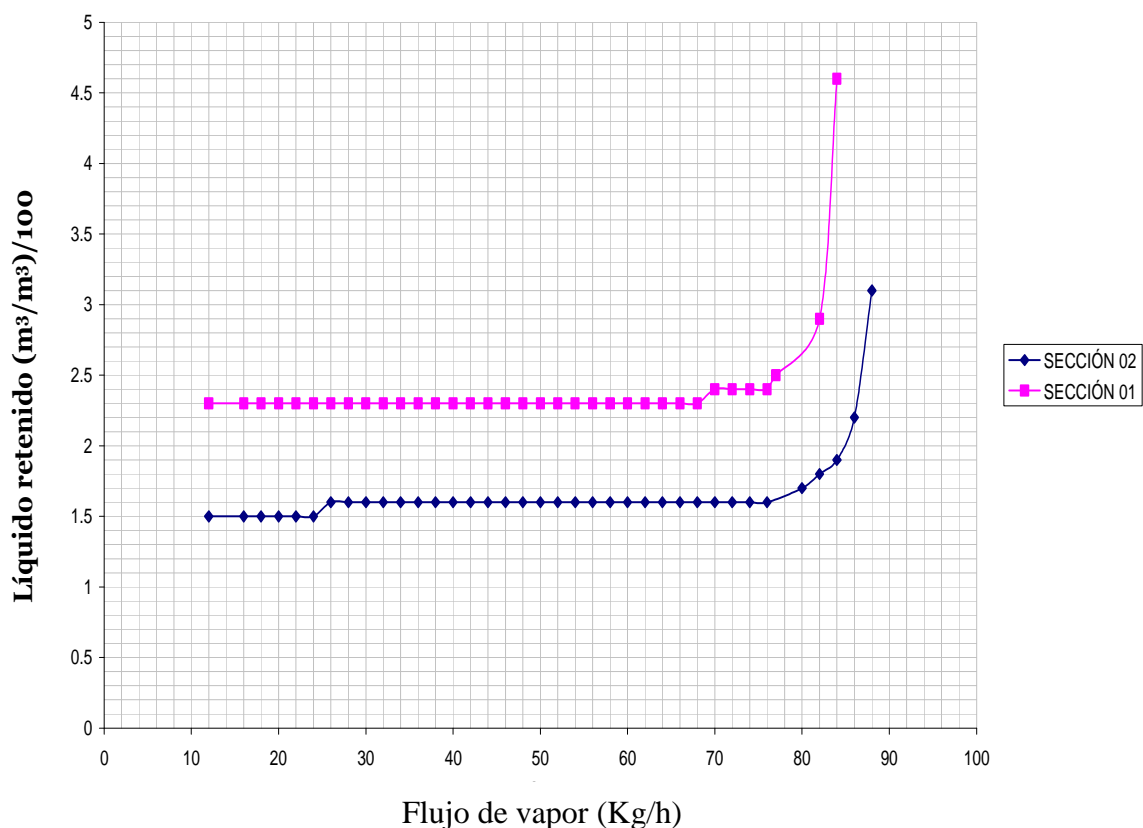


Figura 4.11. Líquido retenido a los flujos de líquido seleccionados para cada sección de la columna DC-01.

En la figura 4.11 se observa que el líquido retenido se mantiene constante en un intervalo amplio de flujos de vapor y empieza aumentar considerablemente conforme aumenta la caída de presión (conforme nos acercamos a la inundación). Para revisar el líquido retenido en otros flujos de líquido para cada sección se debe consultar la

memoria de calculo MC-03 en el anexo 5 de esta tesis. El líquido retenido también está en función del flujo de líquido. A mayor flujo de líquido, mayor líquido retenido.

4.2.2.3 VAPOR VIVO

Cuando se utiliza el llamado “vapor vivo” se prescinde del uso de un rehervidor. En el caso de la columna DC-01 se tiene la opción tanto de un rehervidor como de una alimentación directa, ya que tenemos una solución acuosa (etanol-agua) y el destilado en la sustancia no acuosa. En este caso la ecuación de la línea de enriquecimiento no cambia pero la de agotamiento si. Uno de los puntos por el que pasa esta línea es $x = x_B$, $y = 0$.

El balance de materia global queda de la siguiente manera

$$(4.20) \quad F + W = D + B$$

Siendo W el flujo de vapor suponiéndolo saturado a presión de la torre.

El balance por componente:

$$(4.21) \quad Fz_f + Wy_w = Dx_D + Bx_B$$

Sin embargo al ser W el flujo vapor de agua externo al sistema no contiene fracción de etanol por lo que este termino vale cero. De manera que la ecuación 4.21 se reduce a la ecuación 4.7.

$$Fz_f = Dx_D + Bx_B$$

La ecuación para la línea de agotamiento es:

$$(4.22) \quad \bar{L} + W = \bar{G} + B$$

Por componente

$$(4.23) \quad \bar{L}x + Wy = \bar{G}y + Bx_B$$

En la ecuación 4.23 una vez mas el termino Wy se vuelve cero, y la ecuación queda de la siguiente forma;

$$(4.24) \quad \bar{L}x = \bar{G}y + Bx_B$$

Para el caso de vapor vivo $\bar{L} = B$ de manera que la ecuación 4.24 puede escribirse como:

$$(4.25) \quad \bar{L}x = \bar{G}y + \bar{L}x_B$$

Reacomodando y despejando la ecuación 4.25 tenemos:

$$(4.26) \quad \frac{\bar{L}}{\bar{G}} = \frac{y}{x - x_B}$$

Una vez más se realiza el procedimiento iterativo usado para reflujo total y reflujo Óptimo. La figura 4.12 muestra el resultado de estas iteraciones. La ecuación de la línea de operación para la sección de enriquecimiento corresponde exactamente a la ecuación usada para el caso de reflujo típico (sección 4.2.2). Para la sección de agotamiento. Supondremos inicialmente las mismas etapas que para la sección de agotamiento en la condición de reflujo típico, se obtendrá la relación L/G para dicha sección la cual se va a leer en la memoria de calculo MC-02 para la sección 01 y se vera si el HETP al dividir a la altura del lecho empacado de la sección 01 deberá dar aproximadamente el mismo número de etapas, en caso de no ser así se realizara el procedimiento nuevamente. La figura 4.12 muestra la primera iteración y los puntos de la recta se muestran en la tabla 4.11

DIAGRAMA xy A 586 mm Hg

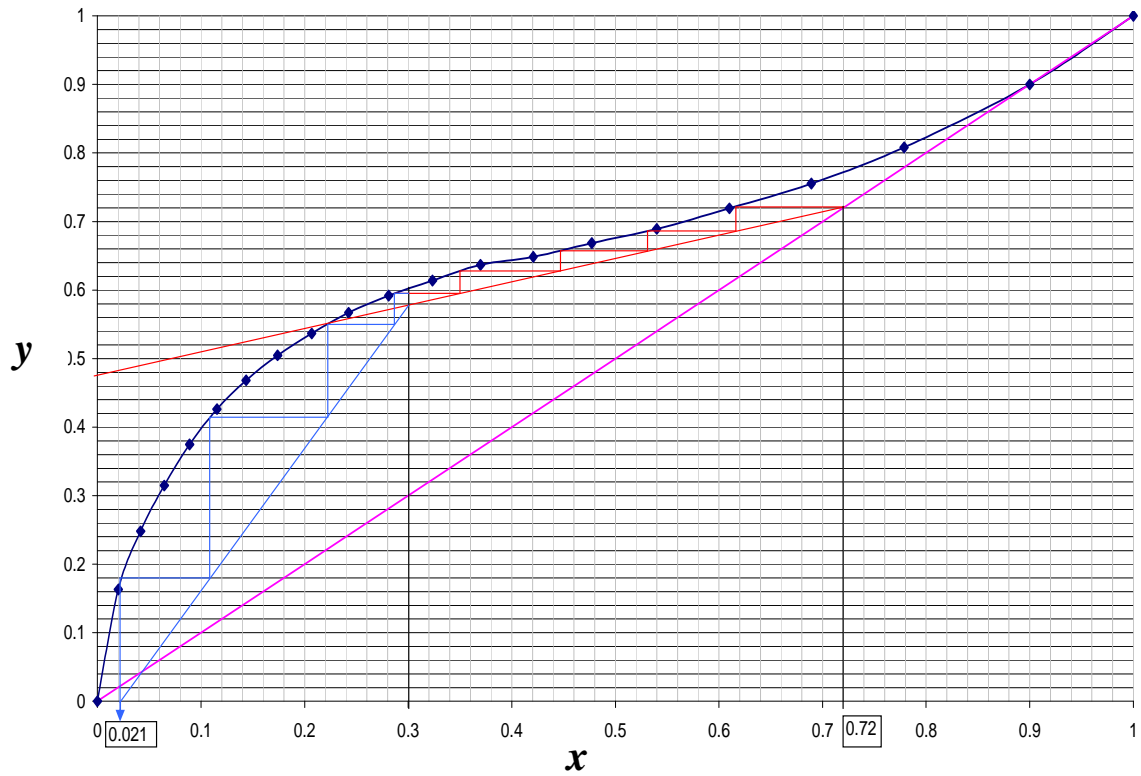


Figura 4.12. Diagrama de McCabe-Thiele para la operación con vapor vivo de la columna DC-01.

Tabla 4.11. puntos de la línea de agotamiento

x	y
0.3	0.58
0.021	0.0

Utilizando la ecuación 4.26 que es la ecuación de la pendiente de la línea de operación podemos conocer la relación L/G para la sección de agotamiento.

$$\frac{\bar{L}}{\bar{G}'} = \frac{0.58}{0.3 - 0.021} = 2.08$$

Se sabe que el flujo de vapor \bar{G}' es igual para ambas secciones por tanto \bar{G}' es igual a 44 Kg/hr, además de también corresponder al flujo de vapor vivo que (convertido a mol/área tiempo) para este caso es de 124.7878 Kmol/(m² hr) . Para conocer el flujo de líquido simplemente se despeja de la ecuación 4.26.

$$\bar{L} = 2.08 * 124.7878 \frac{Kmol}{m^2 h} = 259.4154 \frac{Kmol}{m^2 h} = 91 \frac{Kg}{h}$$

El flujo de alimentación está dado por la ecuación 4.20.

$$F + W = D + B$$

Sustituyendo y despejando:

$$F = 83.4142 \frac{Kmol}{m^2 h} + 259.4154 \frac{Kmol}{m^2 h} - 124.7878 \frac{Kmol}{m^2 h} = 218.0418 \frac{Kmol}{m^2 h} = 131 \frac{kg}{h}$$

4.2.2.3.1 ALTURA EQUIVALENTE DE PLATO TEÓRICO (HETP)

La Figura 4.13 muestra la variación del HEPT en función de la velocidad del gas corregida por las densidades de líquido y gas (Cs) para cada una de las secciones de la columna DC-01 con flujo de vapor vivo mientras que en la tabla 4.12 se encuentran las condiciones de operación seleccionadas.

HETP vs Cs

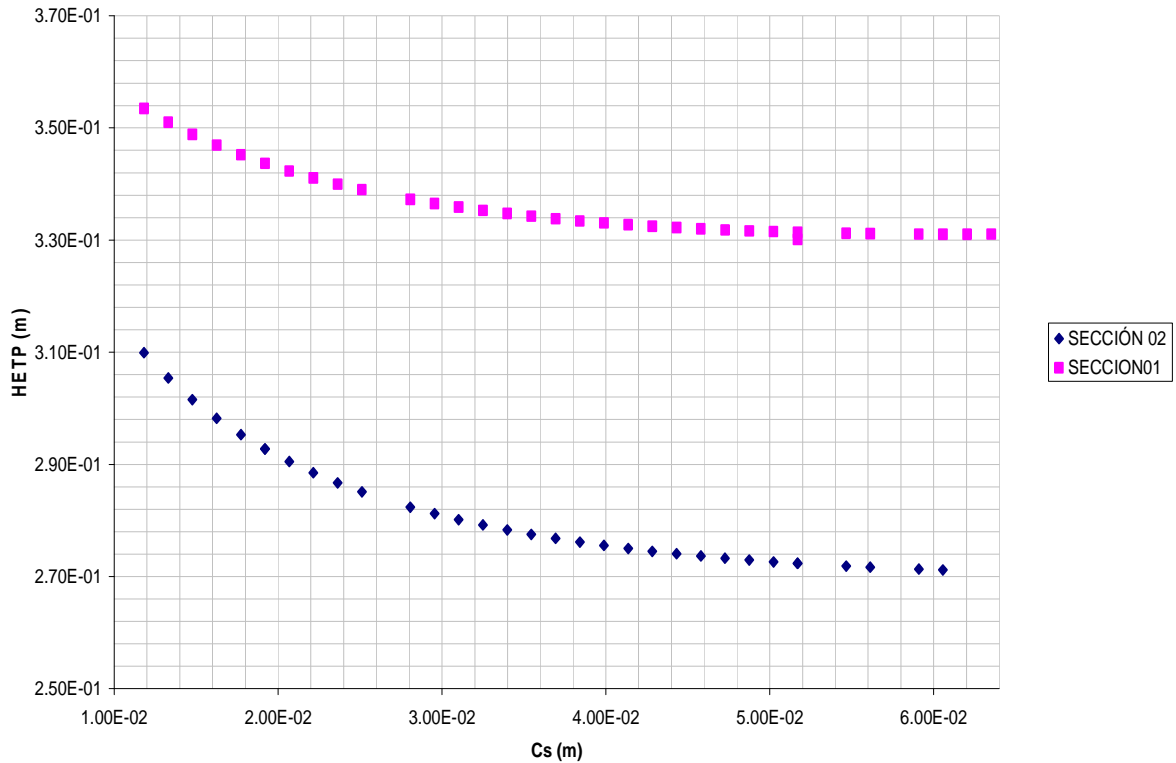


Figura 4.13. HETP en función de la velocidad del vapor corregida por las densidades de líquido y el vapor (Cs) para las dos secciones de la columna DC-01 en el que se ha sustituido el rehervidor por el llamado “vapor vivo”.

Tabla 4.12 parámetros evaluados para cada sección de la columna DC-01 con el uso de vapor vivo.

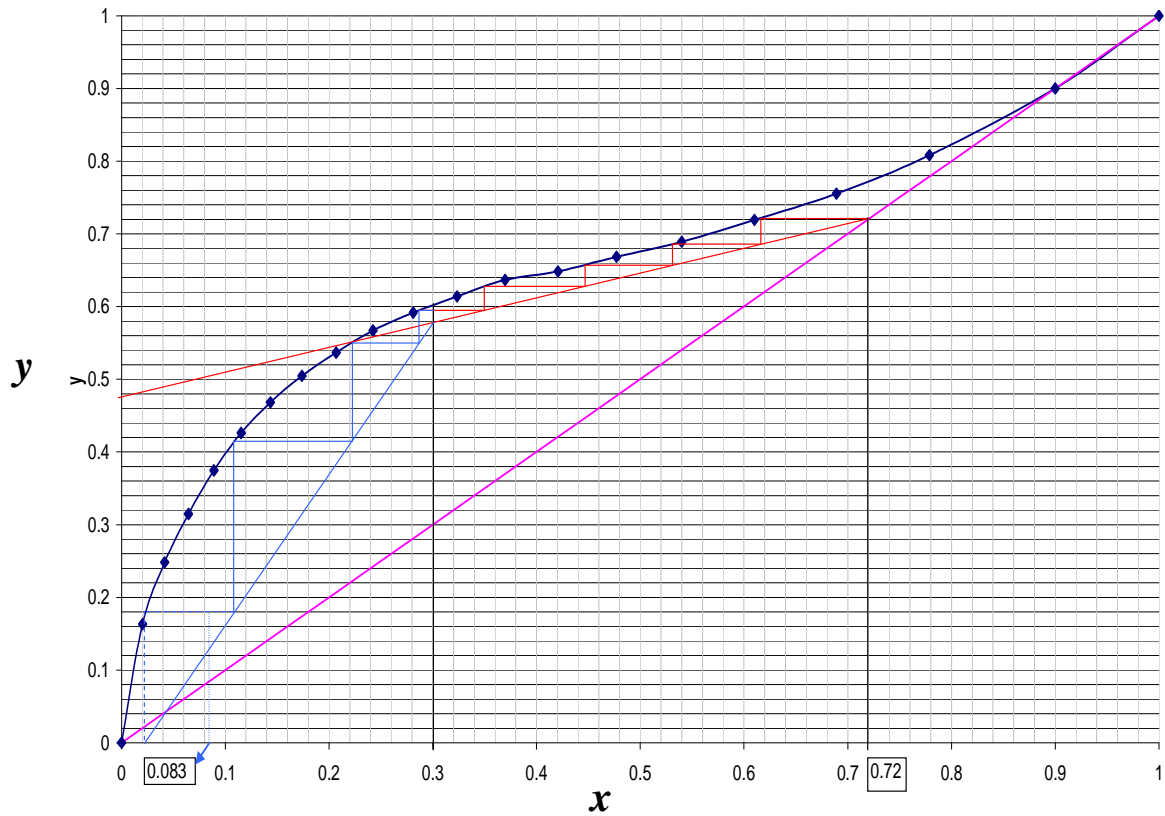
Sección de la columna	Flujo de líquido (Kg/h)	Flujo de vapor (Kg/h)	HETP (m)	Capacidad del empaque (%)
01	81	44	0.335	63.5
02	20	60	0.2750	74.1

Una vez que se conoce el HETP se puede conocer el número de etapas. Para la sección de enriquecimiento siguen siendo las mismas etapas que en el caso de reflujo típico mientras que para la sección de agotamiento se deben volver a calcular con la ecuación 4.5 :

$$N_{ET} = \frac{0.856m}{0.335m} = 2.5552 \approx 3$$

Por lo que la suposición inicial es correcta. Y el número de etapas totales es de aproximadamente 7.2152, este número de etapas se va a ubicar en el diagrama xy para obtener x_B como se muestra en la gráfica 4.14.

DIAGRAMA xy A 586 mm Hg



4.14. Diagrama de McCabe-Thiele para la operación con vapor vivo de la columna DC-01 ajustada a etapas reales.

4.2.2.3.2 CAÍDA DE PERSIÓN.

En la figura 4.15 se grafica la caída de presión en función de la velocidad del vapor así como las condiciones de inundación para cada una de las secciones mientras que la tabla 4.13 muestra la caída de presión a los flujos de líquido y vapor seleccionado.

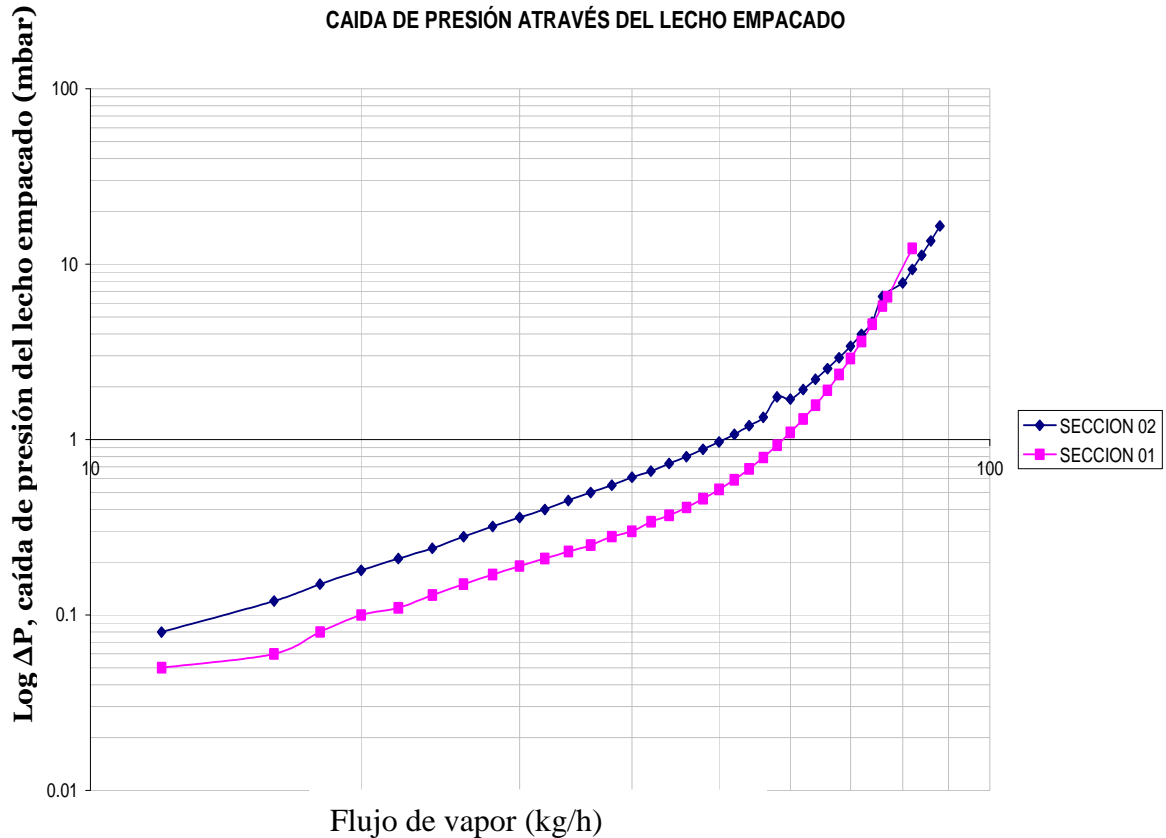


Figura 4.15. caída de presión (mbar) en función de la velocidad de vapor (Kg/hr) a flujo de líquido constante. Para los flujos de líquido elegidos para ambas secciones de la columna DC-01.

Tabla 4.13. Caídas de presión para cada sección de la columna DC-01 de acuerdo a los flujos de líquido elegidos.

sección de la columna	Flujo de líquido (Kg/h)	caída de presión por metro de empaque (Pa/m).	caída de presión en el domo/ fondo (Pa/m).	caída de presión a través de los lechos empacados de la columna (Pa)
01	91	43.2242	35	
02	20	153.9657	135	
Columna completa				235

La caída de presión en estas condiciones es inferior a las recomendadas en la tabla 4.3 para una columna que opera a presión atmosférica. Hay que aclarar que la caída de presión es únicamente para las secciones empacadas de la columna, ya que para los distribuidores de líquido no se cuenta con datos que nos ayuden a estimar la caída de presión ya que estos no son de uso comercial, mientras que los cabezales y la reducción de la columna (revisar anexo 2) al no tener internos no presentan una caída de presión significativa y pueden despreciarse. La caída de presión total de la columna deberá estimarse de manera experimental una vez que se instale.

4.2.2.3.3 LÍQUIDO RETENIDO.

La figura 4.15 muestra el líquido retenido para los flujos de líquido seleccionados en cada sección de la columna DC-01 a diferentes velocidades de gas, mientras la tabla 4.14 muestra el líquido retenido para el flujo de gas y líquido seleccionado para cada sección de la torre en las condiciones de vapor vivo.

LÍQUIDO RETENIDO DE LA COLUMNA DC-01

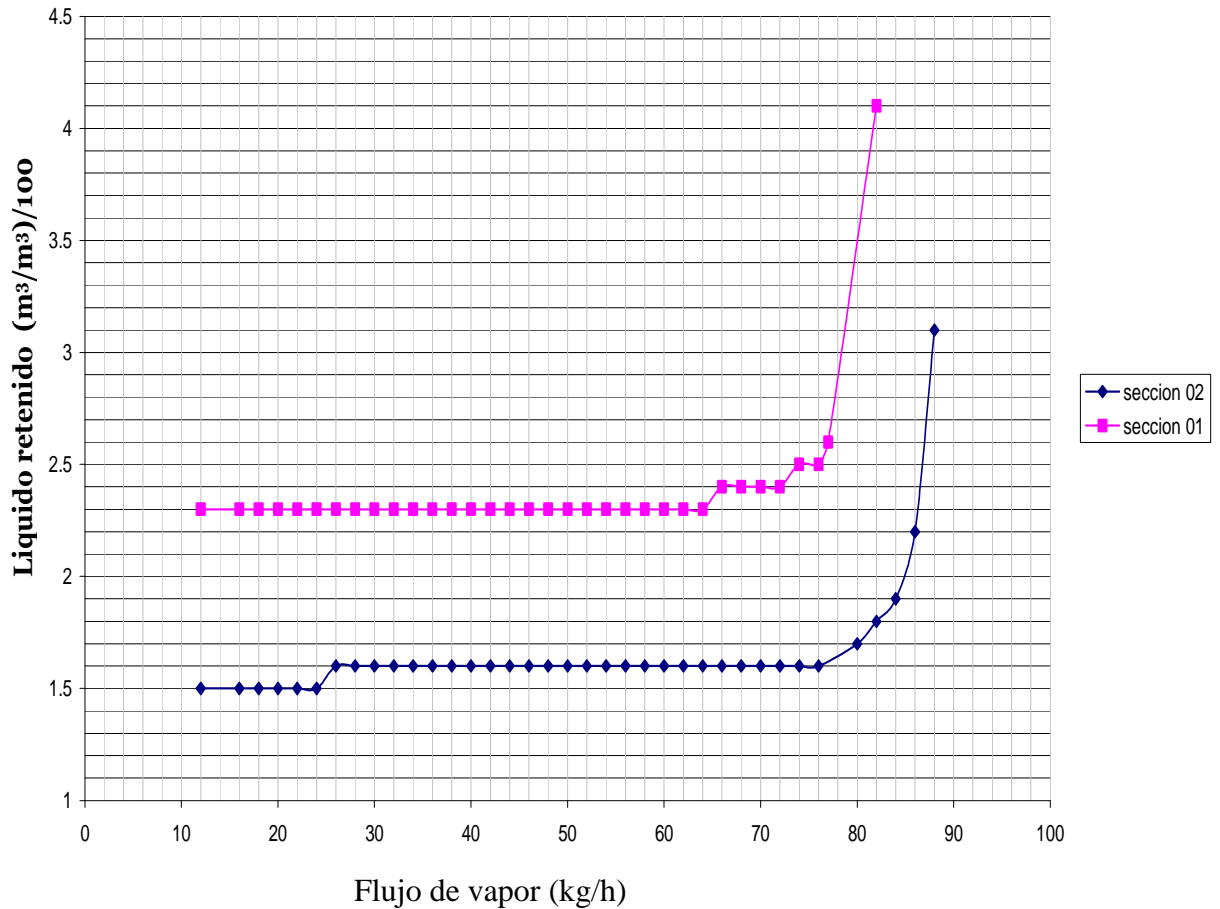


Figura 4.16. Líquido retenido a los flujos de líquido seleccionados para cada sección de la columna DC-01.

Tabla 4.14. Líquido retenido total por sección de la columna DC-01 a los flujos de líquido y vapor seleccionados

Sección	Flujo de líquido (Kg/h)	Flujo de vapor (Kg/h)	Líquido retenido total (m³/m³)
01	91	44	0.023
02	20	60	0.016
Torre completa			0.039

Al comparar las graficas de HETP, caída de presión y líquido retenenido para el caso de vapor vivo se puede observar que no hay gran diferencia respecto al reflujo optimo. Si se desea conocer alguno de estos parámetros para otros flujos de líquido, o se requiere cotejar algún dato pueden revisarse las memorias de calculo MC-02 y MC- 03 en el anexo 5 de esta tesis.

4.2.3 TEMPERATURAS DE LAS CORRIENTES DE FONDOS Y DESTILADOS.

La tabla 4.14 y 4.15 muestra la temperatura de burbuja y roció Tanto en el domo como en los fondos para cada condición de operación los cuales se han tomado de la memoria de cálculo MC-00 del diagrama Txy.

Tabla 4.14. Temperatura de burbuja y roció para los destilados en la sección 02.

Condición de operación	Flujo de líquido (Kg/h)	fracción del etanol en el destilado x_D	Temperatura de Burbuja (°C)	Temperatura de roció (°C)
Reflujo total	50	0.80	71.9	72
Reflujo optimo	20	0.72	72	72.5
Vapor vivo	20	0.72	72	72.5

Tabla 4.15. Temperatura de burbuja y roció para los destilados en la sección 01.

Condición de operación	Flujo de líquido (Kg/h)	fracción del etanol el fondo x_B	Temperatura de Burbuja (°C)	Temperatura de roció (°C)
Reflujo total	50	0.002	92.8	92.8
Reflujo típico	87	0.095	81.7	90.25
Vapor vivo	91	0.083	82.7	90

4.3 DISEÑO MECÁNICO

El diseño mecánico es de suma importancia ya que la elección adecuada de materiales e instrumentos de control nos garantizara eficaz y un tiempo de vida útil razonable así como un control de las variables que afectan el proceso.

4.3.1 MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

El material seleccionado tanto para la torre como para los equipos auxiliares es acero inoxidable (laminas) calibre 16 tipo 304 puesto que la presión de operación no es muy grande (presión atmosférica) los equipos construidos en este material son:

- ✓ Columna de destilación (cinco secciones).
- ✓ Tanque de condensado y de alimentación.
- ✓ Condensador (coraza) de serpentín (cobre).
- ✓ Rehervidor tipo BEU, TEMA clase C.

Los diagramas, así como las especificaciones pueden revisarse en los anexos 2 y 3 al final de esta tesis.

4.3.2 SECCIONES DE LA COLUMNA

La columna de destilación se identifica como DC-01. Esta dividida para su diseño y construcción en cinco secciones. El diagrama de la columna completa (lamina 1 de 7) puede revisarse en el anexo 2 :

4.3.2.1 CABEZAL DE FONDOS

Esta sección comprende la parte inferior de la columna (forma parte de la zona de agotamiento) y es la parte en donde se alimenta el vapor generado en el rehervidor o también el llamado vapor vivo, así como la parte en donde salen los fondos, tiene una longitud de 407 mm y un diámetro exterior de 147mm, con una brida del mismo material de 247.65mm de diámetro y con ocho barrenos de 1.27mm de diámetro (revisar detalle de cabezal. lamina 3 de 7 anexo 2) .

4.3.2.2 SECCIÓN EMPACADA 01

Esta es la primera de dos camas de empaques y la de mayor diámetro. Con una longitud de 862.4mm y un diámetro de exterior 147 mm, que corresponde a la sección de agotamiento. Cuenta con dos bridas en cada extremo, estas tienen un diámetro 247.65mm de diámetro, cada una con ocho barrenos de 1.27mm de diámetro. Esta sección posee tomas de muestra y termopares (revisar detalle de sección 01. lamina 4 de 7 anexo 2) .

4.3.2.3 REDUCCIÓN

Esta parte de la columna tiene como función conectar la sección de mayor diámetro con la de menor diámetro. Además de ser uno de los dos puntos de alimentación de la torre. Posee una longitud de 200 mm y por la función antes descrita tiene la forma de un cono truncado siendo su diámetro externo mayor de 147mm y el menor de 127mm. Posee dos bridas, la mayor (brida 01) de 247.65 mm de diámetro y la menor (brida 02) de 215.9mm de diámetro: ambas con ocho barrenos de 1.27mm cada uno (revisar detalle de reducción. lámina 5 de 7 anexo 2).

4.3.2.4 SECCIÓN 02

Esta es la segunda cama de la columna y la de menor diámetro. Con una longitud de 1290.4mm y un diámetro externo de 127mm: corresponde a la sección de enriquecimiento. Esta provista de una brida a cada extremo de 215.9 mm de diámetro con 8 barrenos de 1.27 mm de diámetro para cada brida: cuenta con un orificio rectangular para la instalación de una mirilla concebida para observar como trabaja el empaque y como se mueven los flujos de líquido y vapor a través de él. Esta sección también posee tomas de muestra y termopares (revisar detalle de sección 02. lamina 6 de 7 anexo 2).

4.3.2.5 CABEZAL DE DESTILADOS

Esta sección de la columna comprende la parte superior de la columna (y por tanto parte de la sección de enriquecimiento) y es donde sale el vapor de destilados y se regresa parte de este como condensado. También por aquí se tiene la opción de una segunda alimentación. Tiene una longitud de 300 mm y un diámetro exterior de 127 mm: cuenta con una brida de 215.9 mm de diámetro y ocho barrenos de 1.27mm de diámetro cada uno, cuenta con manómetros toma de muestra y termopares (revisar detalle de cabezal de destilados. lamina 7 de 7 anexo 2).

4.3.3 INTERNOS

En cuanto a los internos, debido a sus condiciones de operación así como a su diámetro, solo se ocuparan dos tipos: distribuidor de líquido y soporte del empaque.

4.3.3.1 SOPORTES

Estos tienen la función de servir como apoyo físico del empaque. Los soportes usados en este caso particular así como sus dimensiones se describen en el anexo 2 (lamina 2 de 7).

4.3.3.2 DISTRIBUIDORES DE LÍQUIDO

El distribuidor de líquido, en este caso solo se colocaron dos, en la recirculación del condensador y uno en la alimentación de la columna los cuales son muy similares a una regadera domestica. No se colocan más distribuidores de líquido en otras zonas estratégicas ya que el diámetro de la columna permite que podamos prescindir de ellos sin afectar la operación de esta.

4.3.3.3 REDISTRIBUIDORES DE LÍQUIDO “WALL WIPER”

Este dispositivo tiene la función de redireccionar el líquido que desciende por las paredes de la columna hacia el lecho empacado. En este caso las mayas que envuelven a los empaques realizan esta función (ver Figura 4.2).

4.3.4 BOQUILLAS

Las boquillas tienen funciones muy diversas desde entradas y salidas de corrientes hasta instrumentos de medición y tomas de muestras. En el caso de la columna de destilación DC-01 la función de cada una se describe a continuación para cada sección(el diagrama general puede revisarse en el anexo 2 lamina 1 de 7). Debido al uso para el que fue concebida la columna, se colocaron un gran número de instrumentos y tomas de muestras en distintos puntos estratégicos tanto de los equipos como de las líneas, lo cual permite que se tenga una gran información acerca del estado de las corrientes que entran y salen del o los equipos así como de su comportamiento en cada punto. De manera tal que es posible obtener datos tales como perfiles de temperatura y concentración.

4.3.4.2 CABEZAL DE FONDOS

Esta sección posee un total de seis boquillas, una toma de muestra (TM) y un termopar (TW), dos boquillas para un vidrio de nivel (N y N'): una entrada de vapor (\check{G}) y la salida de líquido de fondo (\check{L}) para mayor detalle puede revisarse el anexo 2, lámina 3 de 7.

4.3.4.2 SECCION EMPACADA 01

Esta sección comprende un total de seis boquillas de las cuales tres son para tomas de muestra (TM) y tres para colocar termopares (TW). La ubicación espacial puede revisarse en el anexo 2, lámina 4 de 7.

4.3.4.3 REDUCCIÓN

Esta sección tiene tres boquillas: alimentación de la mezcla a destilar (F1), un termopar y una toma de muestra (TW y TM). Revisar anexo 2 lamina 5 de 7.

4.3.4.4 SECCIÓN EMPACADA 02

Correspondiente a la sección de rectificación o enriquecimiento; cuenta con seis boquillas: tres para tomas de muestra (TM) y tres para termopares (TW). Revisar anexo 2 lamina 6 de 7.

4.3.4.5 CABEZAL DE DESTILADOS

Esta sección posee un total de cinco boquillas: recirculación del destilado líquido (L), manómetro (P), termómetro bimetalico (T): un termopar (TW) y finalmente la salida de producto o destilados (G) . Para obtener mayor información de diámetros tipo de boquilla etc., revisar lamina 7 de 7.

4.3.5 INSTRUMENTOS

Los instrumentos tienen la finalidad de monitorear y controlar el proceso. Para el caso de la columna DC-01 los instrumentos a utilizar son principalmente para tres variables: presión, temperatura: flujo y nivel. La mayoría de esta instrumentación es analógica, la ubicación de estos puede verificarse en el anexo uno, dos y tres (DTI, detalle de la columna, laminas 1 a 7, y en los diagramas de equipos auxiliares). Para conocer las especificaciones particulares de cada instrumento así como que función cumplen dentro del sistema, puede revisarse el anexo 4 en la hoja “lista de instrumentos”.

4.3.6 GUIA MECÁNICA

Con el fin de mantener un inventario de válvulas y accesorios de la torre se realiza la guía mecánica en la cual queda plasmado el numero de válvula, accesorios, cantidad de tubería, así como sus especificaciones como lo son diámetros, material, etc. Todos estos detalles pueden revisarse en el anexo 4 en la hoja “guía mecánica” y cotejarse en el diagrama isométrico tridimensional del anexo 7.

4.3.7 DIAGRAMA ISOMÉTRICO TRIDIMENCIONAL (DIT)

Con el propósito de dar una ubicación espacial a equipos, válvulas y accesorios e instrumentos, así como hacer una recreación en 3D de cómo va a lucir en conjunto de la columna tanto interna como externamente se realizó una proyección de la columna con el mayor detalle posible con el fin de dejar bien claro cada detalle a la hora de construir la columna y tomar decisiones para futuras modificaciones.

Este diagrama está realizado a escala en perspectiva isométrica (30°) y en el se han señalado los equipos, tuberías, válvulas y accesorios así como la instrumentación, en el anexo 6 se pueden revisar las cuatro perspectivas (suroeste, sureste, noreste y noroeste) del dibujo para así poder apreciar cada detalle, aunque es muy recomendable revisar el archivo original hecho en Autocad 2004 el cual puede conseguirse en el LEM de Ingeniería Química.

NOMENCLATURA DEL CAPÍTULO 4

a_e = Área interfacial efectiva provista por el empaque para la transferencia de masa, 1/m.

b = Ordenada al origen sin dimensiones.

B = Flujo de fondos, (Kg/h) ó mol/ (h m²).

D = Flujo de destilados, (Kg/h) ó mol/ (h m²).

F = Flujo de alimentación, (Kg/h) ó mol/ (h m²).

G = Flujo de vapor de destilados, (Kg/h) ó mol/ (h m²).

\bar{G} = Flujo de vapor de fondos, (Kg/h) ó mol/ (h m²).

$HETP$ = Altura equivalente de plato teórico, m.

k_G = Coeficiente de transferencia de masa individual de la fase gaseosa, mol/ (h m²).

k_L = Coeficiente de transferencia de masa individual de la fase líquida, mol/ (h m²).

L = Flujo de líquido en la sección de enriquecimiento, (Kg/h) ó mol/ (h m²).

\bar{L} = Flujo de líquido en la sección de enriquecimiento, (Kg/h) ó mol/ (h m²).

m = Pendiente, sin dimensiones

N_{ET} = Número de etapas teóricas, sin dimensiones

ΔP = Caída de presión, Pa o bar.

P = Manómetro

R = Recirculación, sin dimensiones

R_{min} = Reflujo mínimo, sin dimensiones

u_{Gs} = Velocidad superficial de la fase gas, m/s

u_{Ls} = Velocidad superficial de la fase líquida, m/s

W = Flujo de vapor de agua (vapor vivo), (Kg/h) ó mol/ (h m²).

x = Concentración en el líquido, fracción mol.

y = Concentración en el gas, fracción mol.

z = Concentración en la corriente de alimentación, fracción mol.

Z = Altura lecho empacado, m.

T = Termopar.

TM = Toma de muestra

TW = Termopar.

θ = tiempo, h ó s

λ = relación entre la pendiente de la línea de equilibrio y la línea de operación, sin dimensiones

CONCLUSIONES

El diseño de una columna de destilación es un proceso que debe llevarse a cabo con orden y cuidado, ya que muchos aspectos del diseño deben revisarse más de una vez e incluso algunas veces se deben modificar.

La proporción del flujo de líquido y gas es un factor muy importante en el desempeño de la columna, si no se tiene cuidado con los flujos se pueden presentar el aumento de líquido retenido, arrastre e inundación, que disminuyen la eficiencia y aumentan la caída de presión.

El diseño e instalación de una columna de empaque estructurado en el LEM de ingeniería química la FES Cuautitlán es importante ya que pone al alcance de la facultad (tanto para fines didácticos como de investigación) una tecnología ampliamente utilizada en la industria contemporánea tanto para proceso como para fines experimentales. La flexibilidad en la operación de la columna ofrece una serie de ventajas la cuales permiten que el equipo pueda funcionar en una gran variedad de circunstancias y abre la posibilidad de trabajar con otros sistemas (mezclas a destilar) además del evaluado en la presente tesis. Por otra parte el tener una serie de instrumentos y tomas de muestra en puntos estratégicos tanto de la columna como de las líneas y equipos auxiliares nos permite tener un monitoreo ideal para propósitos didácticos y experimentales.

El generar la documentación adecuada y llevar un control de esta es de gran utilidad ya que facilita el proceso de construcción, mantenimiento y modificación del equipo así como la trazabilidad de de cada uno de estos movimientos.

La instrumentación seleccionada es de fácil operación y su reemplazo en caso de que se estropeen es relativamente sencillo. Sin embargo sería adecuado colocar en un futuro un sistema de instrumentación y control automatizado, por ejemplo el uso de controladores lógicos programables (PLC's) para controlar el flujo.

Bibliografía

1. Branan, C.R., *Rules of Thumb for Chemical Engineer, Manual of Quick Accurate Solutions to Everyday Process Engineering Problems*. 2da Ed, Gulf Publishing Co. Houston (1998).
2. Bravo, J. L.; J. R., Fair, *Generalized Correlation for Mass Transfer in Packed Distillation Columns*, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. Vol. 21, pp162 (1982).
3. Bravo, J. L.; J. A Rocha; J. R Fair, *Mass transfer in gauze packings*, Hydrocarbon Processing, Vol. 64, No 1. pp. 91-95 (1985).
4. Billet, R., *Packed column analysis and design*, Glitsch, Inc., Dallas, 1986.
5. Billet, R., *packed towers in processing and environmental technologie*, Trad. Por: Fullarton J.W. VCH, Weinheim, Germany. 1995.
6. Bravo, J. L.; J. A Rocha; J. R Fair, *Mass transfer in gauze packings*. Hydrocarbon Processing, Vol. 64, No 1. pp. 91-95 (1985).
7. Brunazzi, E.; Paglianti. A., *Liquid-Film Mass-Transfer Coefficient in a Column Equipped with Structured Packings*, Ind. Eng. Chem. Res, Vol. 36, pp. 3792 (1997) .
8. Carillo, F.; Martin, A.; Roselló, A., *A Shortcut Method for the Estimation of Structured Packings HETP in Distillation*, Chem. Eng. Technol. Vol. 23, pp. 425 (2000).
9. De la Hoz, S., H, *Diseño de un modulo para el dimensionamiento Hidraulico de Torres Empacadas*, Tesis de Licenciatura Ingeniería química, Fac. de Ingeniería, Universidad Nacional de Colombia, 2003
10. Ellis. R., M., *Simple HETP Calculation for Distillation Column*, Chem. Eng. News, Vol. 31, pp. 4613 (1953).
11. Fair, J R; L. Bravo, J, *Distillation Columns Containing Structured Packing*, Chemical Engineering Progress. Vol. 86, No. 1, pp. 19-29(1990).

12. Fair, J R.; A. Frank Seibert; M. Behrens; P. P. Saraber; Z. Olujic, *Structured Packing Performance – Experimental Evaluation of Two Predictive Model*, Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 39, No. 6, pp. 1788-1796.(2000).
13. Gàmez, M., E. M., *Empaques estructurados en torres empacadas*, Tesis de Licenciatura en Ingeniería químicaa, Fac. de Estudios Superiores Cuautitlán, UNAM, 2008.
14. García, T, M, *Estudio de Empaques Estructurados*, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, UNAM, México, D. F., **1997**.
15. Gualito-Hernández, J. J., *Modelo Generalizado para Diseñar Columnas de Destilación con Empaque Estructurado de Metal, Cerámica y Plástico*, Reporte de Avance del Proyecto de Tesis de Maestría En Ciencias, Instituto Tecnológico de Celaya, Enero de 1996.
16. Gualito, J. J.; F. J. Cerino; J. C. Cardenas; J. A. Rocha, *Design Method for Distillation Columns Filled with Metallic, Ceramic, or Plastic Structured Packings*, Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 36 No. 5, pp. 1747-1757 (**1997**).
17. Harrison, M. E.; France J. J., *Distillation Column Troubleshooting. Part 2. Packed Column*, Chem. Eng., Vol. 96, pp. 121(1989).
18. Hanley, B.; B. Dunbobbin; D. Bennett, *A Unified Model for Countercurrent Vapor/Liquid Packed Columns. 2. Equations for the Mass-Transfer Coefficients, Mass-Transfer Area, the HETP, and the Dynamic Liquid Holdup*, Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 33, pp. 1222 (**1994**).
19. Henley E. J.; Seader J. D, *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*, Editorial reverté. (**1990**).
20. Henriques de Brito, M.; Von Stockar; U., Bomio, P., *Predicting the Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient- k_L -for the SULZER Structured Packing MELLAPAK*, Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. Vol. 128, pp. B137 (**1992**).
21. Higbie, R., *The Rate of Absorption of a Pure Gas into a Still Liquid during Short Periods of Exposur*, Trans. Am. Inst. Chem. Eng. Vol. 31, pp. 365 (**1935**).

22. Treybal, R., E., *Operaciones de Transferencia de Masa*, 2^a Ed., McGraw-Hill Book Co., México, D. F., **2002**.
23. Kister, Henry Z.; David R. Gill. *Predict Flood Point and Pressure Drop for Modern Random Packings*, Chemical Engineering Progress, Vol. 87, No. 2, pp. 32-42 (**1991**).
24. Kister Henry Z.; Kirk F. Larson; Tak Yanagi, *How Do Trays and Packings Stack Up?*, Chemical Engineering Progress. pp. 23-32, (**1994**).
25. Kister, H. Z., *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, **1992**.
26. Lockett, M.J., *Easily Predict Structured-Packings in Distillation Service HETP*, Chem. Eng. Prog. Vol. 94, pp. 60 (1998).
27. Mc Cabe, W.L.; Warren, L.; Smith, J.C. & Harriot A., *Operaciones Unitarias de Ingeniería Química*, 6^a Ed., McGraw Hill Book Co., México, D. F., **2002**.
28. McNulty, K.; Hsieh, C. L., *Hydraulic Performance and Efficiency of Koch Flexipac Structured Packing*, AIChE National Meeting, Los Angeles, CA, Nov, **1982**.
29. Murch, D. P., *Height of Equivalent Theoretical Plate in Packed Fractionation Columns-Empirical Correlation*, Ind. Eng. Chem. Vol. 45, pp. 2616 (**1953**).
30. Nawrocki, P. A.; Z. P. Xu; K. T. Chuang., *Mass Transfer in Structured Corrugated Packing*, *The Canadian Journal Chemical Engineering*, Vol. 69, No. 6, pp. 1336-1343 (**1991**).
31. Norton, Chemical Process Product Corporation, *A Packed Towers Internals Guide*. TIG-2. Saint Gobain, Akron, OH, USA, 2001.
32. Olujic, Z.; Kamerbeek, A. B.; de Graauw, J. A. *Corrugation Geometry Based Model for Efficiency of Structured Distillation Packing*, Chem. Eng. Process, Vol. 38, pp. 683 (**1999**).
33. Olujic, Z., *Delf Mode-A Comprehensive Design Tool for Corrugated Sheet Structured Packings*, Presented at AIChE Spring National Meeting 2002, New Orleans, Louisiana, March 10-14 (**2002**).
34. Perry, R.H. & Green, D.W, *Manual del Ingénue Pumice*, 7^a Ed, Mcgraw-Hill Book Co., Madrid., 2003.
35. Robbins, Lanny A., *Improve Pressure-Drop Prediction with a New Correlation*, Chemical Engineering Progress, Vol. 87, No. 5, pp. 87-91 (**1991**).

36. Rocha, J. A.; J. L. Bravo; J., Fair., R., *Distillation Columns Containing Structured Packings: A Comprehensive Model for Their Performance. 2. Mass-Transfer Model*, Industrial and Engineering Chemistry Research, Vol. 35, No. 5, pp. 1660-1667 (1996).
37. Shetty, S.; Cerro, R. L., *Fundamental Liquid Flow Correlations for the Computation of Design Parameters of Ordered Packings*, Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 36, pp. 771 (1996).
38. Smith, J.M.& Van Ness, H.C., *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*, 6^a Ed, Mcgraw-Hill Book Co., México, D.F., 2003.
39. Spiegel, L.; Meier0., W., *Correlations of the Performance Characteristics of the Various Mellapack Types (Capacity, Pressure Drop and Efficiency)*, Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. Vol. 62, pp. A203(1987).
40. Strigle, R.F., *Paked tower design and applications; Random and Structured Pakings*. 2da Edición, gulf publishing Co. Houston. TX. USA, 1994.
41. *Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation*, Sulzer Chemtech of the Sulzer Corporation, 2002 / 2003.
42. Treybal, R., E., *Operaciones de transferencia de masa*, 2^a Ed., Mcgraw-Hill Book Co., México, D.F., 2003.
43. Vera, M., V, *Evaluación y análisis hidráulico de una torre de platos con borboteadores instalada en el Lab. De Ing. Química*, Tesis de Licenciatura en Ingeniería química, Fac. de Estudios Superiores Cuautitlán, UNAM, 1988.
44. Whitt, F. R., *A correlation for absorption column packings*, Br. Chem. Eng. Vol. 4, pp. 395 (1959).
45. Xu, Z. P.; Afacan; A., K. T. Chuang, *Predicting Mass Transfer in Packed Columns Containing Structured Packings*, Chem. Eng. Res. Des. Vol.78,, pp. 91 (2000).

ANEXO 1

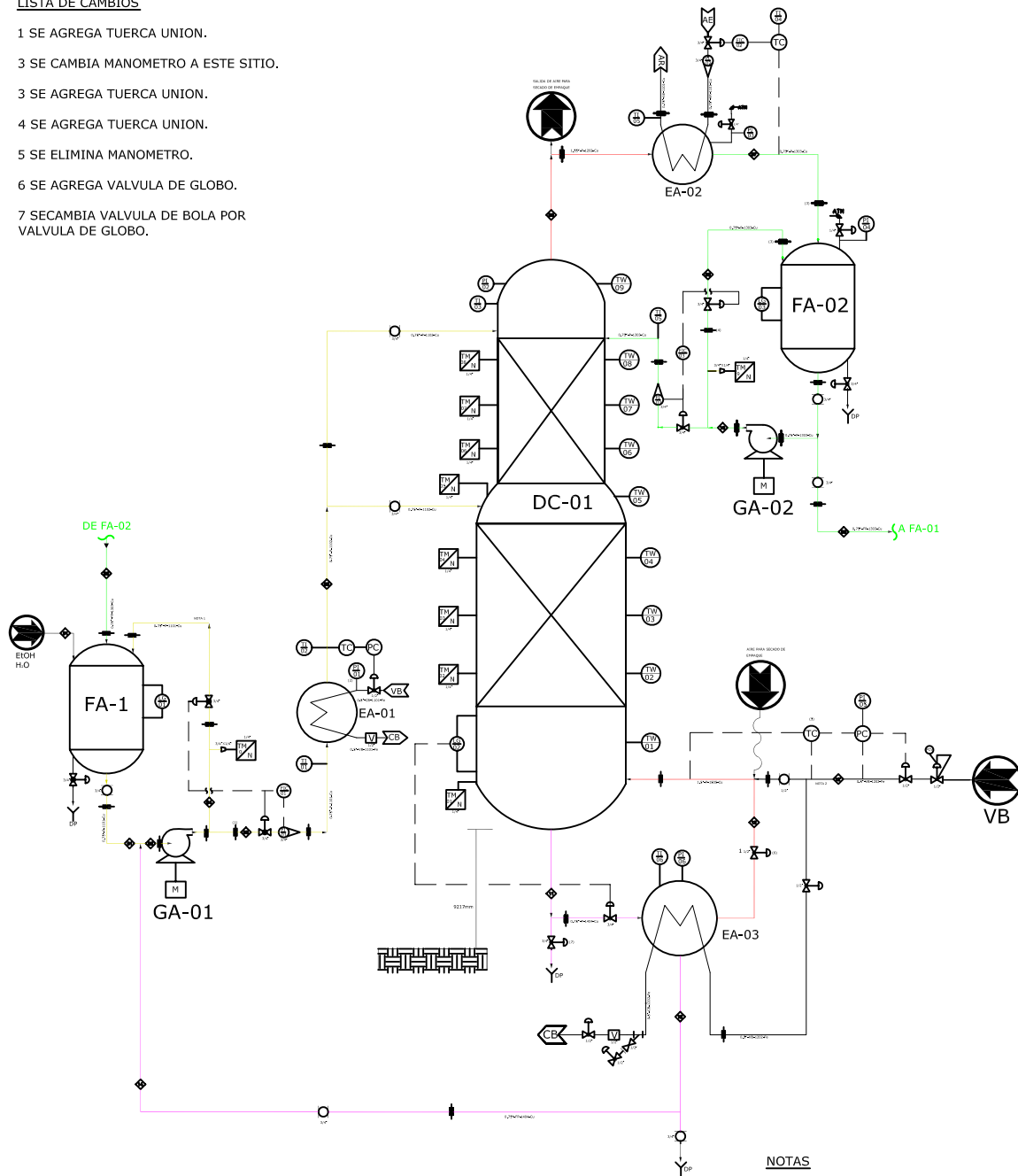
DIAGRAMAS PARA LA COLUMNA

DC-01

- ✓ DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP).
- ✓ DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (DTI).
- ✓ PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (PLG).

LISTA DE CAMBIOS

- 1 SE AGREGA TUERCA UNION.
- 3 SE CAMBIA MANOMETRO A ESTE SITIO.
- 3 SE AGREGA TUERCA UNION.
- 4 SE AGREGA TUERCA UNION.
- 5 SE ELIMINA MANOMETRO.
- 6 SE AGREGA VALVULA DE GLOBO.
- 7 SECAMBIA VALVULA DE BOLA POR VALVULA DE GLOBO.

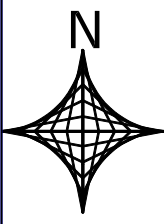


NOTAS

- 1.- TODAS LAS LINEAS DE PROCESO SON DE COBRE.
- 2.- TODAS LAS LINEAS DEL SERVICIO VAPOR SON DE FIERRO NEGRO.

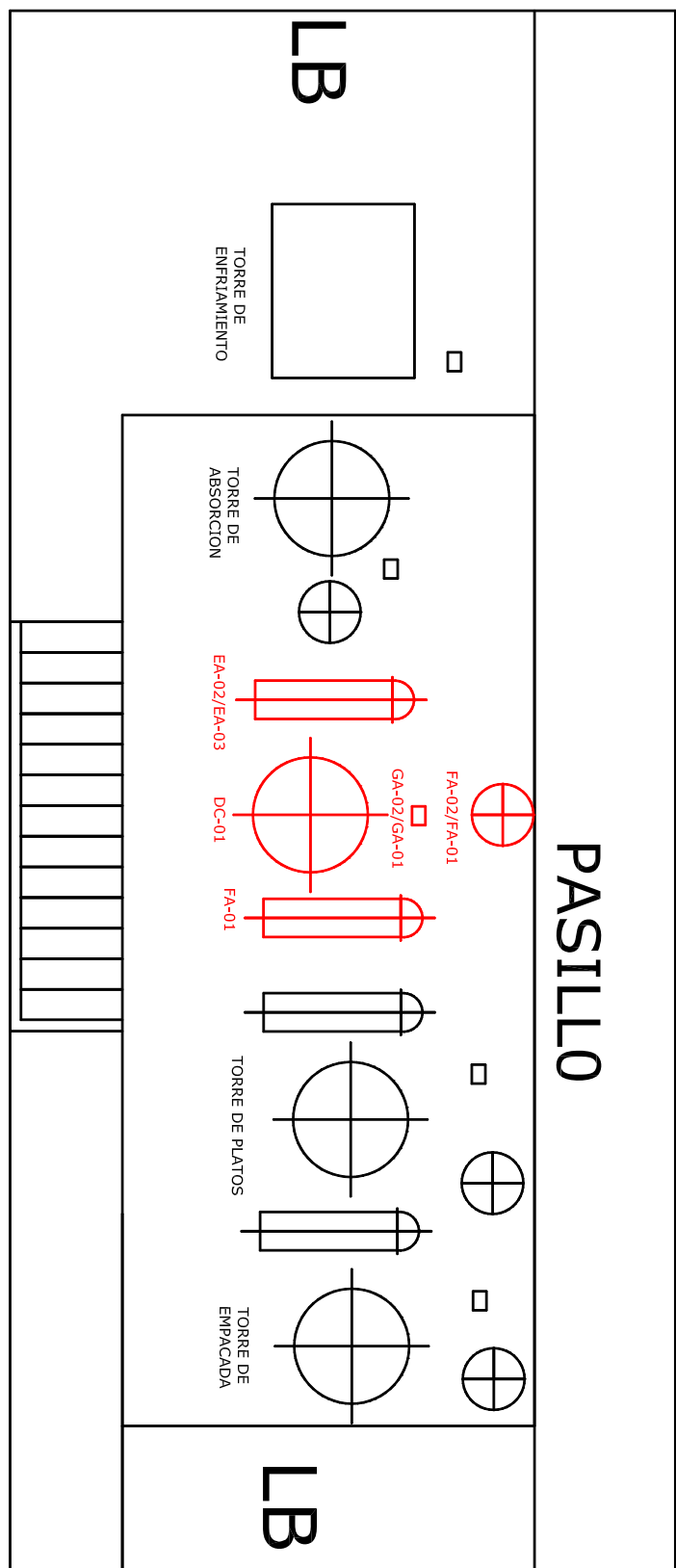
Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP- 26/05/2009	Nombre archivo DTI DE TEE	Fecha 26/05/2009	Escala NA
UNAM-FESC-LEM 1000			DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION		
TORRE DE EMPAQUE ESTRUCTURADO			Edición 04	Lámina 1/1	

1	2	3	4
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma
			Revisado



A
B
C
D
E
F

A
B
C
D
E
F



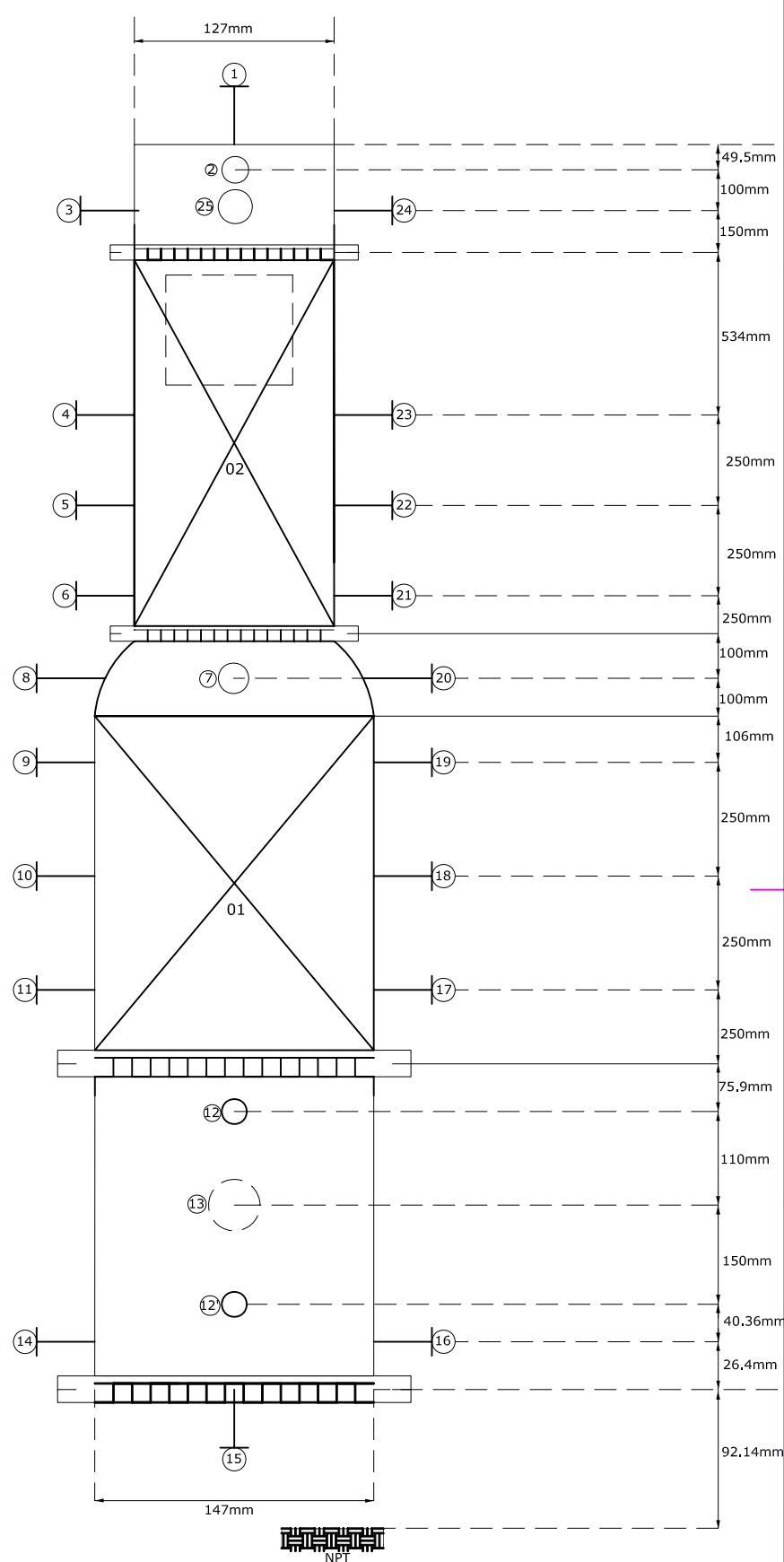
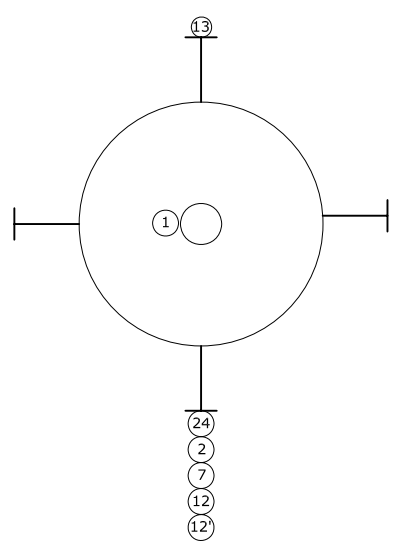
Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por JAMG	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP - 24/03/09	Nombre de archivo PLG	Fecha 24/03/10	Escala NA
UNAM-FESC-LEM 1000		PLG PARA DC-01			
1 DE 1				Edición 0	Lámina 1/1

ANEXO 2

HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE LA COLUMNA DC-01

- ✓ HOJA DE ESPECIFICACIONES PRINCIPAL (1 DE 7).
- ✓ DETALLE DE SOPORTES DE EMPAQUE (2 DE 7).
- ✓ DETALLE DE CABEZAL DE FONDOS (3 DE 7).
- ✓ DETALLE DE SECCIÓN EMPACADA 01 (4 DE 7).
- ✓ DETALLE DE REDUCCIÓN (5 DE 7).
- ✓ DETALLE DE LA SECCIÓN 02 (6 DE 7).
- ✓ DETALLE DEL CABEZAL DE DESTILADOS (7 DE 7).

1	2	3	4
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma
			Revisado

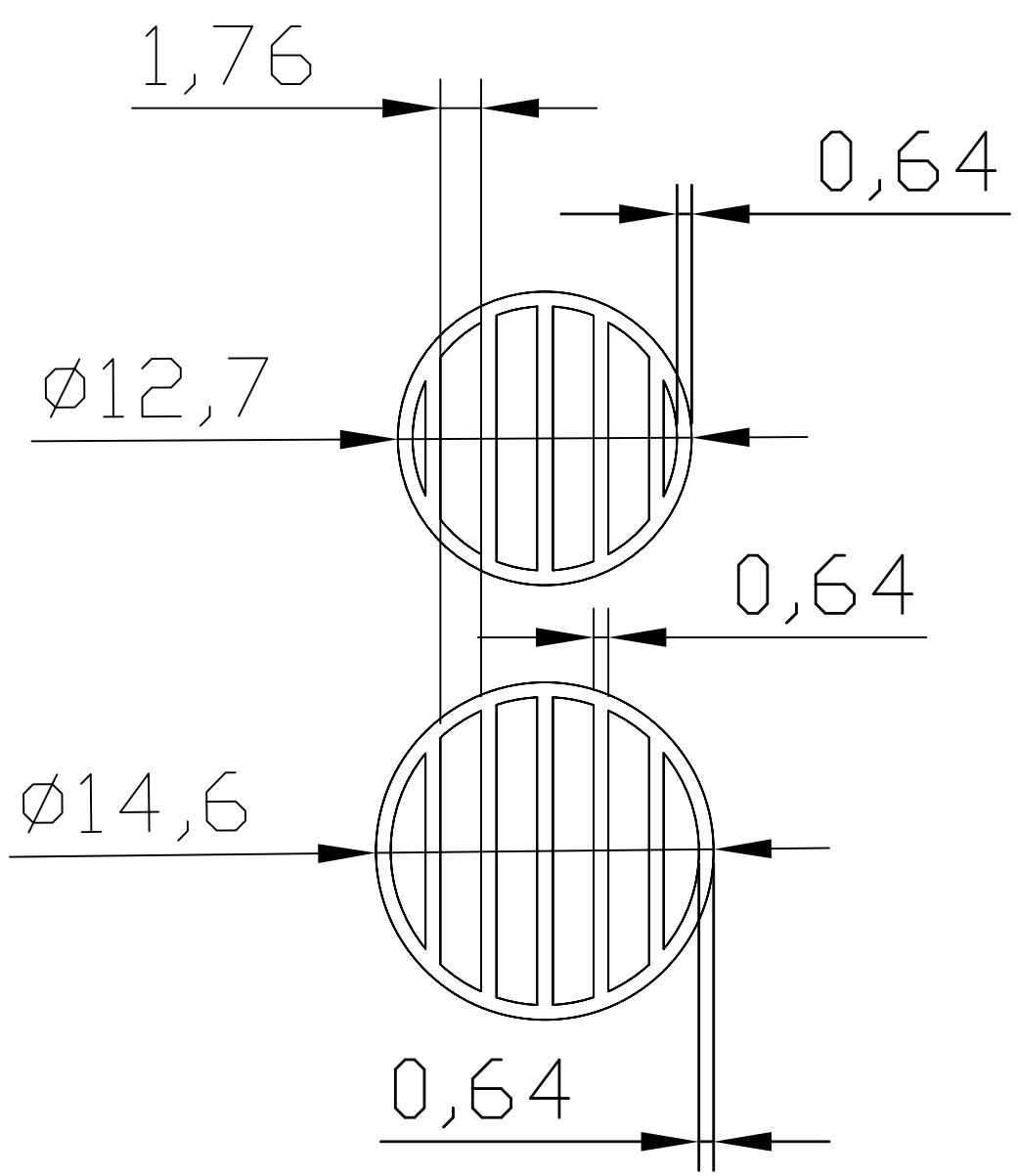


EQUIPO Torre con empaque estructurado mellapak 250Y TAG DC-01
 DIAMETRO Sección 01 de 147mm y sección 02 de 127mm
 ALTURA 3060 mm TAPAS Planas
 T. DE OP. 80°C P. DE OP. 586 mm de Hg
 T. DE DIS. 100°C P. DE DIS.
 MATERIAL Acero inoxidable calibre 16 tipo 304



BOQUILLA	Ø NPT (In)	Long (cm)	FUNCION
01	1 1/2	2.5	SALIDA DE DESTILADOS
02	1/2	2.5	TERMOMETRO
03	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
04	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
05	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
06	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
07	3/4	2.5	ALIMENTACION DE LA TORRE
08	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
09	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
10	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
11	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
12	1/2	2.5	VIDRIO DE NIVEL
12'	1/2	2.5	VIDRIO DE NIVEL
13	1 1/2	2.5	ENTRADA DE VAPOR DE EA-03 O VAP VIVO
14	1/4	2.5	TOMA DE MUESTRA
15	3/4	2.5	SALIDA DE FONDOS A EA-03
16	1/2	2.5	TERMOPAR
17	1/2	2.5	TERMOPAR
18	1/2	2.5	TERMOPAR
19	1/2	2.5	TERMOPAR
20	1/2	2.5	TERMOPAR
21	1/2	2.5	TERMOPAR
22	1/2	2.5	TERMOPAR
23	1/2	2.5	TERMOPAR
24	1/2	2.5	TERMOPAR
25	3/4	2.5	RECIRCULACION DE CONDENSADOS

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP - 00/00/00	Nombre de archivo HE d' TEE	Fecha 09/08/2009	Escala NA
		HOJA DE ESPECIFICACIONES PRINCIPAL			
UNAM-FESC-LEM 1000		TORRE COMPLETA		Edición 01	Lámina 1/7

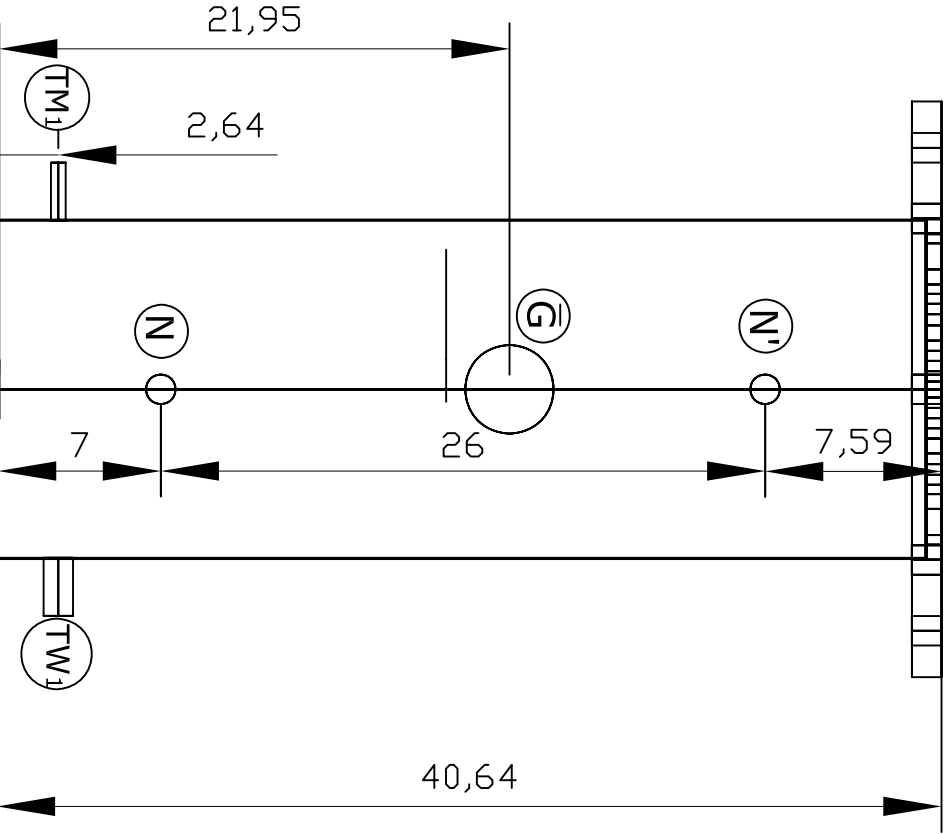
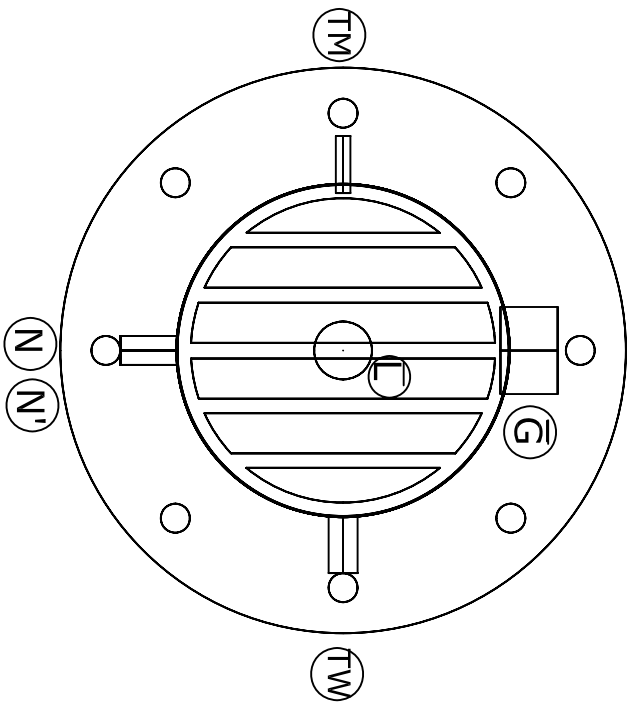
1	2	3	4
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma
			Revisado



Grosor=0.635
Altura=0.635

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por JAMG	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP- 02/02/11	Nombre de archivo INT	Fecha 02/02/11	Escala cm
 UNAM-FESC-LEM 1000		 SOPORTES DE EMPAQUE		Edición 0	Lámina 2/7
INTERNOS					

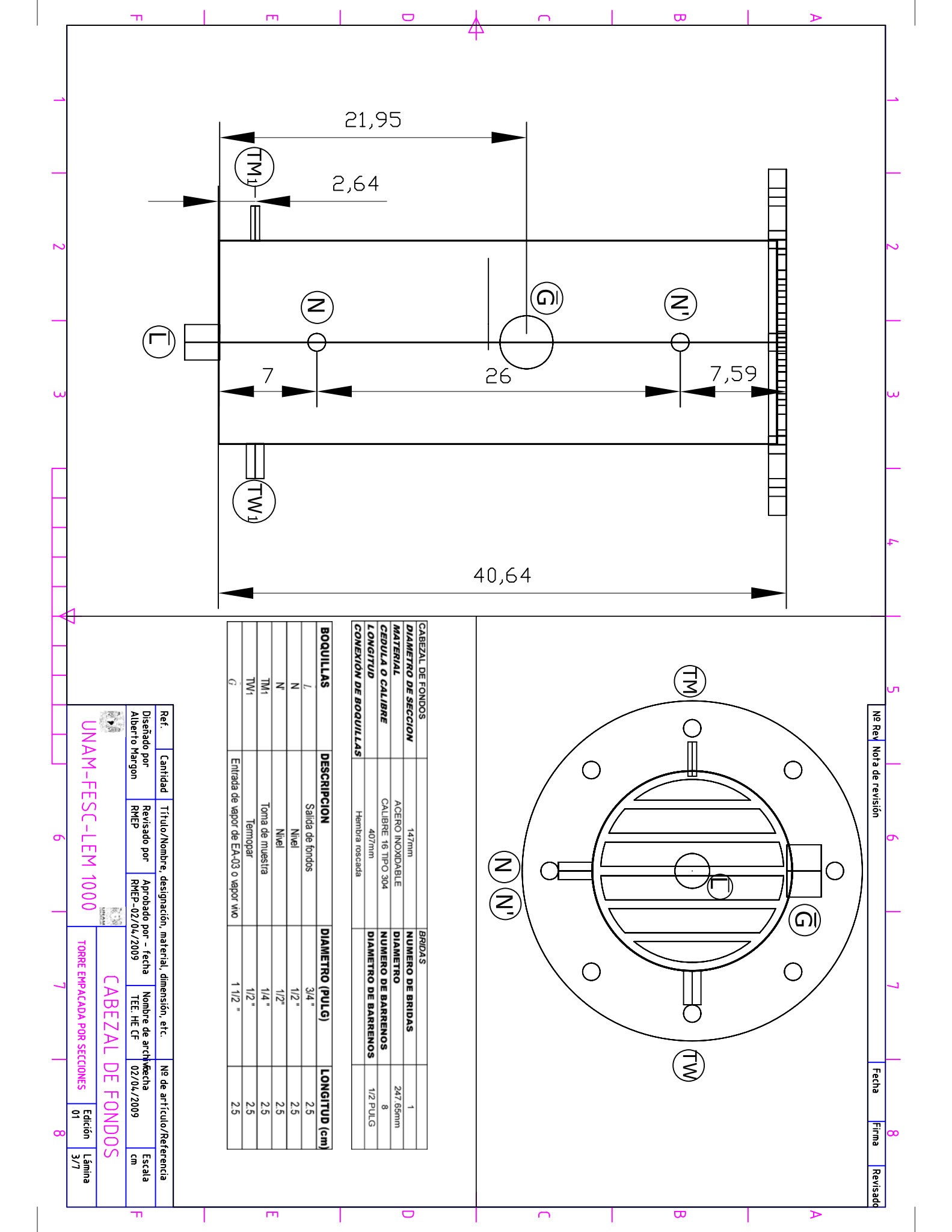
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma	Revisado
--------	------------------	-------	-------	----------

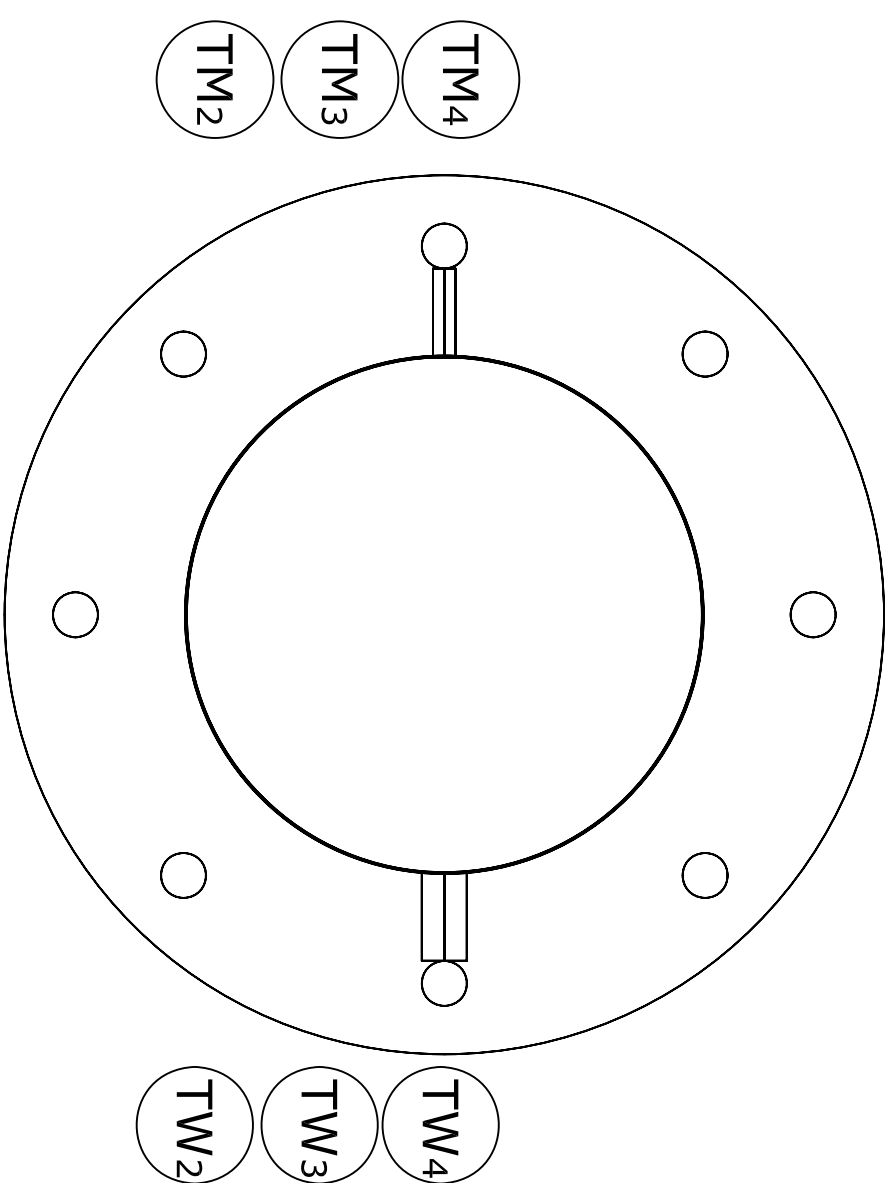


CABEZAL DE FONDOS		BRIDAS	
DIAMETRO DE SECCION	147mm	NUMERO DE BRIDAS	1
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE	DIAMETRO	247,65mm
CEBULA O CALIBRE	CALIBRE 16 TIPO 304	NUMERO DE BARRENOS	8
LONGITUD	407mm	DIAMETRO DE BARRENOS	1/2 PULG
CONEXION DE BOQUILLAS	Hembra roscada		

BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)	LONGITUD (cm)
L	Salida de fondos	3/4"	2,5
N	Nivel	1/2"	2,5
N'	Nivel	1/2"	2,5
TM1	Toma de muestra	1/4"	2,5
TM1	Temopar	1/2"	2,5
G	Entrada de vapor de EA-03 o vapor w/o	1 1/2"	2,5

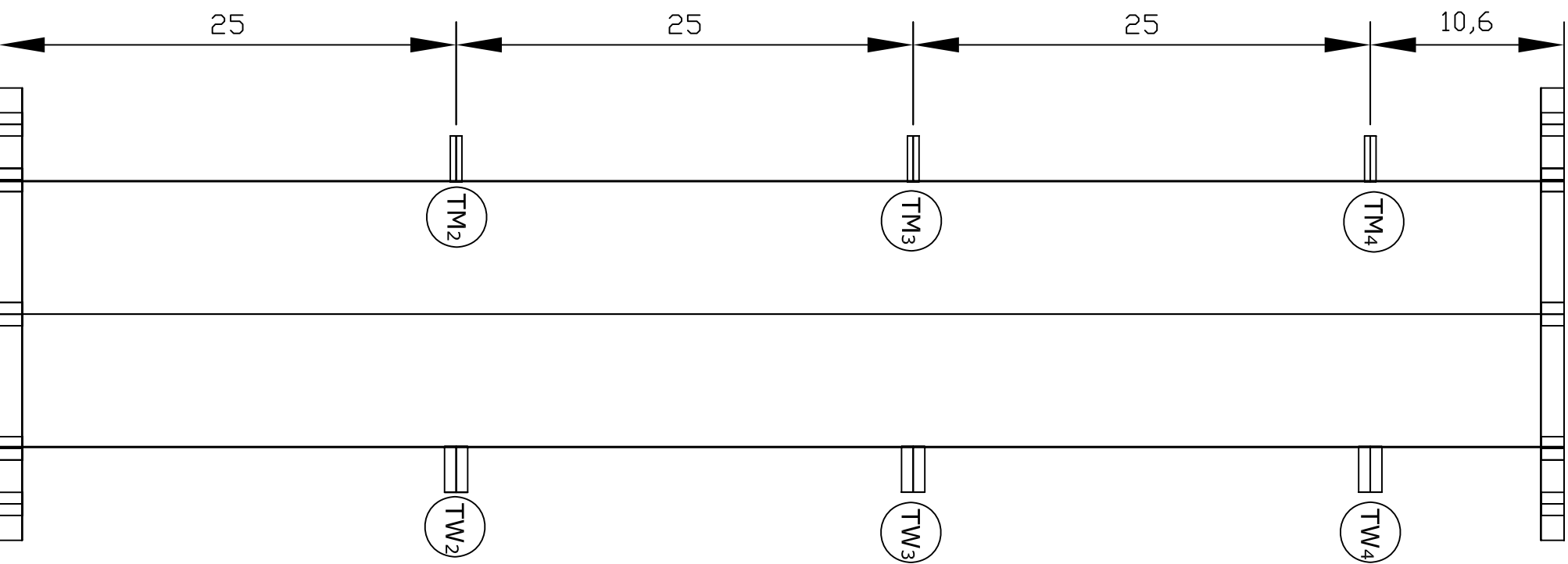
Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.	Nº de artículo/Referencia
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP-02/04/2009	Nombre de arch. TEE HE CF
UNAM-FESC-LEM 1000		CABEZAL DE FONDOS	
TORRE EMPACADA POR SECCIONES		Edición 01	
		Lámina 3/7	





SECCION 01		BRIDAS	
DIAMETRO DE SECCION	147mm	NUMERO DE BRIDAS	2
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE	DIAMETRO	9.75 PULG (247.65mm)
CEDULA O CALIBRE	CALIBRE 16 TIPO 304	NUMERO DE BARENOS	8
LONGITUD	862.4mm	DIAMETRO DE BARENOS	1/2 PULG
CONEXION DE BOQUILLAS	Hembra roscada		

BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)
TM2	Toma de muestra	1/4 "
TM3	Toma de muestra	1/4 "
TM4	Toma de muestra	1/4 "
TW2	Termopar	1/2 "
TW3	Termopar	1/2 "
TW4	Termopar	1/2 "



Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.	No de artículo/Referencia
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP-02/04/2009	Nombre de archivo/fecha TEE SEC 01 02/04/2009
Escala cm			

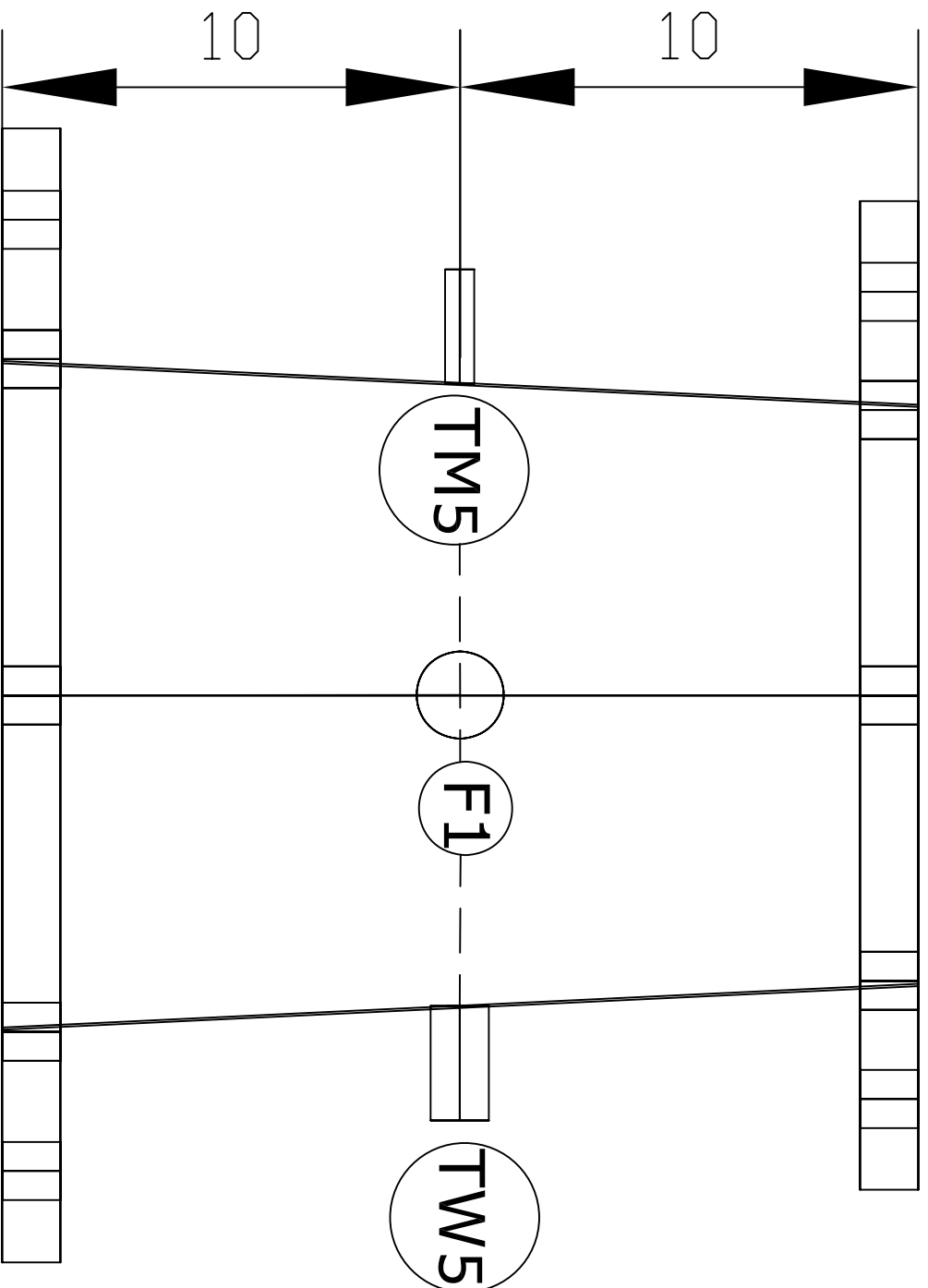
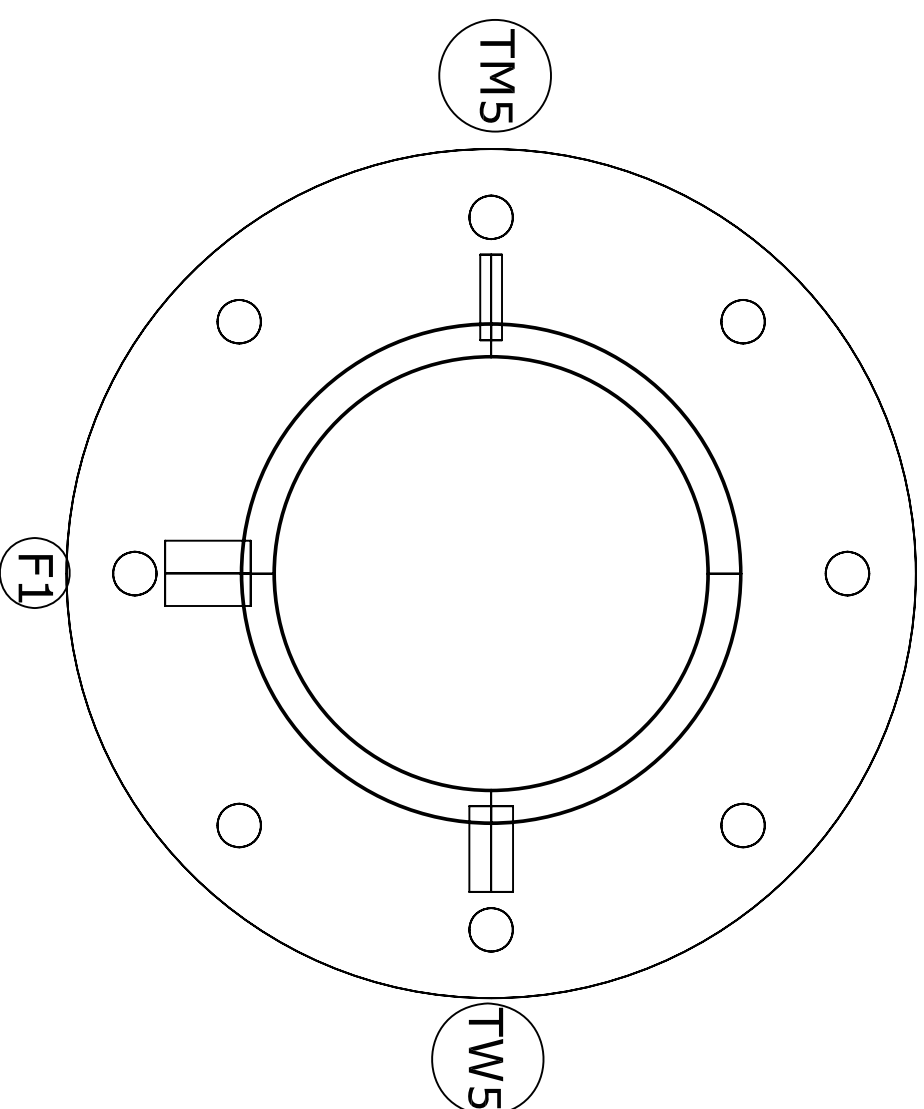
SECCION EMPACADA01

UNAM-FESC-LEM 1000

TORRE EMPACADA POR SECCIONES

Edición
01

Lámina
4/7



REDUCCION		BRIDAS	
DIAMETRO DE SECCION	DE 147mm A 12.7mm	NUMERO DE BRIDAS	2
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE	DIAMETRO BRIDA 02	8.5PULG (215.9mm)
CEDULA O CALIBRE	CALIBRE 16 TIPO 304	DIAMETRO BRIDA 01	9.75PULG (247.65mm)
LONGITUD	200mm	NUMERO DE BARRENOS	8
CONEXIÓN DE BOQUILLAS	Hembra rosca	DIAMETRO DE BARRENOS	1/2 PULG

BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)	LONGITUD (cm)
F1	Alimentacion de la torre	3/4 "	2.5
TM5	Toma de muestra	1/4 "	2.5
TW5	Termopar	1/2 "	2.5

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.	No de artículo/Referencia
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP - 02/04/2009	Nombre de archivo TEE RED
		Fecha 02/04/2009	Escala cm

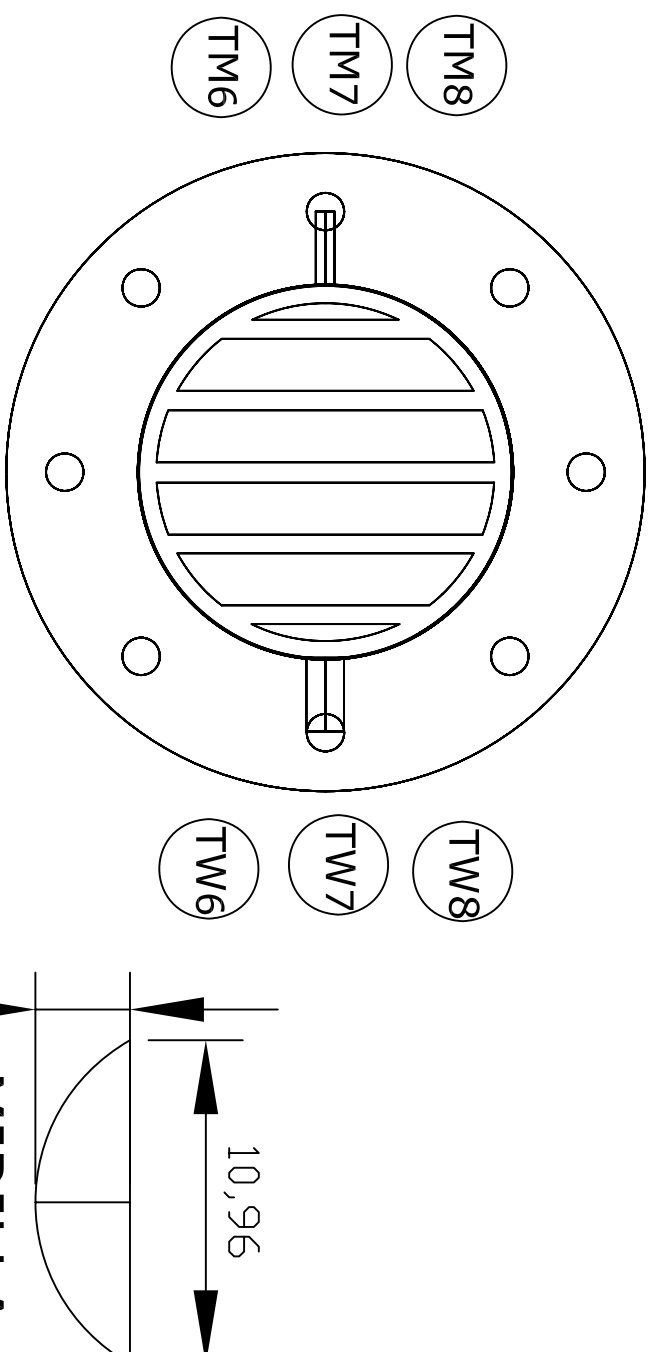
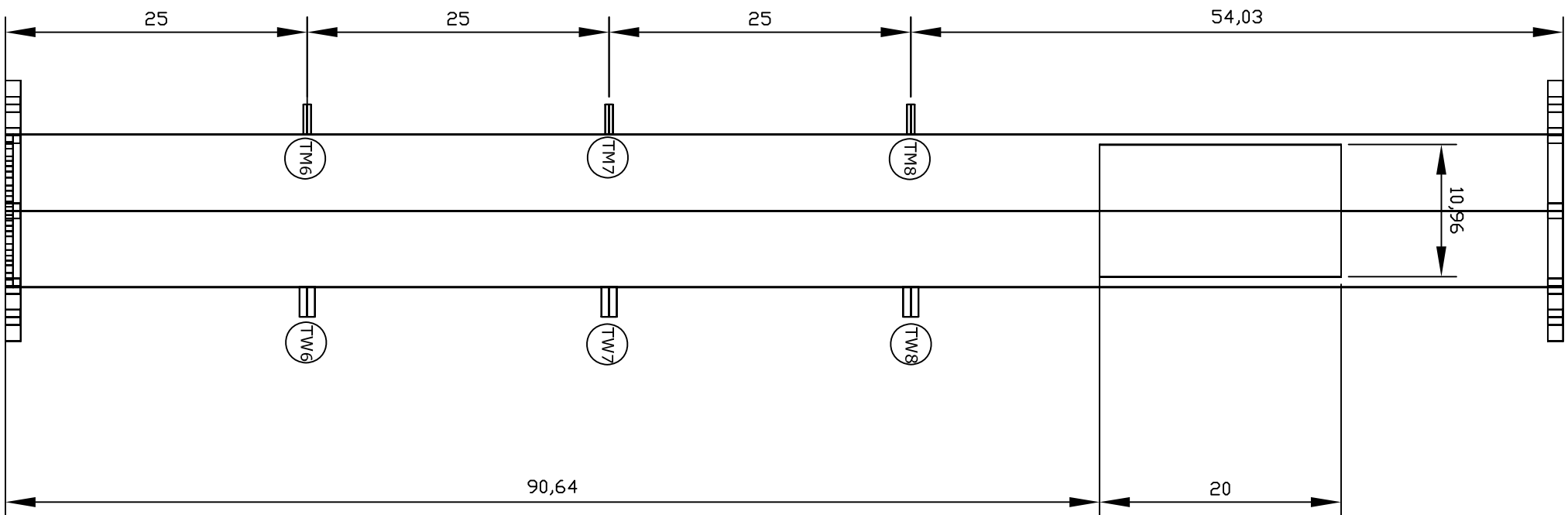


UNAM-FESC-LEM 1000

REDUCCION

TORRE EMPACADA POR SECCIONES

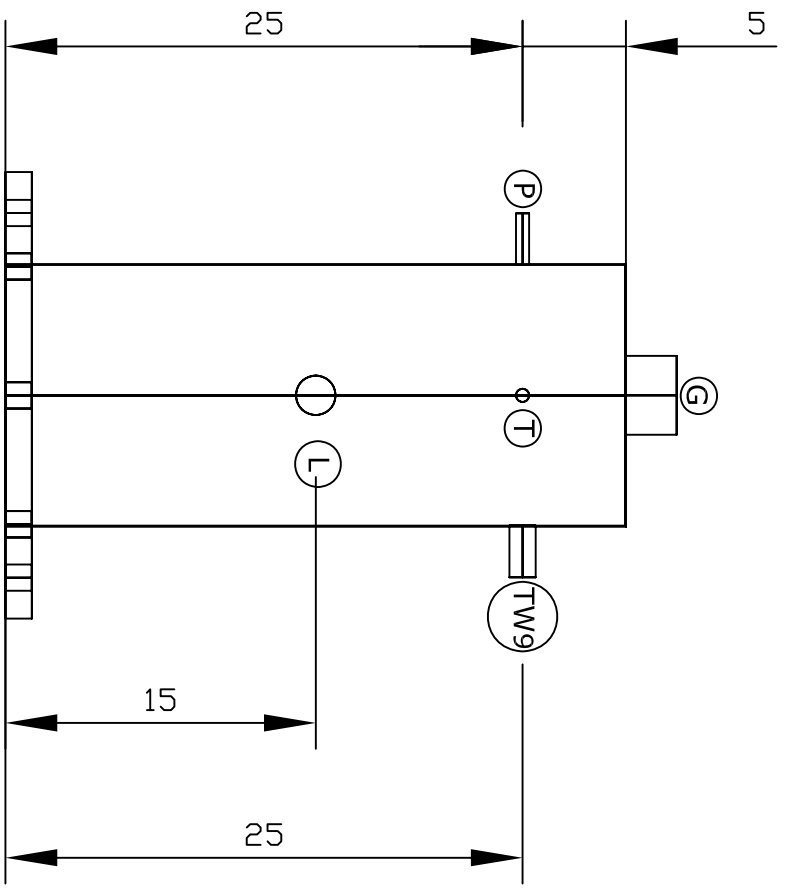
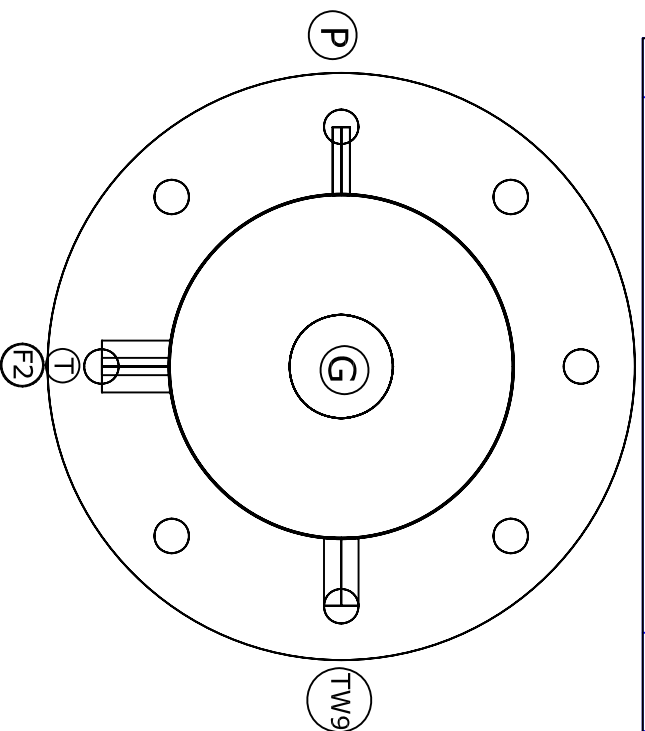
Edición 01 Lámina 5/7



SECCION 02		BRIDAS	
DIAMETRO DE SECCION	127mm	NUMERO DE BRIDAS	2
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE	DIAMETRO	8.5PULG (215.9cm)
CEDULA O CALIBRE	CALIBRE 16 TIPO 304	NUMERO DE BARENOS	8
LONGITUD	1290.4 mm	DIAMETRO DE BARENOS	1/2 PULG
CONEXIÓN DE BOQUILLAS	Hembra roscada	MIRILLA	Piex de 20cm de longitud

BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)	LONGITUD (cm)
TM6	Toma de muestra	1/4 "	2.5
TM7	Toma de muestra	1/4 "	2.5
TM8	Toma de muestra	1/4 "	2.5
TW6	Termopar	1/2 "	2.5
TW7	Termopar	1/2 "	2.5
TW8	Termopar	1/2 "	2.5

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.	No de artículo/Referencia
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP-02/04/2009	Nombre de archivo TEE SEC 02
UNAM-FESC-LEM 1000		SECCION EMPACADA02	
TORRE EMPACADA POR SECCIONES		Edición 01	Lámina 6/7



CABEZAL DE DESTILADOS		BRIDAS	1
DIAMETRO DE SECCION	127mm	NUMERO DE BRIDAS	1
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE	DIAMETRO	8 SPULG (215.9mm)
CEDULA O CALIBRE	CALIBRE 16 TIPO 304	NUMERO DE BARENOS	8
LONGITUD	300 mm	DIAMETRO DE BARENOS	1/2 PULG
CONEXIÓN DE BOQUILLAS	Hembra rosca		
BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)	LONGITUD (cm)
L	Recirculación de condensados	3/4 "	2.5
P	Manometro	1/4 "	2.5
T	Termometro	1/2 "	2.5
TW9	Tempor	1/2 "	2.5
G	Salida de destilados	1 1/2 "	2.5

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.	Nº de artículo/Referencia
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP-02/04/2009	Nombre de archivo TEE CAB DEST 02/04/2009

CABEZAL DE DESTILADOS

UNAM-FESC-LEM 1000

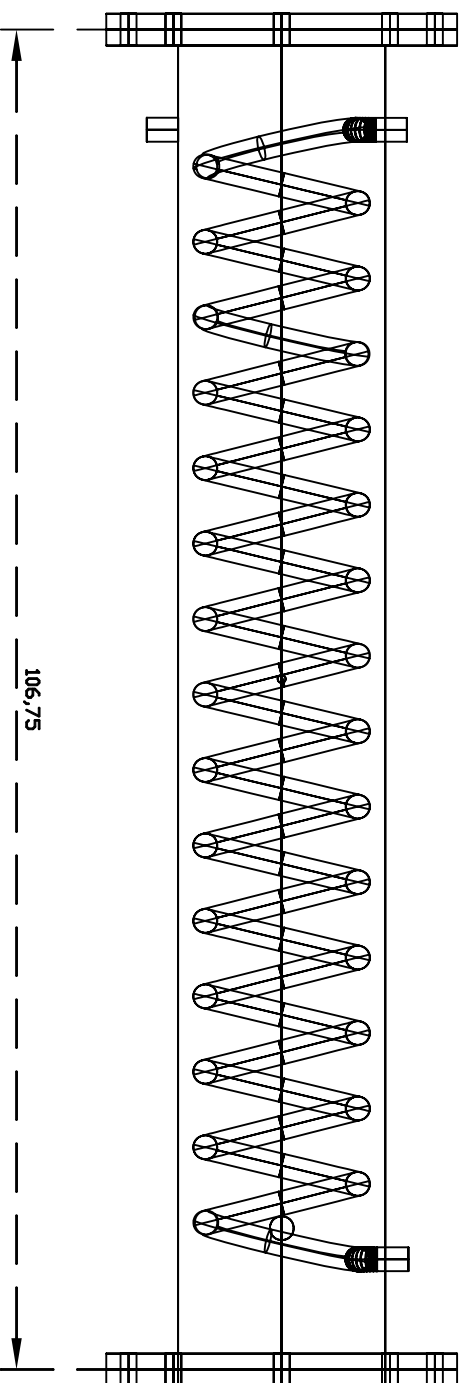
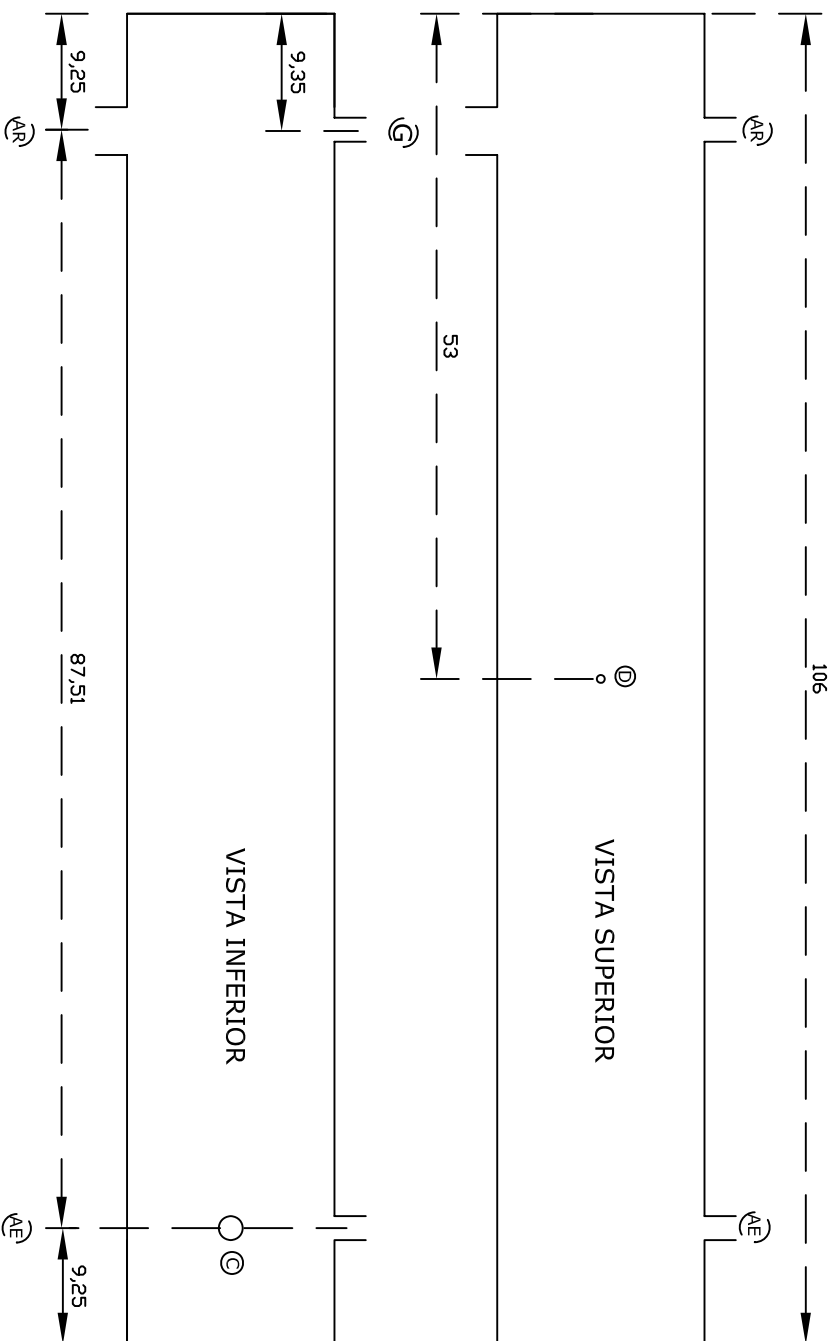
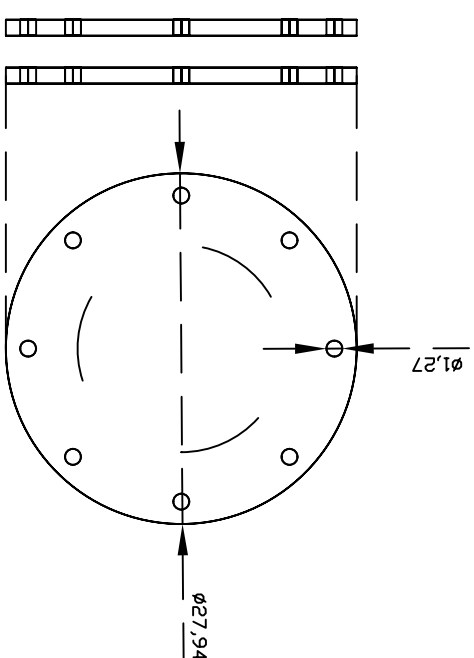
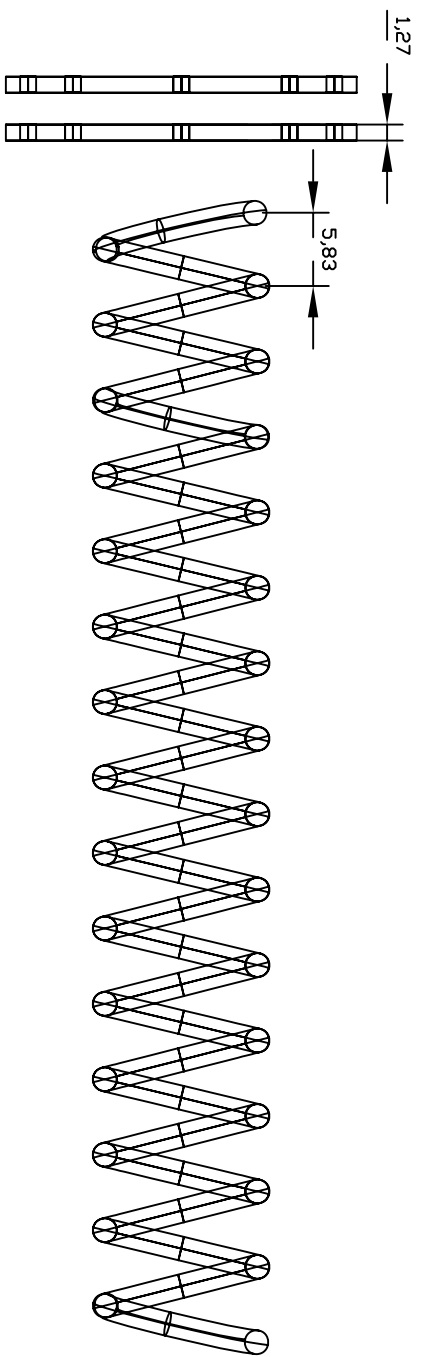
TORRE EMPACADA POR SECCIONES

Edición 01
Lámina 7/7

ANEXO 3

HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES DE LA COLUMNA DC-01

- ✓ HOJA DE ESPECIFICACIONES DEL CONDENSADOR EA-02.
- ✓ HOJA DE ESPECIFICACION DEL TANQUE DE ALIMENTACIÓN FA-01.
- ✓ HOJA DE SEPECIFICACION DEL TANQUE DE CONDENSADOS FA-02.



CORAZA	
DIAMETRO MATERIAL	165.1mm ACERO INOXIDABLE
CECULA O CALIBRE	CALIBRE 16 TIPO 304
LONGITUD CONEXION DE BOQUILLAS	1067.5 mm Hembra roscada
NUMERO DE BRIDAS	4
DIAMETRO DE BRIDAS	279.4 mm
NUMERO DE BARENOS	8
DIAMETRO DE BARENOS FLUIDO MANEJADO	12.7mm DESTILADO DE TORRE EMPACADA
SERPENTIN	
TIPO DE SERPENTIN	HELICOIDAL
DIAMETRO DEL TUBO DEL SERPENTIN	19.05mm
DIAMETRO DEL SERPENTIN MATERIAL	140 mm COBRE
CECULA O CALIBRE	CALIBRE 20
LONGITUD	901.7mm
NUMERO DE VUELTAS FLUIDO MANEJADO	15 AGUA DE ENFRIAMIENTO

BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)	LONGITUD (cm)
AE	Agua de enfriamiento	3/4 (2.5
AR	Agua de retorno	3/4 (2.5
C	Salida de condensado	3/4 (2.5
D	Destfoge	1/4 (2.5
G	Entrada de destilado	1 1/2 (2.5

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.	Nº de artículo/Referencia
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP-03/04/2009	Nombre de arch CS D' TEE 03/04/2009

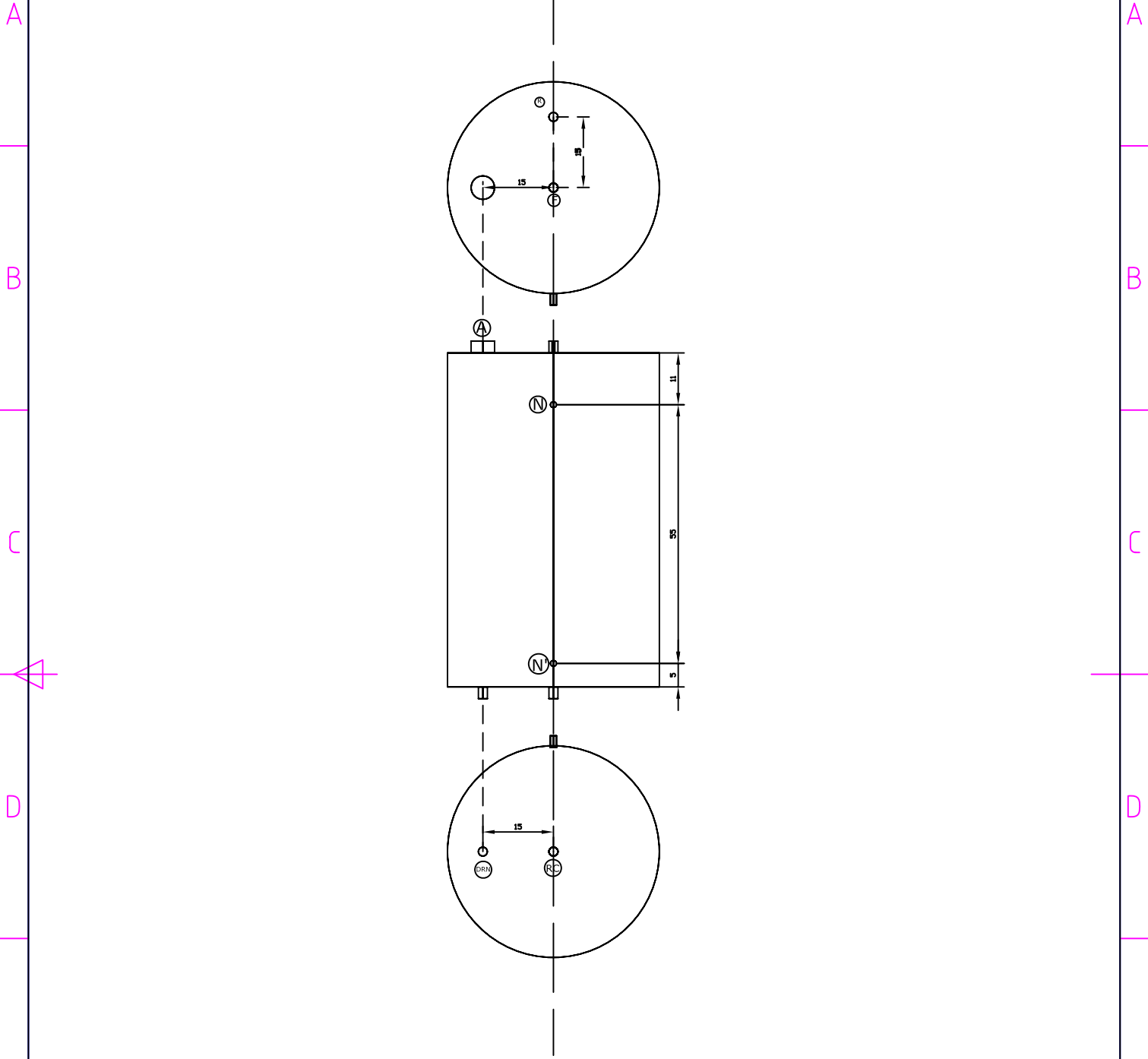


UNAM-FESC-LEM 1000



CONDENSADOR DE SERPENTIN

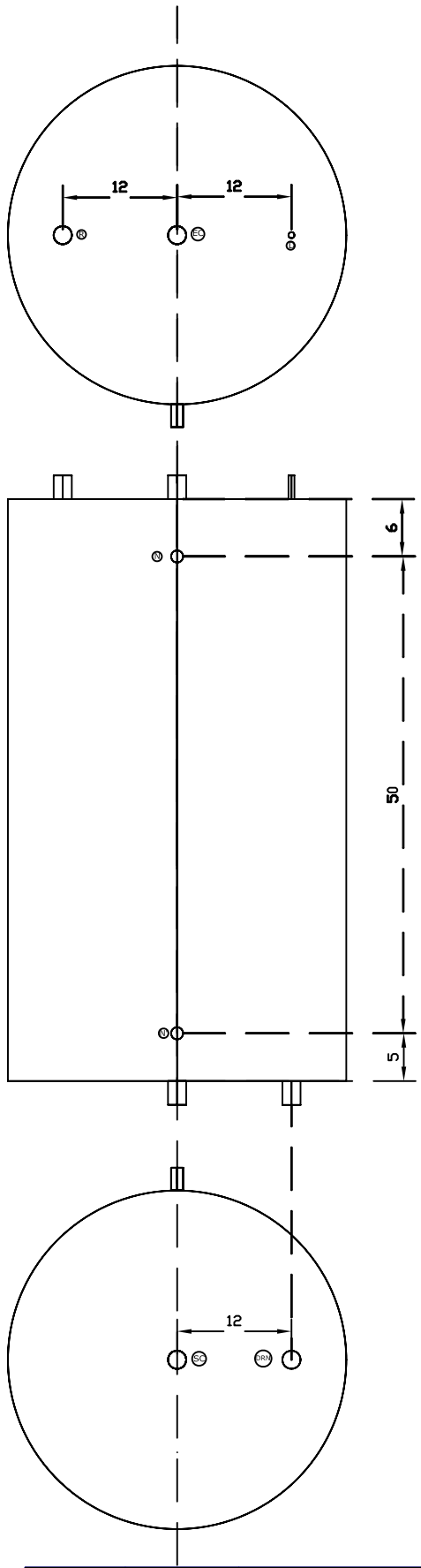
EQUIPO AUXILIAR TEE

Edición 00 Lámina 1/2



TANQUE DE ALIMENTACION		BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)	LONGITUD (cm)
DIAMETRO	450mm	A	Alimentacion del tanque	2"	2.5
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE	F	Alimentacion a la torre	3/4"	2.5
CEDULA O CALIBRE	CALIBRE 16 TIPO 304	DRN	Dren	3/4"	2.5
LONGITUD	760 mm	N	Nivel	1/2"	2.5
CONEXIÓN DE BOQUILLAS	Hembra roscada	N'	Nivel	1/2"	2.5
		RC	Condensados	3/4"	2.5
		R	Recirculacion	3/4"	2.5

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP-03/04/2009	Nombre de archivo TA d' TEE	Fecha 03/04/2009	Escala cm
				TANQUE DE ALIMENTACION	
UNAM-FESC-LEM 1000			EQUIPO AUXILIAR TEE		Edición 01
					Lámina 1/2



TANQUE DE CONDENSADOS	
DIAMETRO	355mm
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE
CEDULA O CALIBRE	calibre 16 tipo 304
LONGITUD	610 mm
CONEXIÓN DE BOQUILLAS	Hembra roscada

BOQUILLAS	DESCRIPCION	DIAMETRO (PULG)	LONGITUD (cm)
D	Desfoge	1/4"	2.5
DRN	Dren	3/4"	2.5
EC	Entrada de Condensados	3/4"	2.5
N	Nivel	1/2"	2.5
N'	Nivel	1/2"	2.5
SC	Salida de Condensados	3/4"	2.5

Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por Alberto Margon	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP-8/04/2009	Nombre de archivo T C d' TEE	Fecha 08/04/2009	Escala cm
		TANQUE DE CONDENSADOS			
UNAM-FESC-LEM 1000			EQUIPO AUXILIAR DE TEE	Edición 01	Lámina 2/2

ANEXO 4

GUÍA MECÁNICA Y LISTA DE INSTRUMENTOS PARA EL EQUIPO DE DESTILACIÓN COMPLETO.

- ✓ GUÍA MECÁNICA
- ✓ LISTA DE INSTRUMENTOS.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

CLIENTE: NAVE 1000.

LUGAR: FES CUAUTITLÁN.

PROYECTO No: 01-TEE-DC-01.

REVISIÓN	FECHA	ELABORÓ	APROBÓ
1	14/02/2010	J.A.M.G	R.M.E.P

**GUIÁ MECÁNICA PARA LA COLUMNA DC-01 Y SUS
EQUIPOS AUXILIARES.**

GUÍA MECÁNICA PARA LA TORRE DE EMPAQUE ESTRUCTURADO DC-01

No.	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN DE LOS BIENES E INSUMOS REQUERIDOS	UNIDAD
1	2	Bomba tipo 1RF4 25A-2YC34 de 1/4HP	pieza
2	11	Codo de 90° 1/4 de de pulgada fierro	pieza
3	1	Codo de 90° 1/2 de pulgada de fierro	pieza
4	8	Codos de 90° de 1/2 de pulgada de fierro negro	pieza
5	24	Codos de 90° de 3/4 de pulgada de cobre	pieza
6	3	Codos de 90° de 1 1/2 de pulgada de cobre	pieza
7	4	Cola de cochino de 1/4 de pulgada	pieza
8	3	Cola de cochino de 1/2 de pulgada	pieza
9	1	Convertidor de rosca a soldable 1/4 de pulgada de fierro	pieza
10	45	Convertidor rosca a soldable de 3/4 de pulgada de cobre	pieza
11	9	Convertidor rosca a soldable de 3/4 de pulgada de fierro	pieza
12	7	Convertidor rosca a soldable de 1 1/2 de pulgada de cobre	pieza
13	32	Cople de 1/4de pulgada de fierro	pieza
14	1	Cople de 1/2 de pulgada de cobre	pieza
15	3	Cople de 1/2 de pulgada de fierro	pieza
16	40	Cople de 3/4 de pulgada de cobre	pieza
17	10	Cople de 3/4 de pulgada de fierro negro	pieza
18	10	Cople de 1 1/2 de pulgada de cobre	pieza
19	1	Filtro Y de 1/2 pulgada de fierro	pieza
20	2	Reducción de 3/4X1/4 pulgadas de bronce	pieza
21	2	TEE de 1/4 de pulgada de fierro	pieza
22	15	TEE de 3/4 de pulgada de cobre	pieza
23	1	TEE de 3/4 de pulgada de fierro negro	pieza
24	1	TEE de 1 1/2 de pulgada de cobre	pieza
25	3	Tubo de 3/4 de pulgada de cobre, tramo de 6.10m	pieza
26	1	Tubo de fierro negro de 1/2 pulgadas de cobre, tramo de 6.10	pieza
27	1	Tubo de cobre de 1 1/2 pulgadas de cobre, tramo de 6.10	pieza
28	10	Tubo flexible para luz galvanizado de 1/2 de pulgada	metros
29	4	Tuerca unión de 1/2 de pulgada de fierro negro	pieza
30	11	Tuerca unión de 3/4 de pulgada de cobre	pieza
31	3	Tuerca unión de 1 1/2 de pulgada de cobre	pieza
32	2	Trampa de vapor de 1/2 pulgada de fierro	pieza
33	1	Válvula de bola roscable de 1/2 de pulgada de fierro	pieza
34	7	Válvula de bola roscable de 3/4 de pulgada de bronce o latón	pieza
35	5	Válvula de globo roscable de 1/2 de pulgada de fierro	pieza
36	12	Válvula de globo roscable de 1/4 de pulgada de bronce	pieza
37	9	Válvula de globo roscable de 3/4 de pulgada de bronce 125 libras SWP, 250 libras WOG	pieza
38	2	Válvula de globo roscable de 1 1/2 de pulgada de fierro	pieza
39	1	Válvula reguladora de vapor de 1/2 pulgada	pieza



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

CLIENTE: NAVE 1000.
LUGAR: FES CUAUTITLÁN.
PROYECTO No: 01-TEE-DC-01.

REVISIÓN	FECHA	ELABORÓ	APROBÓ
1	14/02/2010	J.A.M.G	R.M.E.P

**LISTA DE INSTRUMENTOS PARA LA COLUMNA DC-01 Y
SUS EQUIPOS AUXILIARES.**

LISTA DE INSTRUMENTOS PARA LA COLUMNA DC-01 Y SUS EQUIPOS AUXILIARES.

IDENTIF EN DTI	INSTRUMENTO	FUNCIÓN	TIPO	RANGO DE OP O MEDIDA	MARCA	CARACTERÍSTICAS
FIC-1	ROTÁMETRO	Regular el flujo de alimentación de DC-1	Vidrio	0.25 A 2.5 GPM	KING instruments	Flotador de acero inoxidable, tubo de vidrio de borosilicato.
FIC-2	ROTÁMETRO	Regular la recirculación a DC-1	Vidrio	0.1-1.0 GPM	KING instruments	Flotador de acero inoxidable, tubo de vidrio de borosilicato.
FIC-3	ROTÁMETRO	Regular el flujo de agua de enfriamiento de EA-2	Acrílico	0.5 A 5GPM	Blue white	Modelo F-40500LN8
LI-1	VÁLVULAS PARA NIVEL	Indica el nivel de tanque de alimentación FA-1	Acero inoxidable	1/2 pulg	ARA	Un juego
LI-2	VÁLVULAS PARA NIVEL	Indica el nivel de fondos en la torre DC-1	Acero inoxidable	1/2 pulg	ARA	Un juego
LI-3	VÁLVULAS PARA NIVEL	Indica el nivel de tanque de condensados FA-2	Acero inoxidable	1/2 pulg	ARA	Un juego
PI-1	INDICADOR DE PRESION	Indicador de presión de vapor de entrada a EA-01	Bourdon	0-60 psi	Cole-parmer	1/4 PULG NPT Modelo 168047-14
PI-2	INDICADOR DE PRESION	Indicador de presión en el domo de la columna DC-01	Bourdon	0-15 psi	Cole-parmer	1/4 PULG NPT Modelo 168047-14
PI-3	INDICADOR DE PRESION	Indicador de presión de EA-02	Bourdon	0-15psi	Cole-parmer	Carátula de 2.5pulg, 1/4pulg NPT
PI-4	INDICADOR DE PRESION	Indicador de presión de FA-2	Bourdon	0-15 psi	Cole-parmer	1/4 PULG NPT Modelo 168047-14
PI-5	INDICADOR DE PRESION	Indicador de presión de vapor de media a DC-01	Bourdon	0-60psi	Cole-parmer	Carátula de 2.5pulg, 1/4pulg NPT
PI-6	INDICADOR DE PRESION	Indicador de presión de condensador EA-2	Bourdon	0-15psi	Cole-parmer	Carátula de 2.5pulg, 1/4pulg NPT
TI-1	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp.de flujo de entrada a EA-01	Bimetalito	10-150 °C	Cole-parmer	LU-108139-03
TI-2	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp.de salida de EA-01	Bimetalito	10-150 °C	Cole-parmer	LU-108139-04

TI-3	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temperatura de domo de la torre DC-01	Bimetálico	10-150 °C	Cole-parmer	LU-108139-05
TI-4	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temperatura de entrada de agua a EA-02	Bimetálico	10-150 °C	Cole-parmer	LU-108139-06
TI-5	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temperatura de salida de agua de EA-02	Bimetálico	10-150 °C	Cole-parmer	LU-108132-03
TI-6	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temperatura de reflujó proveniente de FA-02	Bimetálico	10-150 °C	Cole-parmer	LU-108139-06
TI-7	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temperatura de EA-03	Bimetálico	10-150 °C	Cole-parmer	LU-108139-07
TW-01	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de fondos en DC-01	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
TW-02	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de sección empacada 1	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
TW-03	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de sección empacada 1	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
TW-04	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de sección empacada 1	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
TW-05	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de reducción de DC-1	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable

TW-06	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de sección empacada 2	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
TW-07	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de sección empacada 2	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
TW-08	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de sección empacada 2	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
TW-09	INDICADOR DE TEMPERATURA	Indicador de temp, de domos	Termopar Tipo <i>j</i>	10-150 °C		Longitud de 3 pulg, conexión 1/2pulg M/NPT, vástago de 3/16 de acero inoxidable
	TUBO DE VIDRIO PYREX				2 m de longitud	Para elaborar los vidrios de nivel para las válvulas
	9 CARATULAS PARA INDICADOR TEMPERATURA	registra la temperatura de los termopares	3 dígitos	10-150°C		entrada para termopar tipo <i>j</i> .

ANEXO 5

MEMORIAS DE CÁLCULO.

- ✓ MC-01. GRÁFICOS T_{xy} Y x_y .
- ✓ MC-02. HETP PARA CADA SECCIÓN EMPACADA DE LA COLUMNA DC-01.
- ✓ MC-03. CAÍDA DE PRESIÓN Y LÍQUIDO RETENIDO PARA CADA SECCIÓN DE LA COLUMNA DC-01.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

CLIENTE: NAVE 1000.
LUGAR: FES CUAUTITLÁN.
PROYECTO No: 01-TEE-DC-01.

REVISIÓN	FECHA	ELABORÓ	APROBÓ
3	14/02/2010	J.A.M.G	R.M.E.P

MEMORIA DE CÁLCULO MC-01

DIAGRAMA T_{xy} Y _{xy} A 586 mm de Hg

DIAGRAMA Txy A 586 mmHg

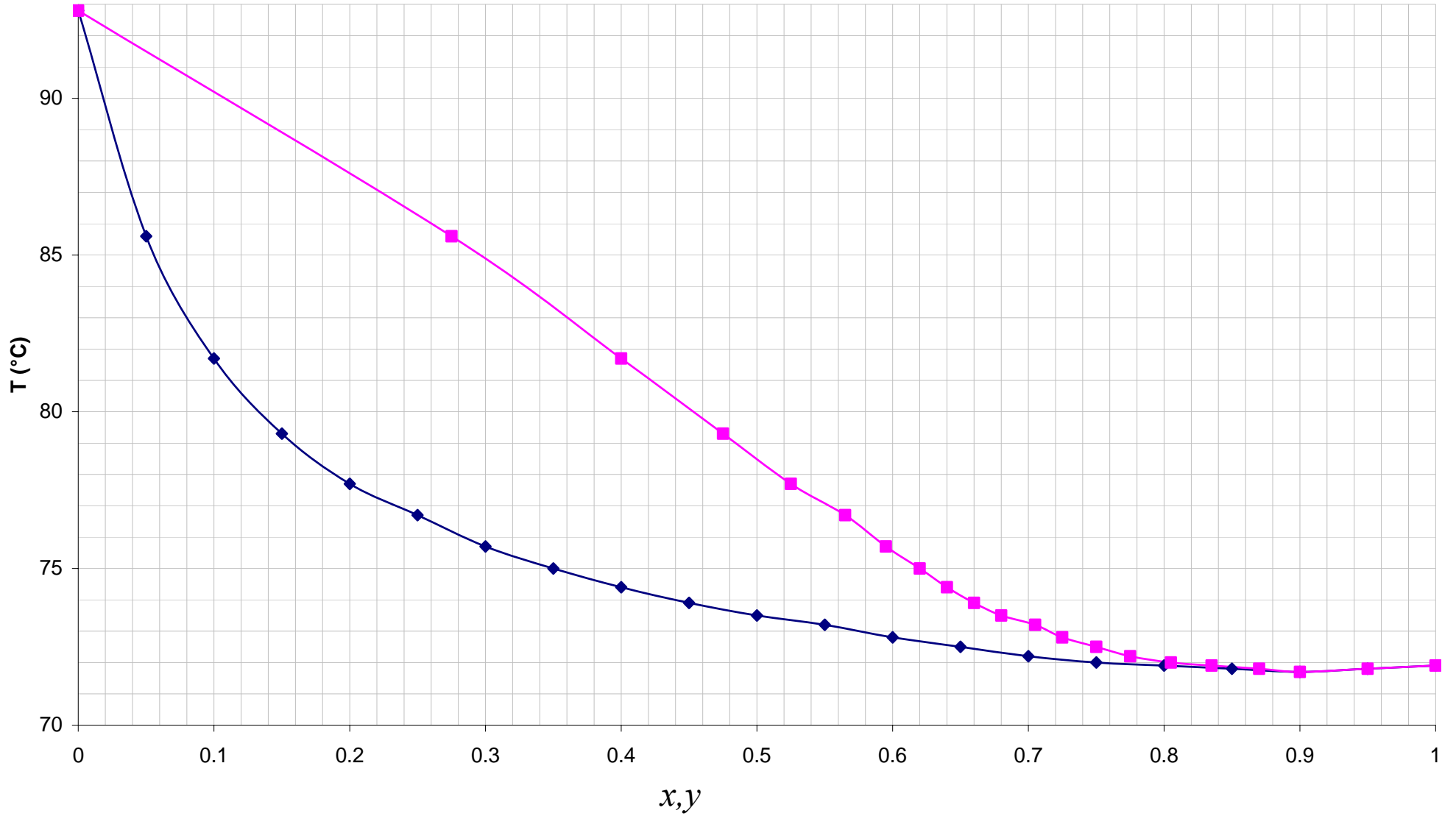
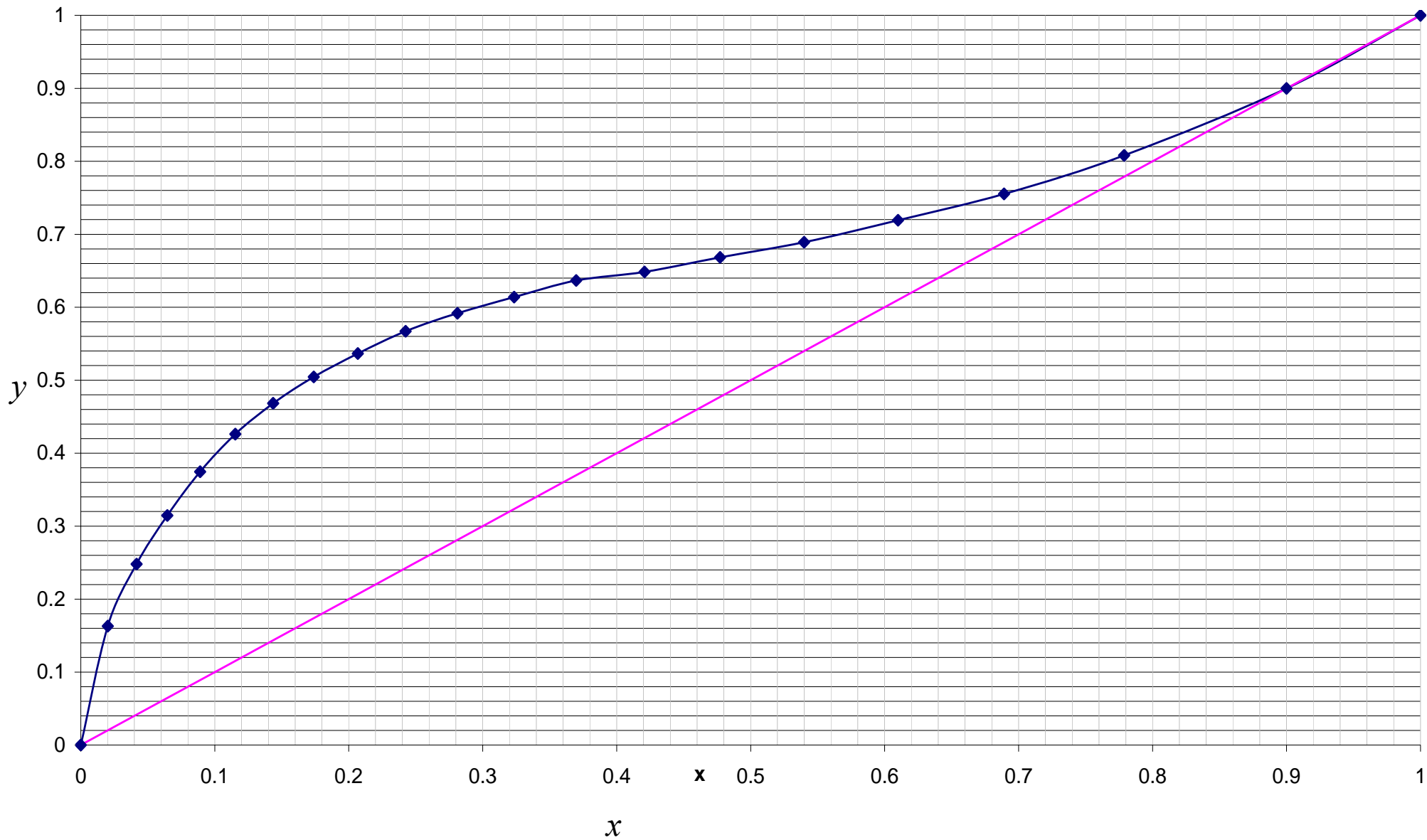


DIAGRAMA xy A 586 mm Hg





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

CLIENTE: NAVE 1000.
LUGAR: FES CUAUTITLÁN.
PROYECTO No: 01-TEE-DC-01.

REVISIÓN	FECHA	ELABORÓ	APROBÓ
3	14/02/2010	J.A.M.G	R.M.E.P

MEMORIA DE CÁLCULO MC-02

ALTURA QUIVALENTE DE PLATO TEÓRICO (HETP) A 353K

NOTAS

- 1) Los resultados obtenidos se presentan en forma de graficas.
- 2) Se ha realizado el cálculo del HETP a diferentes flujos de líquido.
- 3) El HETP se ha calculado con la siguiente correlación:

$$HEPT = \frac{Ln\lambda}{\lambda - 1} \left(\frac{u_{Gs}}{k_G a_e} + \lambda \frac{u_{Ls}}{k_L a_e} \right)$$

Donde:

a_e = área interfacial específica efectiva para la transferencia de masa, 1/m.

HETP = altura equivalente de un plato teórico, m

u_{Gs} = velocidad superficial de la fase gas, m/s

u_{Ls} = velocidad superficial de la fase líquida, m/s

λ = relación entre la pendiente de la línea de equilibrio y la pendiente de la línea de operación, sin dimensiones.

k_G = coeficiente de transferencia de masa individual del gas, m/s

k_L = coeficiente de transferencia de masa individual del líquido, m/s

- 4) Los coeficientes de transferencia de masa tipo k para el líquido y el vapor se han calculado con la correlación de Bravo (2):

$$k_G = 0.0338 \frac{D_G}{d_{eq}} \left[\frac{\rho_G d_{eq} (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$$

$$k_L = 2 \sqrt[3]{\frac{D_L}{d_{eq}} \left(\frac{9\Gamma^2 g}{8\rho_L \mu_L} \right)}$$

Donde:

$$u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{s \sin \alpha}, \quad u_{Le} = \left(\frac{9\Gamma^2 g}{8\rho_L \mu_L} \right)^{1/3}$$

d_{eq} = diámetro equivalente del canal, m

D_G = coeficiente de difusión del gas, m²/s

D_L = coeficiente de difusión del líquido, m²/s

g = constante gravitacional, m/s²

k_G = coeficiente de transferencia de masa individual del gas, m/s

k_L = coeficiente de transferencia de masa individual del líquido, m/s
 s = longitud del lado de la corrugación, m
 Sc_G = número de Schmidt definido por $\mu_G/\rho_G D_G$
 u_{Gs} = velocidad superficial del gas, m/s
 u_{Ge} = velocidad superficial efectiva del gas, m/s
 u_{Le} = velocidad superficial efectiva del líquido, m/s
 α = ángulo de corrugación con respecto la horizontal, grados
 Γ = flujo de líquido basado en el perímetro, Kg/(m s)
 ε = fracción vacía, adimensional
 ρ_G = densidad del gas, Kg/m³
 ρ_L = densidad del líquido, Kg/m³
 μ_G = viscosidad del gas, Kg/(m s)
 μ_L = viscosidad del líquido, Kg/(m s)
 π = 3.1416

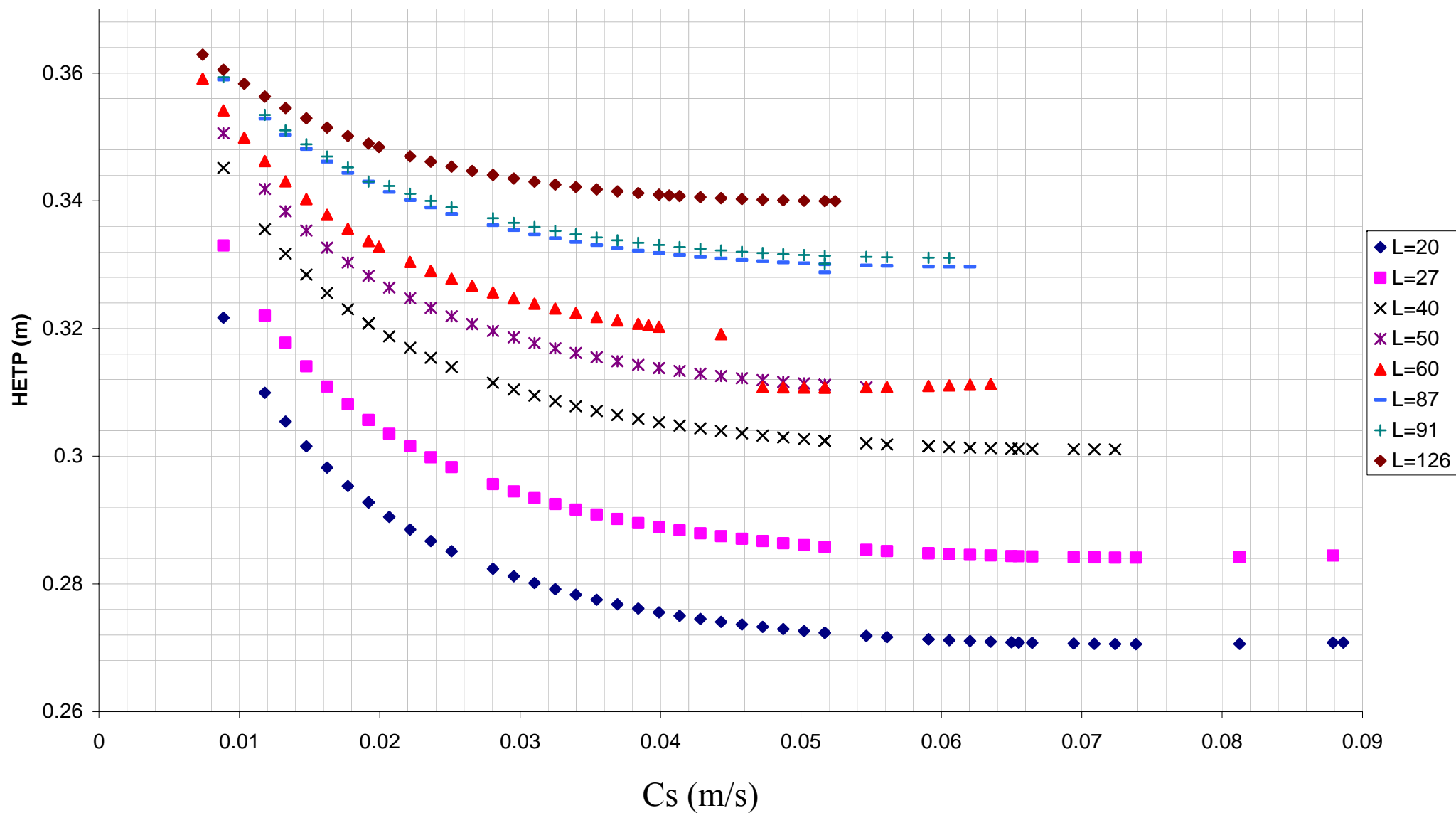
5) El área interfacial específica se ha calculado con la correlación de Enriquez de Brito(20).

$$\frac{a_e}{a_p} = 0.465 \left(\frac{\rho_L u_L}{\mu_L a_p} \right)^{0.3}$$

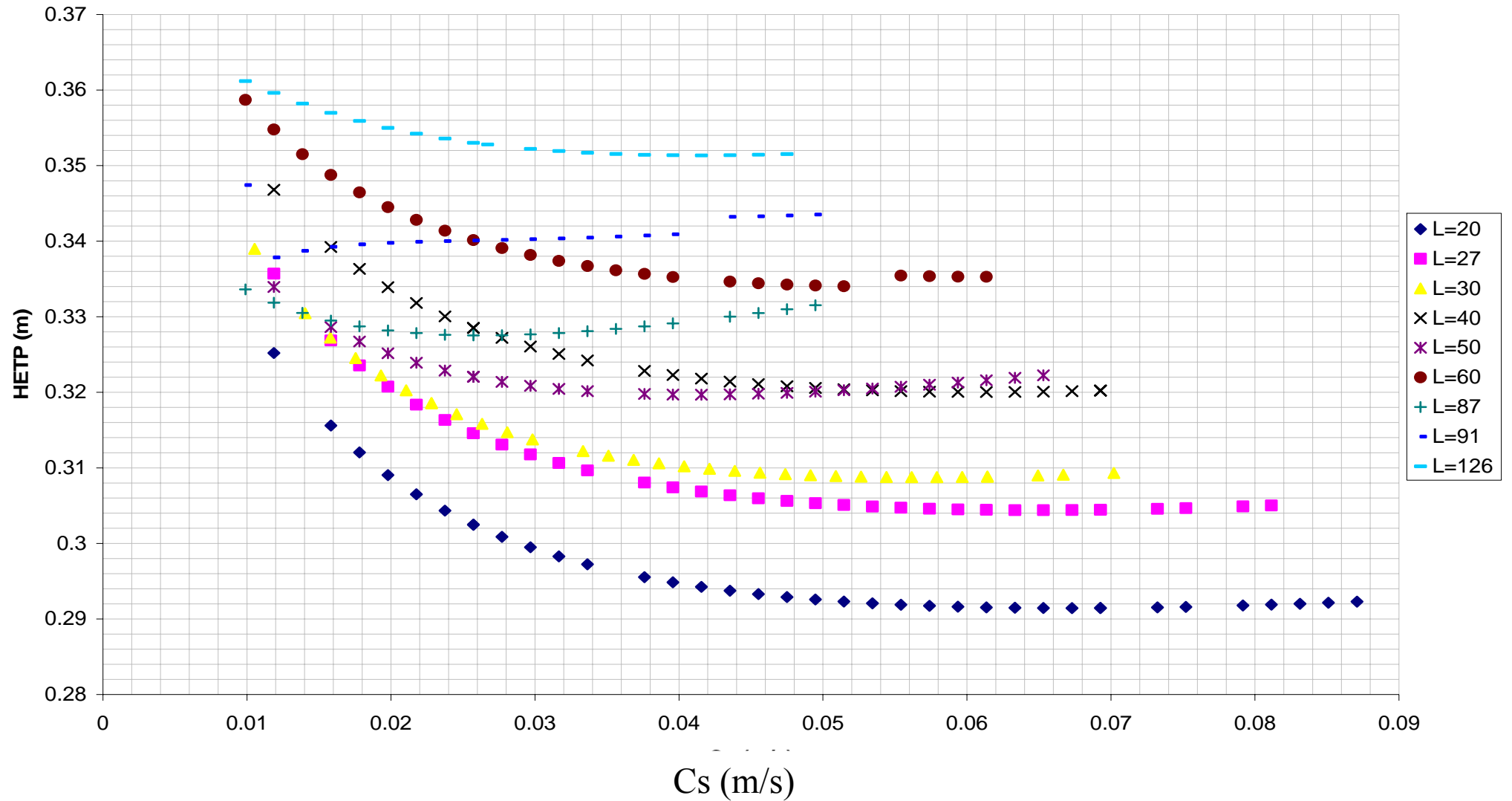
Donde:

a_e = área interfacial específica efectiva(1/m)
 a_p = área superficial específica empacada(1/m).
 ρ_L = densidad del líquido, Kg/m³
 μ_L = viscosidad del líquido, Kg/(m s)
 u_L = velocidad superficial del líquido, m/s

HETP vs Cs PARA LA SECCION 01 DE LA COLUMNA DC-01



HETP vs Cs PARA LA SECCION 02 DE LA COLUMNA DC-01





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

CLIENTE: NAVE 1000.
LUGAR: FES CUAUTITLÁN.
PROYECTO No: 01-TEE-DC-01.

REVISIÓN	FECHA	ELABORÓ	APROBÓ
3	14/02/2010	J.A.M.G	R.M.E.P

MEMORIA DE CÁLCULO MC-03

CÁIDA DE PRESIÓN Y LÍQUIDO RETENIDO A DIFERENTES FLUJOS DE LÍQUIDO

NOTAS

- 1) Los resultados de los cálculos se presentan en forma grafica.
- 2) Para el cálculo de la caída de presión, líquido retenido y el resto de los parámetros se utilizó el software “Sulcol” proporcionado por la empresa Sulzer Chemtech.
- 3) El líquido retenido se expresa en por ciento de volumen del empaque. Para expresarlo en metro cúbico de líquido por metro cúbico de empaque (m^3/m^3) se debe dividir entre 100.

Nomenclatura

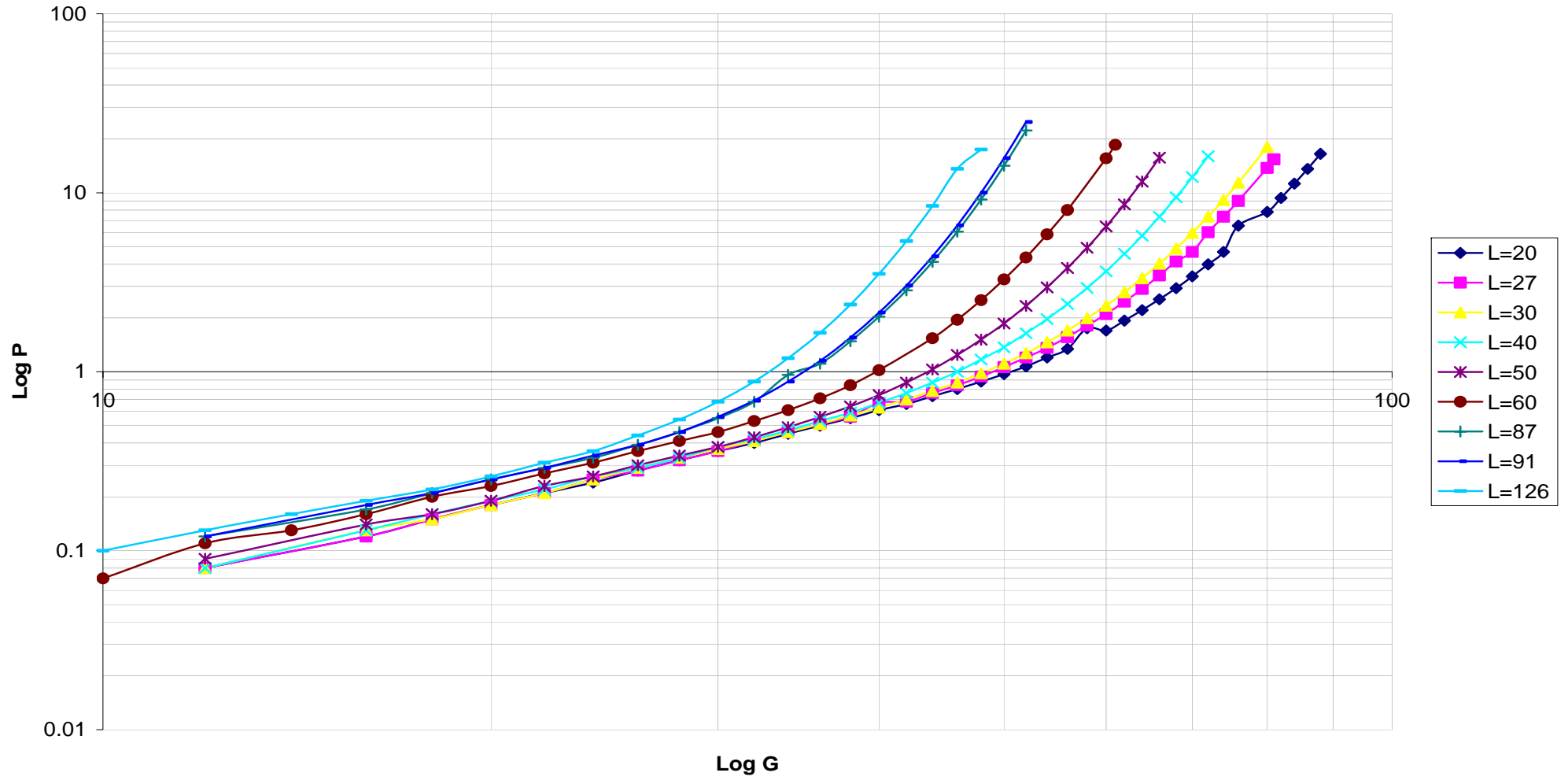
L= Flujo de liquido (Kg/hr)

G= Flujo de vapor (Kg/hr)

%hl = líquido retenido en por ciento de volumen del empaque.

P= caída de presión atravez del lecho empacado (mbar)

CAÍDA DE PRESIÓN PARA LA SECCIÓN 02



ANEXO 6

CORRELACIONES PARA EL
CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES
TIPO k PARA EL LÍQUIDO Y EL
VAPOR Y MÉTODOS CORTOS DE
ESTIMACIÓN DEL HETP.

- ✓ TABLA 1. CORRELACIONES PARA EL CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES TIPO k PARA EL LÍQUIDO Y EL VAPOR.
- ✓ TABLA 2. MÉTODOS CORTOS DE ESTIMACIÓN DEL HETP.

Tabla 1. Correlaciones para los coeficientes de transferencia de masa de la fase gaseosa y líquida en empaques estructurados (13).

AUTOR	CORRELACIONES
Bravo et al. (2)	<p>(1.1) $k_G = 0.0338 \frac{D_G}{d_{eq}} \left[\frac{\rho_G d_{eq} (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$</p> <p>(1.2) $k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L}{d_{eq}} \left(\frac{9\Gamma^2 g}{8\rho_L \mu_L} \right)^{1/3}}$</p> <p>Donde:</p> $u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{s \sin \alpha}, u_{Le} = \left(\frac{9\Gamma^2 g}{8\rho_L \mu_L} \right)^{1/3}$ <p>d_{eq} = diámetro equivalente del canal, m</p> <p>D_G = coeficiente de difusión del gas, m²/s</p> <p>D_L = coeficiente de difusión del líquido, m²/s</p> <p>g = constante gravitacional, m/s²</p> <p>k_G = coeficiente de transferencia de masa individual del gas, m/s</p> <p>k_L = coeficiente de transferencia de masa individual del líquido, m/s</p> <p>s = longitud del lado de la corrugación, m</p> <p>Sc_G = número de Schmidt definido por $\mu_G / \rho_G D_G$</p> <p>u_{Gs} = velocidad superficial del gas, m/s</p> <p>u_{Ge} = velocidad superficial efectiva del gas, m/s</p> <p>u_{Le} = velocidad superficial efectiva del líquido, m/s</p> <p>α = ángulo de corrugación con respecto la horizontal, grados</p> <p>Γ = flujo de líquido basado en el perímetro, Kg/(m s)</p> <p>ε = fracción de espacios vacíos, adimensional</p> <p>ρ_G = densidad del gas, Kg/m³</p> <p>ρ_L = densidad del líquido, Kg/m³</p> <p>μ_G = viscosidad del gas, Kg/(m s)</p> <p>μ_L = viscosidad del líquido, Kg/(m s)</p> <p>$\pi = 3.1416$</p>

Nawrocki et al. (31)	$(1.3) \quad k_G = 0.0338 \frac{D_G}{d_{eq}} \left[\frac{\rho_G d_{eq} (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$ $(1.4) \quad k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L 3V_L}{\pi 2w \delta_{din}}}$ <p>Donde:</p> <p>V_L = proporción de flujo del canal, m³/s</p> <p>w = ancho del canal, m</p> <p>δ_{din} = espesor de la película líquida dinámica, m</p>
Henriques et al. (20)	$(1.5) \quad k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L}{C_1 \pi l \cos \alpha} u_{Ls}^{(1-C_2)/2}}$ <p>Donde:</p> <p>C_1, C_2 = coeficientes empíricos</p> <p>l = longitud de contacto, m</p> <p>u_{Ls} = velocidad superficial del líquido, m/s</p> <p>$\pi = 3.1416$</p>
Hanley et al. (18)	$(1.6) \quad k_G = \frac{D_G}{d_{eq}} \left[\frac{d_{eq} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)}{\varepsilon \mu_G (1 - f/f_G)^p} \right]^{0.8} Sc_G^{1/3}$ $(1.7) \quad k_L = \frac{D_L}{d_{eq}} \left[\frac{(d_{eq} u_{Ls} \rho_L)}{\varepsilon \mu_G} \right]^{0.5} Sc_G^{0.5}$ <p>Donde:</p> <p>f = fracción de células ocupadas</p> <p>f_c = fracción de células ocupadas en el umbral de la percolación</p> <p>K_V = velocidad superficial del vapor corregida por la densidad definida por $u_{Gs} (\rho_G/(\rho_L-\rho_G))^{0.5}$, m/s</p> <p>$p$ = exponente</p>

	<p>$Sc_G =$ número de Schmidt definido por $\mu_G / \rho_G D_G$</p> <p>$Sc_L =$ número de Schmidt definido por $\mu_L / \rho_L D_L$</p>
Rocha et al. (37)	$(1.8) \quad k_G = 0.054 \frac{D_G}{s} \left[\frac{\rho_G s (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$ $(1.9) \quad k_L = 2 \sqrt{\frac{0.9 D_L u_{Le}}{\pi s}}$ <p>Donde:</p> $u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{\varepsilon (1 - h_L) \sin \alpha}, \quad u_{Le} = \frac{u_{Ls}}{\varepsilon h_L \sin \alpha},$ <p>$h_L =$ líquido retenido, m^3/m^3</p>
Brunazzi y Paglianti (7)	$(1.10) \quad k_G = 0.054 \frac{D_G}{d_h} \left[\frac{\rho_G d_h (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$ $(1.11) \quad k_L = A \frac{D_L}{d} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\sigma^3 \rho_L} \right)^{B_1} \left(\frac{\delta \sin \alpha_L u_{Le} d}{Z_t D_L} \right)^{B_2}$ <p>Donde:</p> $u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{\varepsilon (\varepsilon - h_L) \sin \alpha}, \quad u_{Le} = \frac{u_{Ls}}{h_L \sin \alpha_L},$ <p>$a_p =$ área superficial específica empacada, $1/m$ $d =$ característica dimensional de la película líquida definida por 4δ, m $d_h =$ diámetro hidráulico definido por $4\varepsilon/a_p$, m $\alpha_L =$ ángulo efectivo del flujo de líquido, grados $\delta =$ espesor de la película líquida, m $\sigma =$ tensión superficial, N/m $Z_t =$ altura total del lecho empacado, m</p>

Olujic et al. (33,34)

$$(1.12) \quad k_G = \sqrt{\left(\frac{Sh_{Glam} D_G}{d_{hG}}\right)^2 + \left(\frac{Sh_{Gturb} D_G}{d_{hG}}\right)^2}$$

$$(1.13) \quad Sh_{G,lam} = .664 Sc_G^{1/3} \sqrt{Re_{Grv} \frac{d_{hG}}{l_{G,pe}}}$$

$$(1.14) \quad Sh_{G,turb} = \frac{(Re_{Grv} Sc_G \xi_{GL} \varphi / 8) [1 + (d_{hG} / l_{G,pe})^{2/3}]}{1 + 12.7 \sqrt{\xi_{GL} \varphi / 8} (Sc_G^{2/3}) - 1}$$

$$(1.15) \quad k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L u_{Le}}{0.9 \pi d_{hG}}}$$

Donde:

b = base de la corrugación, m

d_{hG} = diámetro hidráulico para la fase gas definido por $(bh-2\delta h)/(s+b/2)$, m

D_G = coeficiente de difusión del gas, m²/s

D_L = coeficiente de difusión del líquido, m²/s

h = altura de la corrugación, m

$l_{G,pe}$ = longitud del canal de gas en un elemento empacado, m

Re_{Grv} = número de Reynolds con velocidad relativa definida por $\rho_G (u_{Ge} + u_{Le}) / d_{hG} \mu_G$

$Sh_{G,lam}$ = número de Sherwood para el gas a flujo laminar

$Sh_{G,turb}$ = número de Sherwood para el gas a flujo turbulento

ξ_{GL} = factor de fricción gas-líquido

φ = fracción del canal de flujo triangular ocupado por líquido definido por $2s/(b + 2s)$

<p>Shetty y Cerro (38)</p>	<p>k_G es igual a la ecuación 1.12</p> $(1.16) \quad k_L = \frac{0.4185 D_L}{b} \sqrt{\frac{\sin \alpha}{l_{ratio}}} \left(\frac{4 \rho_L q}{\mu_L} \right)^{1/3} \left(\frac{\rho_L^2 g b^3}{\mu_L^2} \right)^{1/6} Sc_L^{1/2}$ <p>Donde:</p> <p>d_h = diámetro hidráulico definido por $4\varepsilon/a_p$, m</p> <p>g = constante gravitacional, m/s²</p> <p>l_{ratio} = proporción de las longitudes de trayectoria, sin dimensiones</p> <p>q = flujo de líquido por ancho de empaque, m³/ (m s)</p>
<p>Xu et al. (46)</p>	$(1.17) \quad k_G = \sqrt{\frac{4D_G u_{Gs}}{\pi l \left[\varepsilon - \left(\frac{4F_t}{s} \right)^{2/3} \left(\frac{3\mu_L u_{Ls}}{\rho_L \varepsilon g_{eff} \sin \alpha} \right)^{1/3} \right]}}$ $(1.18) \quad k_G = \sqrt{\frac{4D_L u_{Ls}}{\pi l \left[\varepsilon - \left(\frac{4F_t}{s} \right)^{2/3} \left(\frac{3\mu_L u_{Ls}}{\rho_L \varepsilon g_{eff} \sin \alpha} \right)^{1/3} \right]}}$ <p>Donde:</p> <p>F_t = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones</p> <p>g_{eff} = gravedad efectiva, m/s²</p>

Tabla 2. Métodos cortos para el cálculo del HETP (eficiencia) en torres empacadas(13).

AUTORES	MÉTODOS CORTOS
<p>Whitt (45)</p>	$(2.1) \quad HTU_G = 36 / \sqrt{\frac{d_N \mu_L}{\rho_L u_{Ls}}}$ <p>Donde:</p>

	<p>HTU_G = altura de una unidad de transferencia para el gas, m</p> <p>d_N = diámetro nominal empacado, m</p>
Murch (30)	$(2.2) \quad HETP = c(\rho_G u_{Gs})^a d_c^b Z_t^{1/2} \left(\frac{\alpha \mu_L}{\rho_L} \right)$ <p>Donde:</p> <p>c = constante</p> <p>d_c = diámetro interno de la columna, m</p> <p>$HETP$ = altura equivalente de un plato teórico, m</p> <p>Z_t = altura total del lecho empacado, m</p>
Ellis (10)	$(2.3) \quad HETP = \left[18d_N + 0.305m_{eq} \left(\frac{\rho_G u_{Gs}}{\rho_L u_{Ls}} - 1 \right) \right] \left(\frac{z_p}{3.05} \right)^{0.5}$ <p>Donde:</p> <p>m_{eq} = pendiente de la línea de equilibrio</p> <p>Z_p = altura por cada lecho empacado, m</p>
Harrison y France (17)	$(2.4) \quad HETP = 100 / a_p$ <p>Donde:</p> <p>a_p = área superficial específica empacada, 1/m</p>
Kister (25)	$(2.5) \quad HETP = 100 / a_p + 0.102$
Strigle (41)	<p>Destilación atmosférica (0.4 - 4 atm):</p> $(2.6) \quad HETP = \exp(m - 0.187 \ln \sigma_L + 0.123 \ln \mu_L)$ <p>Restricciones: $\sigma_L = 4 - 36 \frac{mN}{m}$, $\mu_L = 0.08 - 0.83cP$</p> <p>Presión de la destilación (>4 atm)</p> $(2.7) \quad HETP = n - 0.213 \ln M_L$

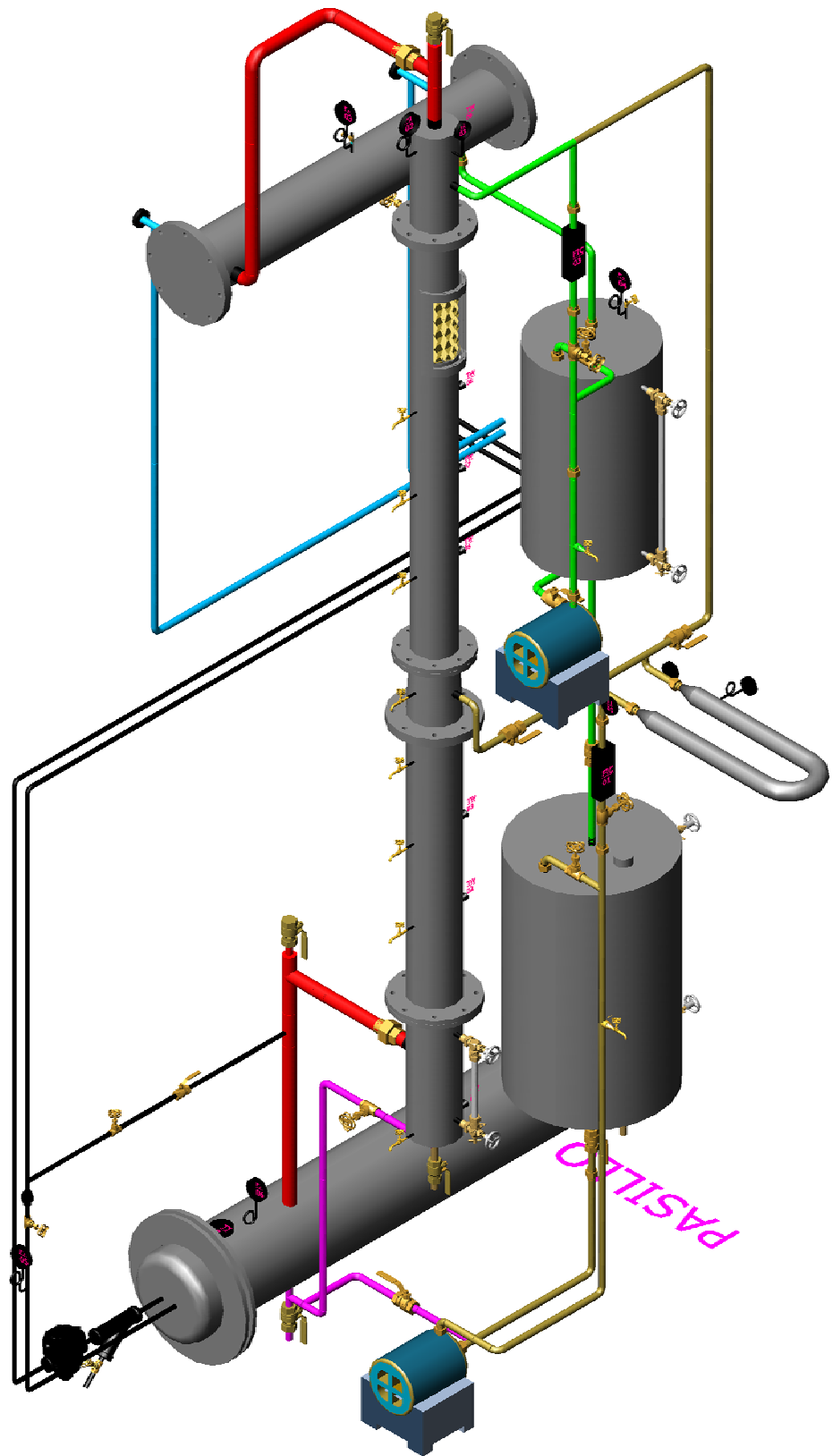
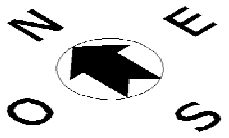
	<p>Restricciones: $M_L = 22-72$ g/mol</p> <p>Donde:</p> <p>m, n = constantes relacionadas al empaque</p> <p>M_L = peso molecular, g/mol</p> <p>σ_L = tensión superficial del líquido, N/m</p> <p>μ_L = viscosidad del líquido, Kg/(m s)</p>
<p>Lockett (26)</p>	$(2.8) \quad HETP = \frac{1.54g^{0.5}(\rho_L - \rho_G)^{0.5} \mu^{-0.06}}{a_p \left[1 + 0.78 \exp(0.00058a_p) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.25} \right]^2}$ <p>Donde:</p> <p>g = constante gravitacional, m/s²</p> <p>μ = viscosidad, Kg/(m s)</p>
<p>Carrillo et al. (8)</p>	<p>Hoja de metal:</p> $(2.9) \quad HETP = \frac{1.54g^{0.5}(\rho_L - \rho_G)^{0.5} \mu^{-0.06}}{a_p \left[1 + 0.78 \exp(0.00058a_p) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.25} \right]^2}$ <p>Gas de metal:</p> $(2.10) \quad HETP = \frac{P \sqrt{\rho_L} F_V^{0.42}}{(2712 + 82.0 P) \left[1 + 1.505 \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.25} \right]^2}$ <p>Donde:</p> <p>F_V = factor de carga del gas definido por $u_{Gs} (\rho_G)^{0.5}$, Pa^{0.5}</p> <p>P = presión de operación, mmHg</p>

ANEXO 7

DIAGRAMA ISOMÉTRICO TRIDIMENSIONAL (DIT)

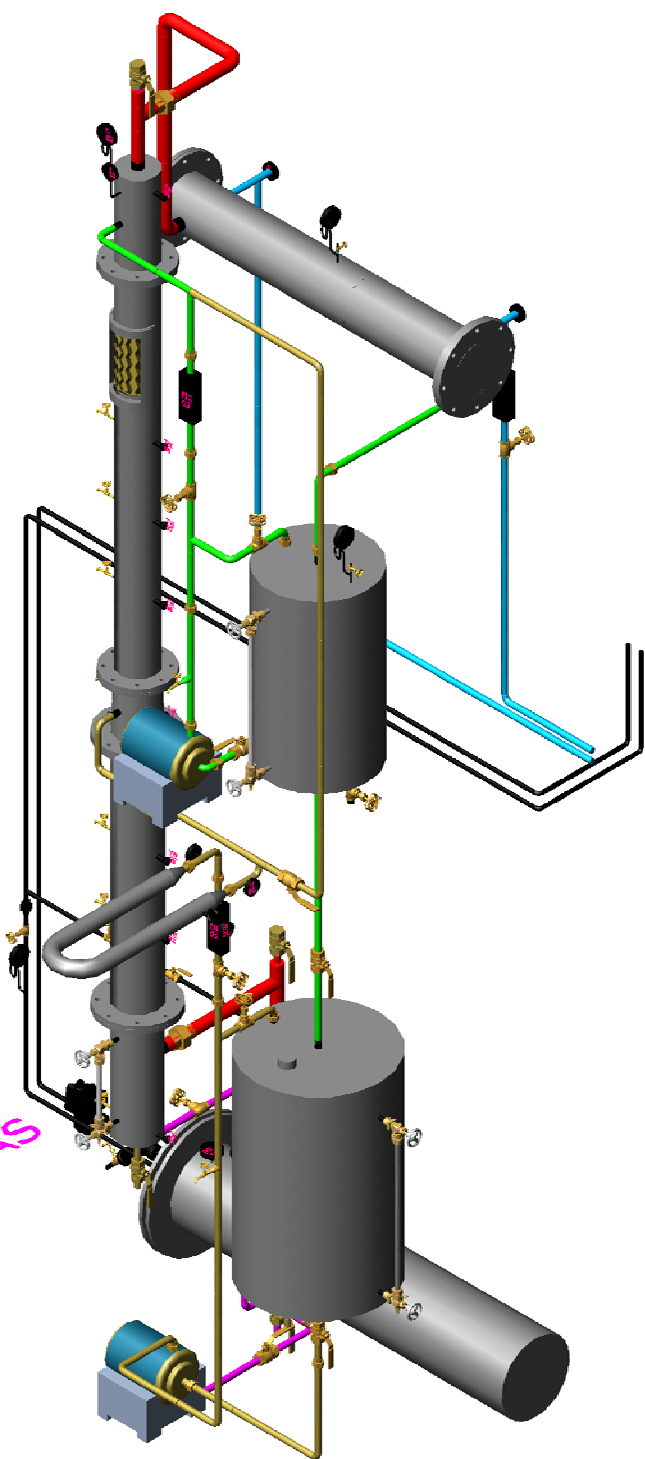
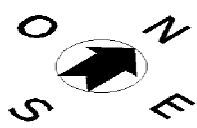
- ✓ VISTA ISOMÉTRICA SUROESTE.
- ✓ VISTA ISOMÉTRICA SURESTE.
- ✓ VISTA ISOMÉTRICA NORESTE.
- ✓ VISTA ISOMÉTRICA NOROESTE.

1	2	3	4
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma
			Revisado





Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.			Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por JAMG	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP - 05/04/2011	Nombre archivo DIAGRAMA ISOMETRICO	Fecha 05/04/2011	Escala cm	
UNAM-FESC-LEM 1000		DIAGRAMA ISOMETRICO: VISTA SUROESTE			COLUMNA DC-01	
				Edición 5	Lámina 1/4	

1	2	3	4
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma
			Revisado

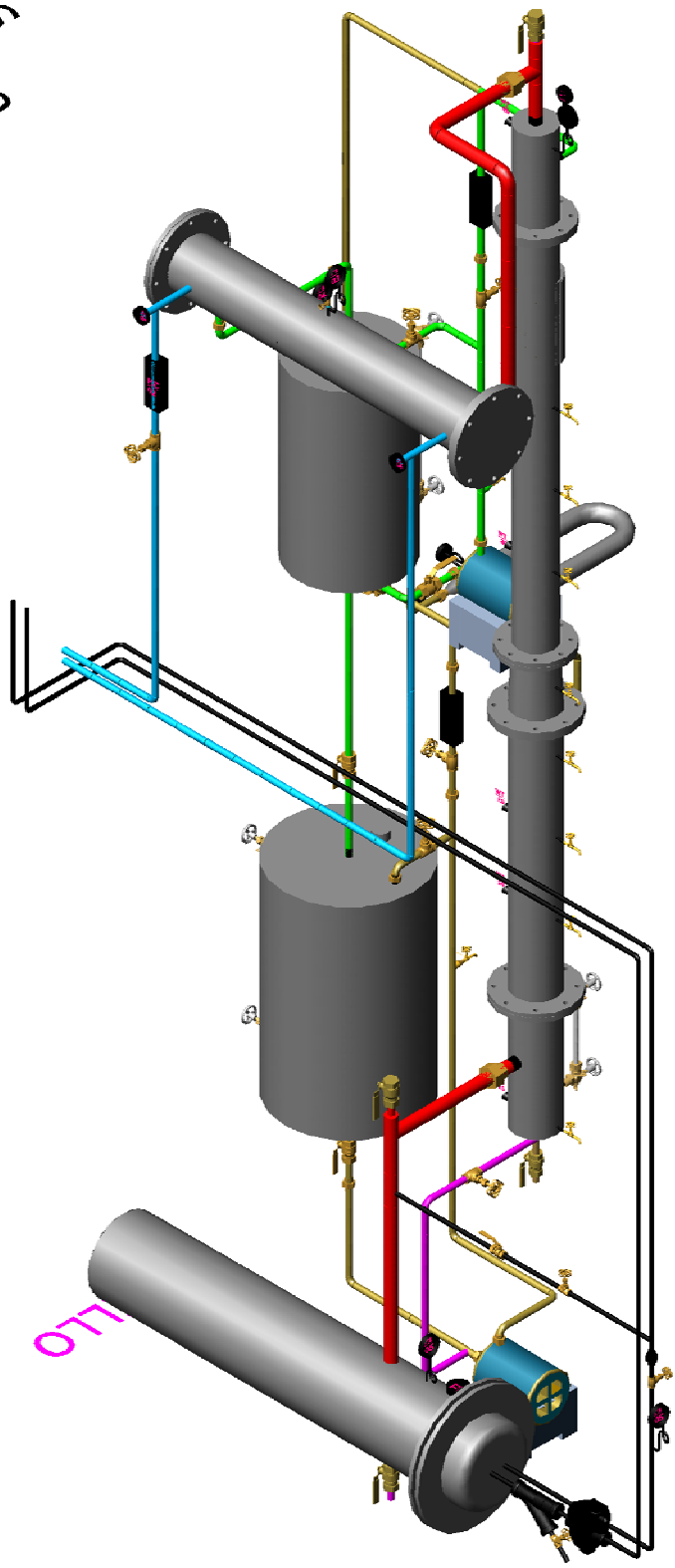
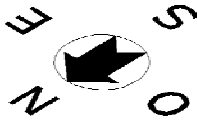


ESCALERAS

PASILLO

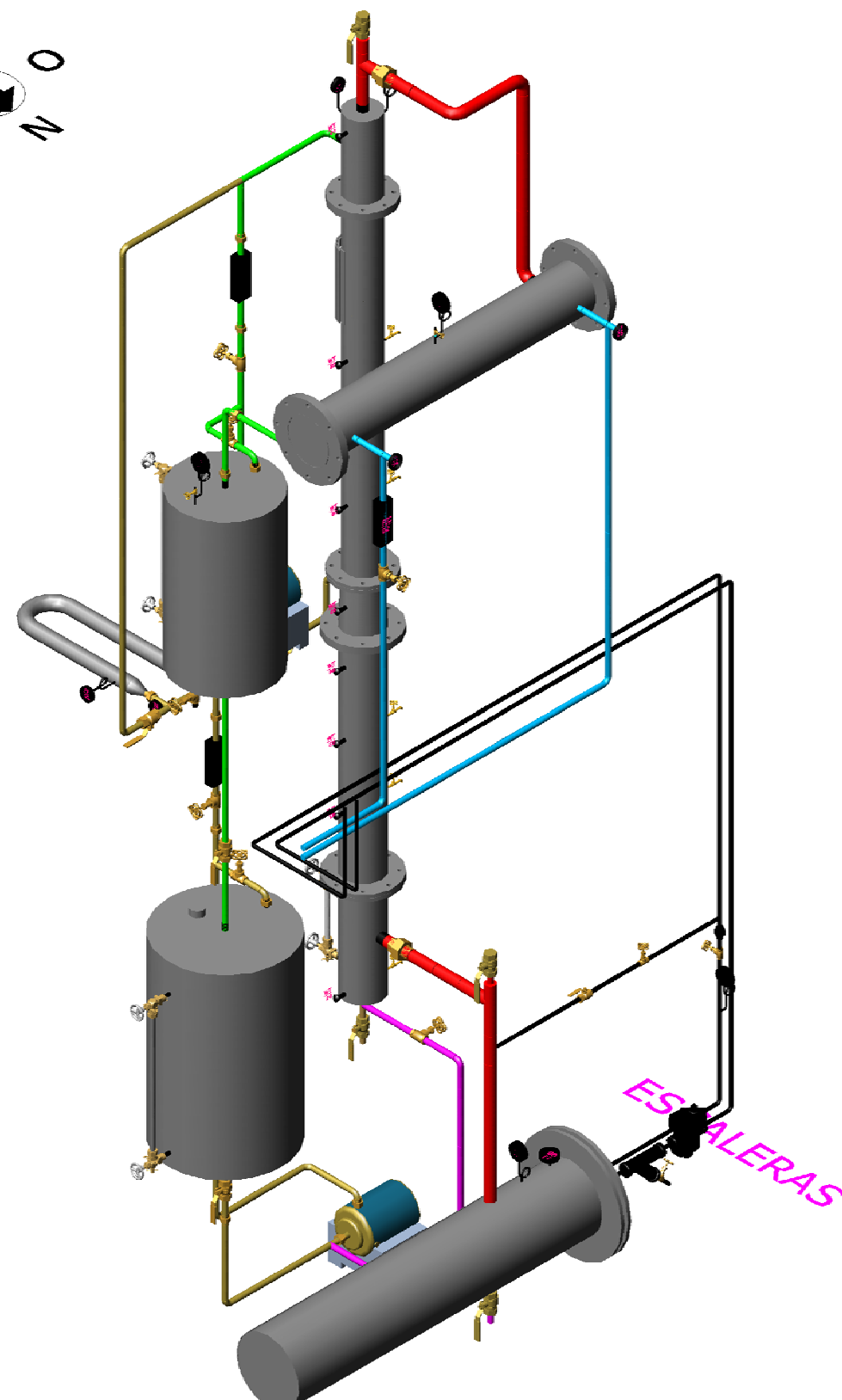
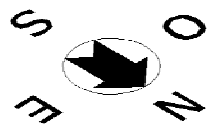
Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por JAMG	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP - 05/04/2011	Nombre archivo DI	Fecha 05/04/2011	Escala cm
				<p>DIAGRAMA ISOMETRICO: VISTA SURESTE</p>	
<p>UNAM-FESC-LEM 1000</p>				<p>COLUMNA DC-01</p>	<p>Edición 5</p>
				<p>Lámina 2/4</p>	

1	2	3	4
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma
			Revisado



Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por JAMG	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP - 05/04/2011	Nombre archivo DI	Fecha 05/04/2011	Escala cm
		DIAGRAMA ISOMETRICO: VISTA NOROESTE			
UNAM-FESC-LEM 1000				Edición 5	Lámina 4/4
COLUMNA DC-01					

1	2	3	4
Nº Rev	Nota de revisión	Fecha	Firma
			Revisado



Ref.	Cantidad	Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc.		Nº de artículo/Referencia	
Diseñado por JAMG	Revisado por RMEP	Aprobado por - fecha RMEP - 05/04/2011	Nombre archivo DI	Fecha 05/04/2011	Escala cm
UNAM-FESC-LEM 1000		DIAGRAMA ISOMETRICO: VISTA NORESTE		COLUMNA DC-01	
		Edición 5	Lámina 3/4		