

DISEÑO HIDRÁULICO DE UNA TORRE DEBUTANIZADORA DE PLATOS
PERFORADOS

CARLOS ALBERTO PAIPA ZAMBRANO
HÉCTOR ANDRÉS SALAZAR RODRÍGUEZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACION EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA
2013

DISEÑO HIDRÁULICO DE UNA TORRE DEBUTANIZADORA DE PLATOS
PERFORADOS

CARLOS ALBERTO PAIPA ZAMBRANO
HÉCTOR ANDRÉS SALAZAR RODRÍGUEZ

Trabajo de monografía presentado como requisito para optar por el título de:
ESPECIALISTAS EN INGENIERÍA DEL GAS

Director:
HERMES PEÑA
INGENIERO DE PETRÓLEOS

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACION EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA
2013

Tabla de Contenido

INTRODUCCIÓN.....	14
2HIDRÁULICA EN TORRES DE DESTILACIÓN.....	16
2.1ANÁLISIS HIDRÁULICO DE TORRES DE DESTILACIÓN	16
2.1.1Régimen de flujo en los platos.....	16
2.1.2Mecanismos de inundación en torres	19
2.1.3Parámetros que afectan la inundación.....	23
2.1.4Predicción de la inundación en torres	27
2.1.5Arrastre... ..	49
2.1.6Lloriqueo.	53
2.1.7Punto de pérdida de sello	58
2.1.8Caída de presión en los platos	60
3CRITERIOS PARA LA CONFIGURACIÓN PRELIMINAR.....	64
3.1ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS	64
3.2DIÁMETROS DE ORIFICIO EN PLATOS PERFORADOS	66
3.3ÁREA FRACCIONAL Y ESPACIAMIENTO ENTRE ORIFICIOS.....	68
3.4ESPESOR DEL PLATO	70
3.5EL BAJANTE Y EL VERTEDERO.....	72
3.5.1Clasificación y selección de bajantes	74
3.5.2Inundación permitida en el bajante.....	76
3.5.3Velocidad del bajante	76
3.5.4Tiempo de residencia en el bajante.....	80
3.5.5Sello hidráulico en el bajante.....	81
3.5.6El vertedero de salida del plato	88
3.6CAÍDA DE PRESIÓN EN EL PLATO	94
3.7NÚMERO DE PASOS	94
4BASES DE LA SIMULACIÓN	99
4.1DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PLATOS Y REFLUJO POR MÉTODOS CORTOS.....	99
4.2DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PLATOS Y REFLUJO POR MÉTODOS RIGUROSOS	102

4.3DATOS HIDRÁULICOS DE LA TORRE	105
4.4DATOS REQUERIDOS PARA LA SIMULACIÓN	108
4.4.1Datos requeridos en Aspen Hysys	108
5RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS.....	112
5.1NÚMERO DE SECCIONES.....	112
5.2AVISOS EN LA CONFIGURACIÓN PRELIMINAR	114
5.3NÚMERO DE PASOS	115
5.4RESULTADOS GEOMÉTRICOS DE LA TORRE	117
5.5RESULTADOS HIDRÁULICOS.....	119
5.6RESULTADO DETALLADOS DE LA TORRE.....	120
5.7RESULTADOS DEL PERFIL DE PRESIÓN EN LA TORRE	122
5.8RESULTADOS HIDRÁULICOS EN EL BAJANTE DE LA TORRE.....	124
5.9RESULTADOS DE INUNDACIÓN, ARRASTRE Y LLORIQUEO EN LA TORRE.....	128
5.10RESULTADOS DEL PUNTO DE SELLO EN LOS PLATOS DE LA TORRE.....	133
5.11ANÁLISIS DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS.....	135
5.12RATING DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS.....	136
5.12.1Tiempos de residencia en los bajantes	137
5.12.2Lloriqueo en la sección de alimentación.....	138
5.12.3Simulación final de la torre	148
6TURNDOWN	159
7CONCLUSIONES.....	166
8BIBLIOGRAFÍA.....	167

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Régimen de espuma y aspersion	16
Figura 2. Otros regímenes de flujo en torres de destilación	18
Figura 3. Régimen operativo en función de cargas de vapor y líquido	19
Figura 4. Modelo hidráulico clásico de una torre de platos	19
Figura 5. Componentes principales de una torre de platos	20
Figura 6. Fuerzas actuando sobre una gota de líquido suspendida	21
Figura 7. Efecto de la presión y relación L/V sobre la inundación en una torre	24
Figura 8. Mecanismo de aireación en el bajante	24
Figura 9. Impacto de parámetros geométricos en mecanismos de inundación	26
Figura 10. Parámetro CSB, para la predicción de la inundación por arrastre según Fair	28
Figura 11. Parámetro C_{SB} para la predicción de la inundación por arrastre según Smith	33
Figura 12. Factor de corrección del vertedero	34
Figura 13. Longitud efectiva del vertedero	35
Figura 14. Mecanismo de aireación en el bajante	37
Figura 15. Impacto de la velocidad y la retención del gas en el bajante	38
Figura 16. Criterios para el factor de aireación en el bajante	38
Figura 17. Gradiente hidráulico y alturas de líquido. Claro en platos	40
Figura 18. Gradiente hidráulico e inadecuada distribución del flujo de vapor en el plato	41
Figura 19. Factor de fricción en platos perforados	42
Figura 20. Factor de aireación y densidad relativa de espuma en platos perforados	43
Figura 21. Factores del sistema	46
Figura 22. Tiempo de residencia en el bajante	47
Figura 23. Velocidad de líquido claro en el bajante por Kister	48
Figura 24. Tiempo de residencia recomendados en bajantes	49
Figura 25. Rangos de aplicación correlación para arrastre de Kister y Haas	51
Figura 26. Modelo de arrastre por Fair	52
Figura 27. Mecanismo de lloriqueo	54
Figura 28. Correlación de Fair para la predicción del punto de lloriqueo	55
Figura 29. Diagrama de estabilidad operacional en torres de platos	58
Figura 30. Correlación para la predicción del punto de pérdida de sello	59
Figura 31. Coeficiente de orificio C_v	60
Figura 32. Factor de aireación y densidad relativa de espuma en platos perforados	61
Figura 33. Arreglo de orificios en torres con platos perforados	68
Figura 34. Relación entre el área fraccional de orificios y el paso del arreglo y diámetro del orificio	69
Figura 35. Bajantes y otros componentes de los internos de una torre de platos	73
Figura 36. Clases de Bajantes (Downcomer)	74
Figura 37. Tiempo de residencia en el bajante	77

Figura 38. Factores del Sistema	78
Figura 39. Velocidad de líquido claro en el bajante por Kister	79
Figura 40. Tiempo de residencia recomendados en bajantes	80
Figura 41. Diagrama de estabilidad en el arranque de torres	81
Figura 42. Impacto de la holgura del bajante en el diagrama de estabilidad en el arranque de torres	82
Figura 43. Relación entre la holgura del bajante y la altura del vertedero de salida	83
Figura 44. Bajantes curvos	85
Figura 45. Vertederos de entrada y cajas de receso.....	86
Figura 46. Bajantes inclinados con sellos mecánicos.....	87
Figura 47. Clases de vertederos	89
Figura 48. Baffles y caperuzas de vapor	90
Figura 49. Baffles y caperuzas de vapor	91
Figura 50. Diseño de bajantes laterales	93
Figura 51. Diseño de bajantes centrales	93
Figura 52. Platos con múltiples pasos.....	95
Figura 53. Túneles de equalización de vapor en platos de múltiples pasos	97
Figura 54. Baffles que evitan el salto del líquido en platos de múltiples pasos.....	97
Figura 55. Simulación de la torre debutanizadora por el Método de Fenske-Underwood.....	100
Figura 56. Impacto de la relación de reflujo en la Torre Debutanizadora	101
Figura 57. Impacto de la Relación de Reflujo y el número de platos.....	101
Figura 58. Análisis requerido para obtener la relación de reflujo óptima.....	102
Figura 59. Datos de diseño típicos en torres de destilación	103
Figura 60. Simulación de la Torre Debutanizadora por métodos rigurosos	103
Figura 61. Balance de materia y energía general en la Torre Debutanizadora	104
Figura 62. Factores de tendencia a la formación de espuma.	110
Figura 63. Número de secciones para el diseño de la Torre Debutanizadora.	112
Figura 64. Resumen de especificaciones generales.....	113
Figura 65. Resumen de especificaciones de internos	114
Figura 66. Información de pérdida de bajante en la sección 2.....	114
Figura 67. Información de pérdida de bajante en la sección 2.....	115
Figura 68. Complemento resultados generales de desempeño de la torre.	116
Figura 69. Longitudes de flujo en las secciones dos y tres de la torre.....	121
Figura 70. Perfil de presión en la torre.	122
Figura 71. Altura del líquido y carga en el vertedero en la torre.....	123
Figura 72. Velocidades en los bajantes de la torre.	124
Figura 73. Embotellamiento en los bajantes de la torre.....	125
Figura 74. Tiempos de residencia en los bajantes de la torre.	126
Figura 75. Inundación, arrastre y lloriqueo en la torre.....	128
Figura 76. Velocidad del vapor por los orificios en punto de diseño y punto de lloriqueo.....	129

Figura 77. Correlación de Fair para lloriqueo	130
Figura 78. Balance de fuerza en los platos de la torre.....	131
Figura 79. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre	132
Figura 80. Capacidad de Turndown	132
Figura 81. Factor de velocidad del gas por los orificios de los platos en el punto de pérdida de sello.....	134
Figura 82. Porcentaje de pérdida de sello en los platos de la torre.	134
Figura 83. Tiempos de residencia calculados por el software Koch-Glitsch.....	137
Figura 84. Balance de fuerzas en los platos de la torre	139
Figura 85. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre	140
Figura 86. Capacidad de Turndown	140
Figura 87. Aumento de la caída de presión en la sección dos de la torre.	141
Figura 88. Aumento del embotellamiento en la sección dos de la torre.....	142
Figura 89. Dimensiones estándar de los bajantes I.	143
Figura 90. Dimensiones estándar de los bajantes II.	144
Figura 91. Balance de fuerza de los platos en la torre.....	144
Figura 92. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre.	145
Figura 93. Capacidad de Turndown.	145
Figura 94. Aumento de la caída de presión en la sección dos de la torre.	146
Figura 95. Aumento del embotellamiento en la sección dos de la torre.....	147
Figura 96. Velocidades en los bajantes.....	147
Figura 97. Tiempos de residencia en los bajantes.	148
Figura 98. Perfil de presión de la torre.	153
Figura 99. Altura del líquido y carga del vertedero en la torre.....	153
Figura 100. Velocidades en los bajantes de la torre.....	154
Figura 101. Embotellamiento en los bajantes de la torre.....	154
Figura 102. Tiempo de residencia en los bajantes de la torre.	155
Figura 103. Innundación, arrastre y lloriqueo en la torre.....	155
Figura 104. Velocidad del vapor por los orificios en punto de diseño y punto de lloriqueo	156
Figura 105. Balances de fuerzas en los platos de la torre.....	157
Figura 106. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre.	158
Figura 107. Capacidad de Turndown.	158
Figura 108. Innundación, arrastre y lloriqueo en la torre.....	159
Figura 109. Velocidad del Vapor por los Orificios en Punto de Diseño y Punto de Lloriqueo	160
Figura 110. Balance de fuerzas en los platos de la torre.	160
Figura 111. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre	161
Figura 112. Flexibilidad de Turndown.....	162
Figura 113. Pérdida de sello en los platos.	162
Figura 114. Flexibilidad de Turndown del 60% para la nueva configuración	164
Figura 115. Balance de fuerzas para Turndown del 60% en la nueva configuración	165

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Criterios para espaciamiento entre platos	64
Tabla 2. Criterios para espaciamiento entre platos en función del diámetro de la torre.	65
Tabla 3. Diámetros de orificio para platos perforados comerciales	67
Tabla 4. Valores típicos de la relación entre el área de orificio (A_O) y área activa (A_A)	70
Tabla 5. Valores típicos y criterios para el paso entre orificios	70
Tabla 6. Equivalencias de calibres estándar americano y alemán	71
Tabla7. Relación entre espesor del plato y diámetro de orificio	72
Tabla 8. Velocidad del líquido claro en el bajante	79
Tabla 9. Sello hidráulico recomendado según distancia de recorrido de líquido en el plato.....	83
Tabla10. Relación entre longitud de vertederos y área de bajantes	92
Tabla 11. Caída de presión permitida por plato	94
Tabla 1. Balance de masa en la Torre Debutanizadora.....	105
Tabla 2. Cargas y propiedades físicas del vapor y líquido en la Torre Debutanizadora.....	106
Tabla 3. Análisis por carga de vapor en platos inferiores – zona de despojo.....	107
Tabla 4. Análisis por carga de vapor en platos superiores – zona de rectificación	107
Tabla 5. Altura del vertedero recomendada por Hysys.	110
Tabla 1. Valores típicos de la relación entre el área activa (AA) y área transversal de la torre (AT) en función del diámetro de la torre.....	117
Tabla 2. Resultados de dimensionamiento de las secciones de la torre	118
Tabla 3. Resultados hidráulicos de las secciones de la torre	119
Tabla 4. Resultados detallados de las secciones de la torre.....	120
Tabla 5. Resultados de dimensionamiento final de las secciones de la torre	149
Tabla 6. Resultados hidráulicos de las secciones de la torre.	150
Tabla 7. Resultados detallados de las secciones de la torre.....	151

RESUMEN

TITULO: DISEÑO HIDRÁULICO DE UNA TORRE DEBUTANIZADORA DE PLATOS PERFORADOS*

AUTORES: Carlos Alberto Paipa Zambrano, Héctor Andrés Salazar Rodríguez**

PALABRAS CLAVES: hidráulica de torres destilación, debutanizadora, platos perforados, lloriqueo, inundación, pérdida de sello, KG tower, Aspen Hysys

CONTENIDO: Se realizó el diseño hidráulico de una Torre Debutanizadora de platos perforados, por medio de una simulación en estado estable. La simulación realizada permitió obtener los parámetros de proceso requeridos para el diseño de la columna de destilación.

Se planteó una estrategia de dos etapas; la primera consistió en una revisión teórica, en donde se expone una descripción de los parámetros de proceso y los parámetros geométricos, junto con correlaciones y criterios de diseño hidráulicos que permiten entender el impacto de éstos en el diseño y definir datos de entrada básicos para simular la torre. En la segunda sección, se utilizaron herramientas de software que permitieron evaluar el caso de estudio, realizar la variación de parámetros y analizar resultados para llegar a un diseño adecuado y seguro. El software utilizado para la simulación de proceso fue KG Tower de Koch-Glitsch y Hysys de AspenTech. Adicionalmente, se realizó un cálculo manual en MS Excel, y se compararon los resultados obtenidos con los de los simuladores. Esto permitió encontrar que, mientras los cálculos manuales y el software KG Tower evidenciaban problemas hidráulicos con algunas configuraciones, HYSYS no reportaba ningún problema. A raíz de estas diferencias, los métodos de cálculo de cada una de las fuentes (MS Excel, KG Tower y HYSYS) fueron comparados, encontrándose que para algunos parámetros hidráulicos existen diferencias significativas entre las correlaciones usadas por el simulador HYSYS y lo reportado por la literatura y el simulador KG Tower.

* Monografía

** Facultad: Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela: Escuela de Ingeniería de Petróleos.
Director: Hermes Peña.

SUMMARY

TITLE: HYDRAULIC DESIGN OF A SIEVE TRAY DEBUTANIZER TOWER*

AUTORS: Carlos Alberto Paipa Zambrano, Héctor Andrés Salazar Rodríguez**

KEY WORDS: Distillation tower hydraulics, debutanizer, sieve tray, whipping, flooding, dump, KG tower, Aspen Hysys

CONTENTS: A sieve tray debutanizer tower hydraulic design was done using steady state simulation. The simulation trials let to obtain the key process parameters required for the design of the distillation column. The work is developed in two sections; First, an state of the art review were made. In this section, the principal process and geometrical design parameters, along with hydraulic correlations and the main design criterias, were described. This description let the reader to understand the impact of the different parameters and how to define them to set up the simulation. On the second section, different software tools were used to assess a debutanizer tower. Simulators let to change several tower and tray parameters, to finally get a safe and proper design. The software used for process simulation was KG Tower of Koch-Glitsch and AspenTech Hysys. Additionally, a manual MS Excel calculation was performed and results compared with those obtained with the commercial simulators. It was found that while MS Excel calculations and KG Tower simulator showed hydraulic problems in some of the assessed configurations, Hysys did not. A further exploration on the calculation methods used by the simulators showed that Hysys correlations for key hydraulic parameters have some significant differences as compared with KG tower and the theory.

* Monograph

** Faculty: Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. School: Escuela de Ingeniería de Petróleos.
Advisor: Hermes Peña.

INTRODUCCIÓN

Actualmente la industria del gas representa una alternativa importante de energía a nivel mundial. En ese sentido, desde el enfoque de operación, optimización, ingeniería y diseño de proceso, es importante conocer en detalle los parámetros involucrados en los procesos de tratamiento de gas, para el desarrollo de ingenierías y para la solución de problemas referentes a estos procesos.

Los procesos de destilación que se encuentran frecuentemente en la industrial de gas y refinación de crudo, son desarrollados en torres que presentan una alta complejidad en su diseño y operación, parámetros afectan la calidad de productos obtenidos. Desde este punto de vista, entender el impacto de los parámetros de proceso y los parámetros geométricos en los fenómenos hidráulicos que ocurren en las torres es necesario para evaluar eficiencias de separación y proponer diseños adecuados, junto con optimizaciones de proceso.

A nivel nacional el diseño y optimización operativa de torres de destilación se limita a evaluaciones preliminares para establecer número de platos y relaciones de reflujo que aseguren la separación deseada. Por lo tanto, la hidráulica y el diseño de la torre quedan limitados a fabricantes internacionales especializados en esta clase de equipos, lo cual conlleva a una brecha nacional a nivel de diseño y operación de los mismos.

El objetivo de este trabajo fue diseñar una torre debutanizadora de platos perforados para evaluar y analizar la interacción de parámetros hidráulicos en el diseño de torres de destilación de hidrocarburos livianos en procesos de tratamientos de gas y refinación.

Para cumplir con el objetivo propuesto, se planteó una estrategia de dos etapas; la primera consistió en una revisión teórica, en donde se expone una descripción de los parámetros de proceso y parámetros geométricos, junto con correlaciones y criterios de diseño hidráulicos que permitan entender el impacto de éstos en el diseño y definir datos de entrada básicos para simular la torre. Y una segunda etapa en donde se utilizaron herramientas de software que permitieron evaluar el caso de estudio, realizar la variación de parámetros y analizar resultados para llegar a un diseño adecuado y seguro. El

software utilizado para la simulación de proceso fue KG Tower de Koch-Glitsch y Hysys de AspenTech.

2 HIDRÁULICA EN TORRES DE DESTILACIÓN

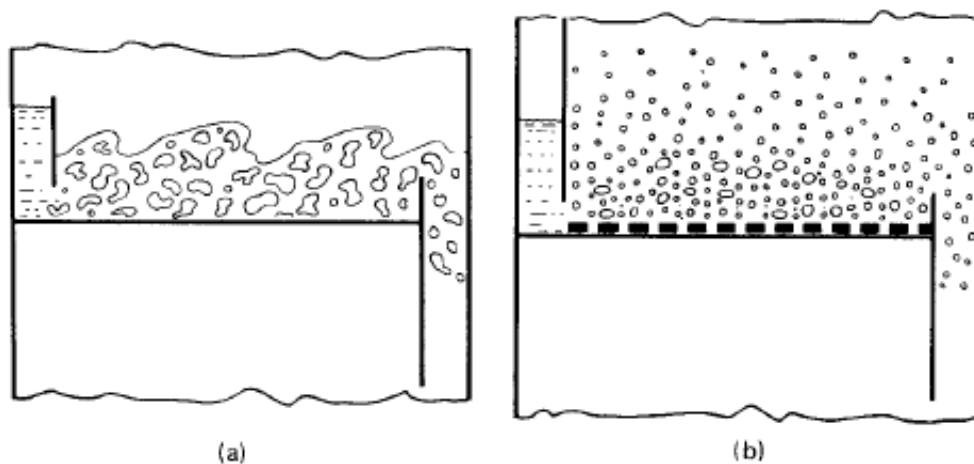
2.1 ANÁLISIS HIDRÁULICO DE TORRES DE DESTILACIÓN

Existen factores que deben ser analizados para evaluar el desempeño hidráulico de una torre de platos. El análisis de estos factores conlleva a tener una guía para el planteamiento del diseño y especificación de los platos y bajantes.

2.1.1 Régimen de flujo en los platos

El régimen de flujo es la naturaleza de la dispersión del vapor y líquido en el plato. La mayoría de torres a nivel industrial operan en régimen espuma y régimen aspersion, dependiendo de la geometría y condiciones operativas. La figura 1 muestra los regímenes de espuma y aspersion:

Figura 1. Régimen de espuma y aspersion



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

En el régimen de espuma, parte (a) de la figura 1, el líquido es una fase continua y el vapor se encuentra dispersado en burbujas en el líquido. En el régimen aspersion, parte (b) de la misma figura, el vapor es la fase continua mientras el líquido se encuentra dispersado en formas de gotas en el vapor.

El régimen de espuma se encuentra con frecuencia industrialmente. Ocurre a bajas y moderadas velocidades del vapor junto con moderadas y altas velocidades de líquido, las cuales son condiciones típicas de presión encontradas en torres atmosféricas. El régimen de aspersion ocurre con velocidades altas de vapor y bajas cargas de líquido, condiciones típicas de operación en torres de vacío. El régimen de aspersion es deseable en sistemas donde la tensión superficial de la mezcla decrece desde la parte superior hacia la parte inferior de la torre. El régimen de espuma es deseable en sistemas donde la tensión superficial de la mezcla aumenta desde la parte superior hacia la parte inferior de la torre. Este régimen de espuma también se recomienda cuando se desea minimizar el arrastre de líquido en la torre. Sin embargo, en la mayoría de aplicaciones las cargas requeridas de vapor y líquido imponen el régimen de flujo y el diseño hidráulico de la torre se debe acomodar al régimen de flujo esperado.

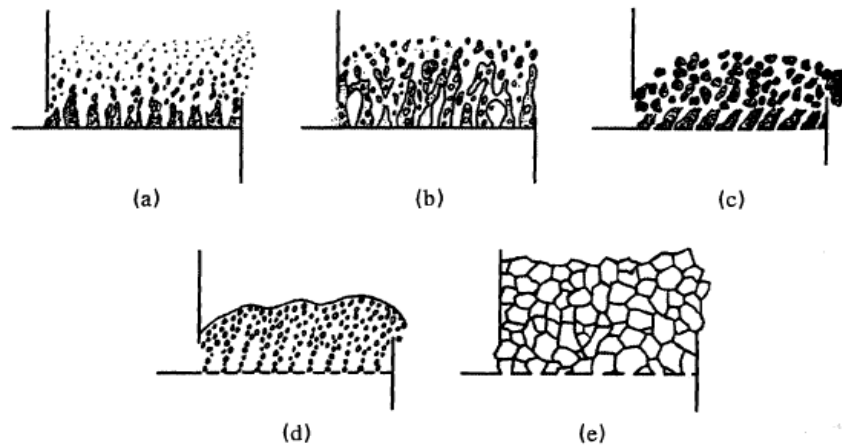
La capacidad de las torres es restringida por uno de muchos mecanismos diferentes existentes. Estos mecanismos restrictivos incluyen el arrastre por inundación en régimen de aspersion, el arrastre por inundación en régimen espuma, inundación por embotellamiento en el bajante (*downcomer backup*), inundación por choque en el bajante (*downcomer choke*), excesivo arrastre y excesiva caída de presión.

El diseño óptimo hidráulico de los platos y bajantes depende de estos mecanismos que restringen la capacidad de la torre. En el régimen de aspersion normalmente la capacidad de la torre es restringida por el arrastre debido a la inundación o por excesivo arrastre. La excesiva caída de presión también podría restringir la capacidad en este régimen en operaciones al vacío. Mientras que la inundación en el bajante o choque en el bajante rara vez restringen la capacidad de la torre en el régimen aspersion.

En el régimen de espuma la capacidad de la torre normalmente es restringida por inundación debida a excesivo arrastre, excesivo embotellamiento y choque en el bajante. Y el excesivo arrastre o excesiva caída de presión, pueden disminuir la capacidad de la torre en el régimen de espuma con menor frecuencia.

Existen otros tipos de regímenes de dos fases encontrados en las torres, los cuales se muestran en la figura 2:

Figura 2. Otros regímenes de flujo en torres de destilación



Fuente: LOCKETT, M.J. Distillation Tray Fundamentals. London: Cambridge University Press, 1986.

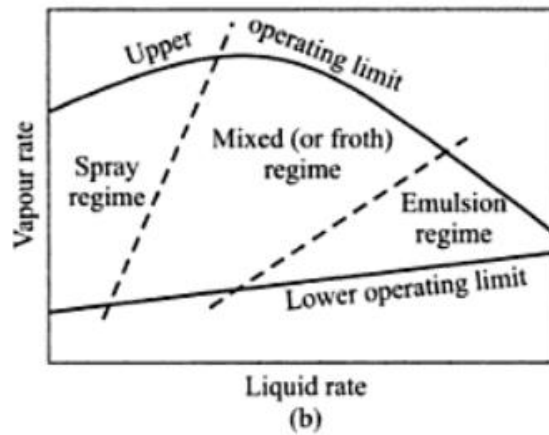
En la parte (a) y (b) de la figura 2, se muestran los regímenes aspersión y espuma explicados anteriormente. La parte (c) muestra el régimen de emulsión, el cual se presenta con altas cargas de líquido y cargas relativamente bajas de vapor. La alta velocidad del líquido ejerce un cambio de régimen sobre las burbujas de vapor y chorros (jets) que abandonan los orificios de los platos. La mayoría del gas se emulsifica como pequeñas burbujas de vapor dentro de la fase líquida. En este régimen la mezcla se comporta como un fluido de dos fases y ocurre normalmente en sistemas de alta presión y altas cargas de líquido.

El régimen burbuja se muestra en la parte (d) de la figura 2 y normalmente ocurre a bajas velocidades del vapor. Las burbujas de forma no coalescente ascienden a través del líquido el cual se asimila a un estanque de superficie clara, conllevando a que este régimen predomine también con vertederos de salida altos.

El régimen celular se muestra en la parte (e) de la figura 2 y se caracteriza por la formación de una espuma estabilizada. Las burbujas crecen de tal manera que limitan la fase líquida a una capa delgada entre las burbujas. Este régimen ocurre a bajas velocidades del vapor en pequeñas torres donde los límites de las paredes promueven la

formación y estabilización de la espuma. El régimen celular se encuentra normalmente en columnas a nivel piloto¹. La figura 3 muestra los regímenes en función de las cargas de vapor y líquido en la torre:

Figura 3. Régimen operativo en función de cargas de vapor y líquido.



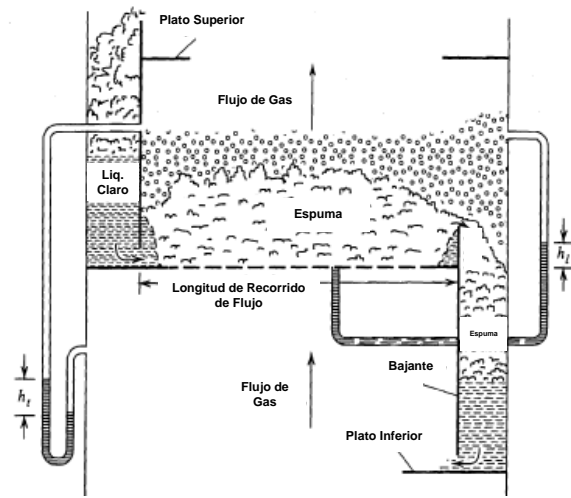
Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

2.1.2 Mecanismos de inundación en torres

La inundación es la acumulación excesiva de líquido dentro de la torre. Las figuras 4 y 5 muestran el modelo hidráulico clásico y los principales componentes de una torre de platos. En ellas se puede observar que si la condición de embotellamiento de líquido se mantiene en los platos y bajantes, ocurrirá a un arrastre de líquido junto con el vapor que se dirige hacia la cima de la torre. En el arrastre, gotas suspendidas de líquido son transportadas por el vapor ascendente a las condiciones de operación.

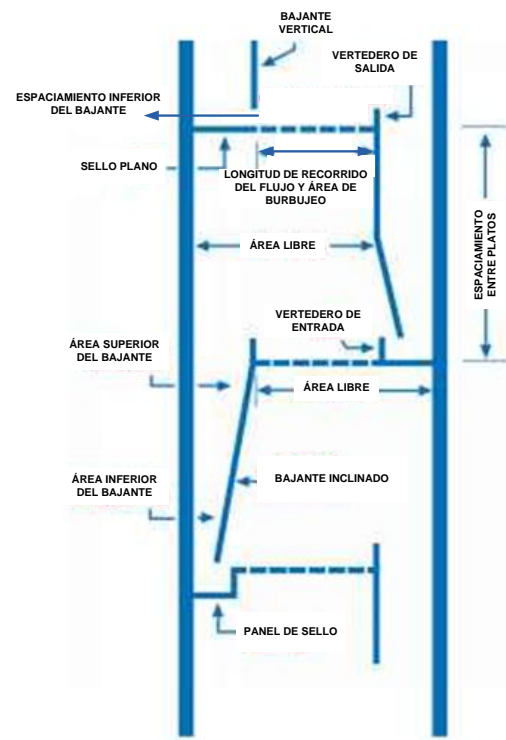
Figura 4. Modelo hidráulico clásico de una torre de platos

¹ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Figura 5. Componentes principales de una torre de platos

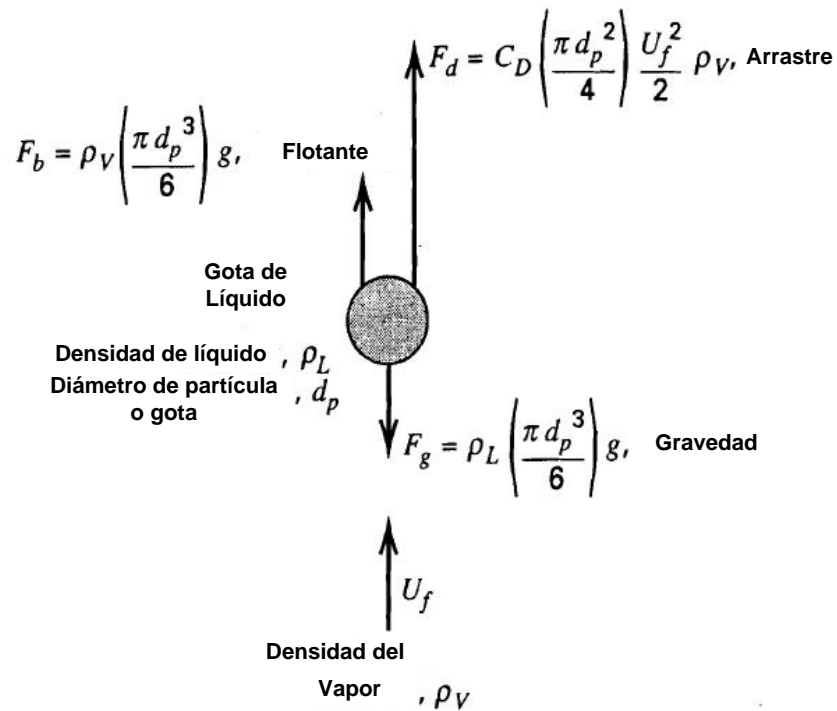


Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Souders y Brown² correlacionaron datos operacionales para la inundación por arrastre para columnas industriales asumiendo que el arrastre de gotas suspendidas controla este fenómeno. A bajas velocidades del vapor, las gotas se asientan y a altas velocidades las gotas son arrastradas. La inundación ocurre cuando la velocidad del vapor ascendente es suficiente para suspender una gota de líquido.

En la velocidad de inundación por arrastre U_f , la gota es suspendida de tal manera que la sumatoria de vectores de fuerzas gravitacionales (F_g), flotantes (F_b) y arrastre (F_d) actuando sobre la gota es cero, como se muestra en la figura 6 y en la ecuación 1.1:

Figura 6. Fuerzas actuando sobre una gota de líquido suspendida



Fuente: SEADER, J.D y HENLEY E. Separation Process Principles. New Jersey: Jhon Wiley & Sons Inc. Second Edition, 2006.

² SEADER, J.D y HENLEY E. Separation Process Principles. New Jersey: Jhon Wiley & Sons Inc. Second Edition, 2006.

$$\sum F = 0 = F_g - F_b - F_d \quad (1.1)$$

En términos de diámetros de partícula, la ecuación 1.1 se convierte a:

$$\rho_L \left(\frac{\pi d_p^3}{6} \right) g - \rho_V \left(\frac{\pi d_p^3}{6} \right) g - C_D \left(\frac{\pi d_p^2}{4} \right) \frac{U_f^2}{2} \rho_V = 0 \quad (1.2)$$

Donde C_D es el coeficiente de arrastre.

Solucionando la ecuación anterior, se tiene:

$$U_f = C_{SB} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} \quad (1.3)$$

$$C_{SB} = \left(\frac{4d_p g}{3C_D} \right)^{1/2} \quad (1.4)$$

El parámetro C_{SB} , parámetro Souders y Brown, se determina usando datos experimentales obtenidos por sistemas a nivel industrial.

2.1.2.1 Inundación por arrastre en régimen aspersion

Con bajos flujos de líquido, los platos operan en régimen aspersion donde la mayoría de líquido se encuentra en forma de gotas y a medida que se incrementa la velocidad del vapor, se alcanza una condición donde la mayoría de las gotas de líquido son arrastradas hacia el plato superior causando la acumulación de líquido.

2.1.2.2 Inundación por arrastre en régimen espuma

Con altos flujos de líquido se alcanza el régimen espuma en los platos. Cuando se aumenta la velocidad del vapor, aumenta la altura de la espuma en el plato. Cuando el espaciamiento entre platos es pequeño, el envoltente de la espuma alcanza el plato superior y ocurre el arrastre causando la acumulación de líquido.

Si el espaciamiento entre platos es grande (mayor a 18 – 24 in) es difícil que la envoltente de espuma alcance el plato superior. A medida que la velocidad del vapor aumenta, parte de la espuma se convierte en aspersion y la inundación ocurrirá como se describió anteriormente.

Cuando existen altos flujos de líquido, altas relaciones de longitud de recorrido del flujo en el plato respecto al espaciamiento entre platos y alta área fraccional de orificios de los platos (relación de área de orificios a área de burbujeo), puede ocurrir un cruce de flujo de vapor en dirección opuesta al flujo de líquido en el plato, conllevando a que se acumule espuma en la zona de entrada y centro del plato, aumentando la cabeza de líquido en estas zonas. Como resultado, el vapor canalizará en la zona de salida del plato acelerando el cruce de flujo y aumentando el nivel de espuma en la zona de entrada y centro conllevando a la inundación.

2.1.2.3 Inundación por embotellamiento en el bajante

El embotellamiento de líquido en el bajante puede causarse por la caída de presión y altura de líquido en el plato junto con las pérdidas por fricción en el bajante. El embotellamiento aumenta cuando aumenta el flujo de líquido; la caída de presión también puede aumentar al aumentar el flujo de vapor a través de la torre. Cuando el embotellamiento de líquido en el bajante excede el espaciamiento entre platos, el líquido se acumula en el plato superior causando la inundación.

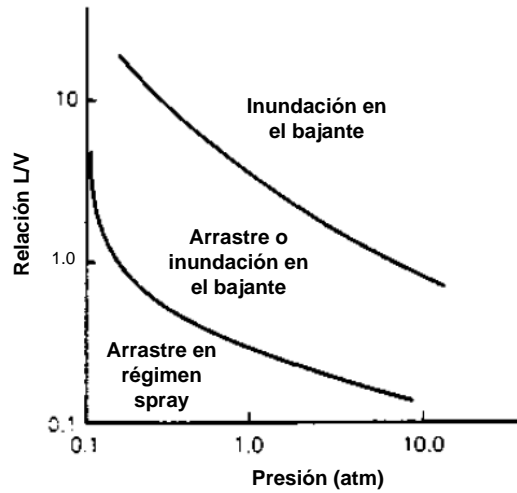
2.1.2.4 Inundación por choque en el bajante

A medida que el flujo de líquido se incrementa, también se incrementa la velocidad del líquido en el bajante. Cuando esta velocidad excede cierto límite, las pérdidas por fricción en el bajante se vuelven excesivas y la mezcla espumosa no puede ser transportada al plato inferior causando la acumulación de líquido.

2.1.3 Parámetros que afectan la inundación

La figura 7 muestra el efecto de la presión y la relación líquido a vapor (L/V) sobre la inundación en una torre. Sin embargo, la figura no muestra efectos en la inundación debidos a geometría del plato y bajante, tipo de sistema y condiciones operacionales, los cuales son parámetros que impactan considerablemente el mecanismo de inundación. A bajas presiones aumentan la velocidad del vapor y disminuyen los flujos de líquido conduciendo a dispersiones del tipo aspersion. En columnas operando en vacío y con bajas relaciones L/V, el mecanismo de inundación usualmente es causado por arrastre en régimen aspersion.

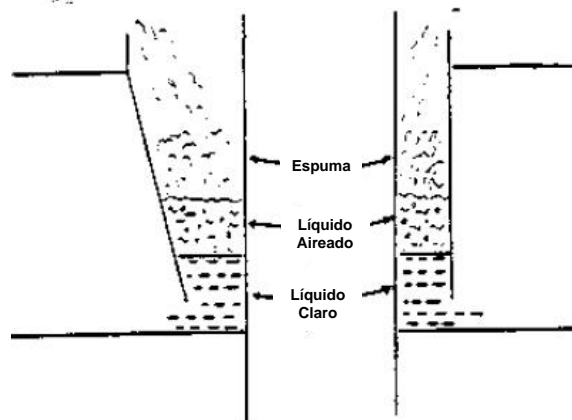
Figura 7. Efecto de la presión y relación L/V sobre la inundación en una torre.



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Con altas presiones se disminuye la diferencia entre densidades de líquido y vapor, haciendo que la separación de fases en el bajante sea más difícil. Con estas condiciones, el fenómeno de aireación en el bajante se incrementa, aumentando las pérdidas por fricción y el embotellamiento de espuma en el bajante. La figura 8 muestra el mecanismo de aireación en el bajante.

Figura 8. Mecanismo de aireación en el bajante



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

El vapor entra al bajante junto con la espuma que rebosa el vertedero de salida del plato. Dentro del bajante, el vapor se libera del líquido debido a su alta capacidad de flotación y la fuerza que impulsa esta separación es la diferencia de densidades entre el líquido y vapor en el bajante. En la parte superior del bajante se encuentra la zona de espuma donde la fracción de vapor es alta con la misma magnitud con la que se encuentra en el plato. A medida que la mezcla baja a través del bajante la mayor parte del vapor se libera de la mezcla formando una zona de líquido aireado, donde las burbujas de vapor ascienden en medio del líquido. Al continuar la liberación del vapor, el líquido aireado se transforma en líquido claro en la parte inferior del bajante.

La liberación de vapor se facilita en sistemas con baja tendencia a la formación de espuma y sistemas de baja presión. En sistemas con alta tendencia a la formación de espuma, se complica la liberación en el bajante debido a que el líquido tiende a atrapar el vapor que trata de liberarse. En sistemas de alta presión se reduce la diferencia entre densidades de vapor y líquido, lo cual también dificulta la liberación del vapor. El aumento de presión disminuye la tensión superficial promoviendo la formación de espuma retardando la liberación del vapor.

Con altos flujos de líquido se incrementa la caída de presión en el plato, aumenta el nivel de líquido y las pérdidas por fricción en el bajante. Por lo descrito anteriormente, la inundación en el bajante se favorece a altas presiones y altos flujos de líquidos. Con moderadas presiones y relaciones L/V la dispersión y régimen en el plato tiende a ser en régimen espuma y la inundación puede ser por arrastre en régimen aspersion o régimen espuma. Generalmente con bajo espaciado entre platos (menor de 12 – 15 in), la inundación por arrastre de espuma es favorecido³.

En este sentido, áreas bajas de burbujeo o áreas fraccionales de orificio generan altas velocidades de vapor promoviendo el arrastre, caída de presión y embotellamiento en el bajante. Estos parámetros no tienen impacto significativo sobre la velocidad de líquido o densidad de la espuma en el bajante y por eso no impactan la inundación por choque en el bajante. De otro lado, un pequeño espaciado entre platos promueven todos los mecanismos de inundación a excepción de la inundación por choque en el bajante. A medida que el espaciado disminuye, las gotas tienen una distancia más corta para recorrer y para ser arrastradas; el envoltorio de espuma se acerca al plato superior y un

³ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

pequeño embotellamiento es suficiente para causar la inundación. El espaciamiento entre platos tiene poco impacto sobre la velocidad de líquido o densidad de la espuma en el bajante y por eso no impactan la inundación por choque en el bajante. La figura 9 muestra el efecto de la geometría sobre los tipos de inundación en torres.

Figura 9. Impacto de parámetros geométricos en mecanismos de inundación.

Parámetros de diseño geométricos	Inundación por arrastre en régimen spray	Inundación por arrastre en régimen espuma	Inundación por embotellamiento en el bajante	Inundación por choque en el bajante
Baja área de burbujeo	X	X	X	
Baja área fraccional de orificio (<8%)	X	X	X	
Bajo espaciamiento entre platos	X	X	X	
Altos vertederos (>4 in)		X	X	
Bajas longitudes de vertederos		X	X	
Bajas holgura en la parte inferior del bajante			X	
Baja área superior del bajante				X

Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Se observa que los vertederos altos con bajas longitudes reducen la formación aspersion pero aumentan la altura del envolvente de la espuma, favoreciendo la tendencia a la inundación por arrastre de espuma. También aumenta la altura de líquido en el plato junto con la caída de presión favoreciendo la inundación por embotellamiento en el bajante. De otro lado, una baja holgura en la parte inferior del bajante afecta el embotellamiento pero no afecta la velocidad, mientras que una pequeña área superior del bajante afecta la velocidad pero no el embotellamiento en el bajante.

2.1.4 Predicción de la inundación en torres

A continuación se describen los métodos y correlaciones existen para predecir los diferentes mecanismos de inundación descritos anteriormente.

2.1.4.1 Predicción de la inundación por arrastre

La inundación por arrastre se puede presentar en el régimen aspersion y régimen espuma como se explicó anteriormente. La inundación por arrastre en régimen aspersion es el más común⁴⁵; la inundación por arrastre en régimen espuma puede ocurrir cuando:

- El espaciamiento entre platos es pequeño (inferior a 18 in). Con esta condición la inundación por arrastre en régimen aspersion o régimen espuma puede restringir la capacidad de los platos, siendo el último el más probable al reducir el espaciamiento entre platos o aumentar las cargas de líquido.
- Las condiciones hidráulicas favorecen el cruce de flujo de vapor y la inundación por arrastre en régimen espuma es favorecida cuando el espaciamiento entre platos excede los 18 in.

Los modelos de inundación son basados normalmente en el arrastre en régimen aspersion. La velocidad de inundación es gobernada por la correlación de Souders y Brown como se explicó anteriormente (ecuación 1.3).

El parámetro C_{SB} , parámetro Souders y Brown, es basado normalmente en el área de burbujeo y está relacionando con el flujo de vapor de la siguiente manera:

$$C_{SB} = \frac{VLOAD}{A_B} \quad (1.5)$$

$$VLOAD = CFS \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{1/2} \quad (1.6)$$

Donde:

VLOAD= Carga de Vapor (ft³/s)

A_B = Área de Burbujeo. Área transversal de la torre menos el total de las áreas de los bajantes y áreas de regiones no perforadas (ft²).

CFS = Flujo de Vapor (ft³/s)

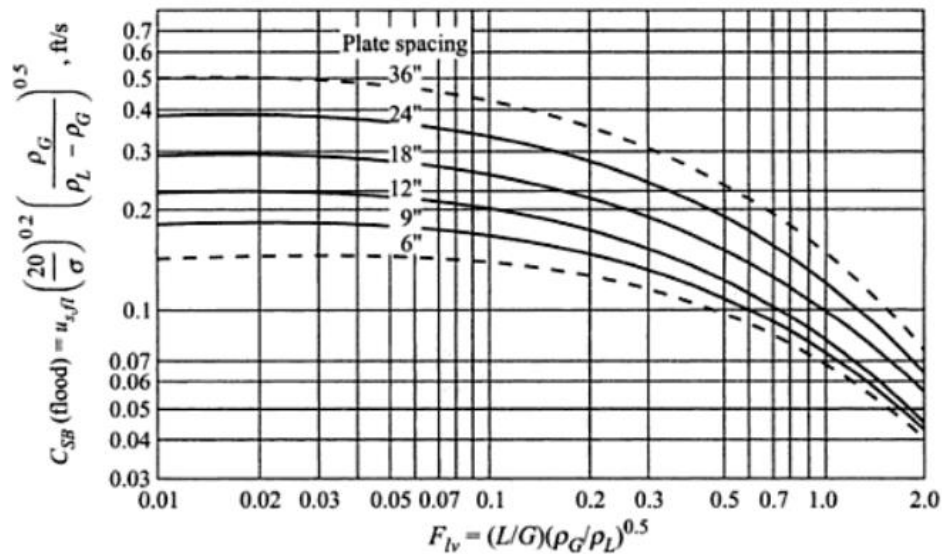
⁴ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

⁵ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Predicción de la Inundación por Arrastre: Correlación de Fair

La correlación de Fair ha sido el estándar en la industria para la predicción de la inundación por arrastre. El parámetro C_{SB} , es una función del parámetro F_{LV} , espaciamiento entre platos, tensión superficial y área fraccional de orificio (relación de área de orificios a área de burbujeo) ^{6 7}. En esta correlación, C_{SB} es basado en el área neta transversal y es evaluado por medio de la figura 10.

Figura 10. Parámetro C_{SB} , para la predicción de la inundación por arrastre según Fair



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Donde:

C_{SB} = Parámetro Souders-Brown (ft/s)

$U_{s,fi}$: Velocidad de Inundación (ft/s)

σ : Tensión superficial (dinas/cm)

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³).

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³).

L: Flujo másico de líquido por paso en el plato (lb/h)

G: Flujo másico de vapor (lb/h)

⁶ DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

⁷ FAIR, J.R. How to predict sieve tray entrainment and flooding. Petrochemical Engineering, 33(10): 211-218, 1961.

La figura 10 aplica para áreas fraccionales de orificio mayores o iguales a 0.10. Para áreas fraccionales de orificio de 0.08 0.06, el parámetro C_{SB} debe ser multiplicado por factores de 0.9 y 0.8 respectivamente⁸.

Al calcular el factor C_{SB} por la anterior gráfica, se puede calcular la velocidad de inundación se puede calcular a partir de la ecuación 1.7:

$$U_{s,fl} = C_{SB} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (1.7)$$

El factor C_{SB} puede ser calculado de manera algebraica según la ecuación 1.8⁹:

$$C_{SB} = 0.03445 + 5.421 \times 10^{-3} S^{0.775} \exp(-1.463 F_{LV}^{0.842}) \quad (1.8)$$

Donde S es el espaciamiento entre platos en pulgadas.

La correlación de Fair aplica a sistemas con baja tendencia a la formación de espuma.

Para sistemas con alta tendencia a la formación de espuma, la capacidad del plato se disminuye y la correlación aplica para platos perforados con diámetros de orificios ½ in o inferiores donde la altura del vertedero no excede el 15% del espaciamiento entre platos.

La correlación de Fair aplica a platos perforados, platos con válvulas y platos con caperuzas. Esta también puede aplicarse para la predicción de inundación por arrastre en régimen espuma, el cual es menos común que el arrastre en régimen aspersion y predomina cuando el espaciamiento entre platos es menor a 18 in; no obstante con estas condiciones, la inundación por arrastre en régimen aspersion también puede restringir la capacidad del plato. También el arrastre en régimen espuma puede causar la inundación cuando se presenta cruce de flujo de vapor.

⁸ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

⁹ DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Predicción de la Inundación por arrastre: Correlación de Kister y Haas:

Otra correlación alternativa para predecir la inundación por inundación en torres es la desarrollada por Kister y Haas, la cual es una forma modificada de la correlación de Jeronimo y Sawistowski¹⁰

$$C_{SB} = 0.144 \left(\frac{d_H^2 \sigma}{\rho_L} \right)^{0.125} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.1} \left(\frac{S}{h_{ct}} \right)^{0.5} \quad (1.9)$$

Donde:

d_H = Diámetro del orificio del plato (in).

h_{ct} = Es la altura del líquido claro en la fase de transición de régimen espuma a aspersion (in liq), que se puede calcular por medio de las ecuaciones 1.10 a 1.11.

$$h_{ct} = (h_{ct})_{H2O} 0.144 \left(\frac{62.2}{\rho_L} \right)^{0.5(1-n)} \quad (1.10)$$

$$n = \frac{0.0231d_H}{A_f} \quad (4.10)$$

$$(h_{ct})_{H2O} = \frac{0.29A_f^{-0.791} d_H^{0.833}}{1 + 0.0036Q_L^{-0.59} A_f^{-1.79}} \quad (1.11)$$

Donde:

$(h_{ct})_{H2O}$: Es la altura del líquido claro en la fase de transición de régimen espuma a aspersion para el sistema aire-agua (in liq).

d_H : Diámetro del orificio del plato (in).

Q_L : Carga de líquido (gpm/in longitud del vertedero de salida).

A_f : Área fraccional de orificio (relación de área de orificios a área de burbujeo).

El parámetro C_{SB} y $U_{s,fl}$ son basados en el área neta y son calculados por las ecuaciones (4.8) y (4.6) respectivamente. La correlación de Kister y Hass tiene las siguientes ventajas:

- Brinda una mejor aproximación ya que tiene en cuenta el efecto de propiedades físicas, variables operativas y configuración geométrica en el punto de inundación.
- Puede ser representada en términos de grupos adimensionales que representan el arrastre en régimen aspersion.

¹⁰ JERONIMO, M.A y SAWITOWSKI, H. Trans. Inst.Chem.Engrs. London 51, p265. 1973.

- Fue basada en un rango amplio de datos comerciales y estudios a nivel piloto. Predice el punto de inundación para platos perforados y platos con válvulas dentro de un +/- 15 y +/-20% de desviación respectivamente.

Esta correlación para sistema con baja tendencia a espuma y con espaciamiento entre platos mayor a 14 in. El rango de aplicación de la correlación de Kister y Hass es el siguiente:

- Mecanismo de inundación por arrastre.
- Tipo de platos: perforados y válvulas.
- Presión: 1.5 -500 psia. A presiones mayores a 150 psia, el mecanismo de inundación que domina es la inundación en el bajante y la correlación no predice este fenómeno.
- Velocidades de gas: 1.5 a 13 ft/s.
- Cargas de líquido: 0.5-12 gpm/in de vertedero de salida. Con cargas de líquido superiores de 7- 10 gpm/in de vertedero de salida, la correlación no predice este fenómeno y debe utilizarse con precaución.
- Densidad del gas: 0.03 – 10 lb/ft³.
- Densidad del líquido: 20 – 75 lb/ft³.
- Tensión superficial: 5 – 80 dinas/cm.
- Viscosidad del líquido: 0.05 – 2 cP.
- Espaciamiento entre platos: 14 – 36 in. Con espaciamiento entre platos inferiores, la inundación es debida a la altura de la espuma o arrastre en régimen por espuma en lugar de arrastre en régimen aspersion. La correlación no predice este fenómeno y se debe tener precaución al emplearla.
- La correlación no aplica cuando ocurren los siguientes fenómenos simultáneamente: relación de longitud de recorrido de flujo a espaciamiento entre platos mayor a 3, carga de líquido mayor a 6 gpm/ in de vertedero y área fraccional de orificio (relación de área de orificios a área de burbujeo) mayor a 11%. Bajo estas condiciones, la inundación por arrastre se debe a canalización del vapor y flujo cruzado de vapor en lugar de altura de aspersion.

Predicción de la inundación por arrastre: Correlación de Smith:

Comparada con la correlación de Fair, esta correlación es menos conservadora y fue derivada desde pocos datos operacionales basados en operaciones de torres a nivel industrial para platos perforados, platos con válvulas y platos con caperuzas. La correlación también puede aplicarse para la predicción de inundación por arrastre en régimen espuma¹¹.

Para la correlación de Smith no existe corrección por tensión superficial y el parámetro C_{SB} y $U_{s,fl}$ son basados en el área neta y son calculados por medio de la figura 11, donde se representa la correlación de Smith, S es el espaciamiento entre platos (in), h_w es la altura del vertedero de salida (in) y h_{ow} es la altura de líquido sobre el vertedero (in liq). La altura de líquido claro (h_c) se define según la ecuación 1.12.

$$h_c = h_w + h_{ow} + h_{hg} / 2 \quad (1.12)$$

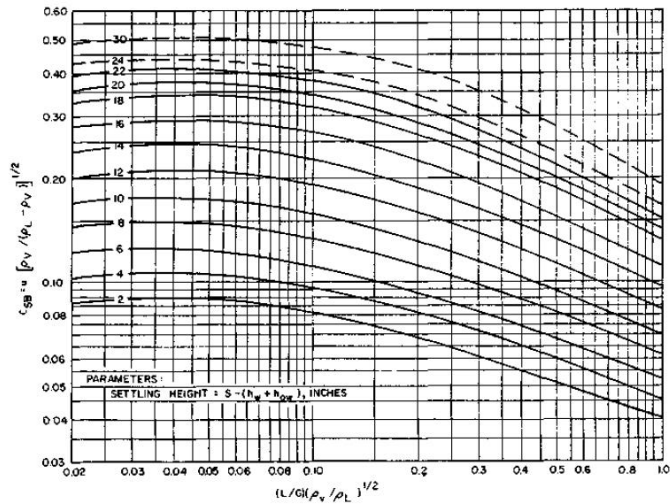
Las unidades para cada término de la ecuación anterior son en pulgadas de líquido. En el diseño se debe seleccionar una adecuada altura de vertedero de salida, las cual normalmente es 1 – 2 in para platos de torres de destilación y 4 in para torres de absorción¹². La suma de la altura del vertedero de salida (h_w) y la altura de líquido sobre el vertedero (h_{ow}) se denomina el sello estático de líquido.

El gradiente hidráulico h_{hg} , es la cabeza de líquido requerida para superar las pérdidas por fricción para permitir el flujo de líquido a través del plato. Un excesivo gradiente ocasiona mala distribución del vapor y lloriqueo de líquido a través de las perforaciones del plato.

¹¹ SMITH, R.B, DRESSER, OHLSWAGER, H. Hydrocarbon Processing and Petroleum Refining. p 183, 1963.

¹² DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Figura 11. Parámetro C_{SB} para la predicción de la inundación por arrastre según Smith.



Fuente: SMITH, R.B, DRESSER, OHLSWAGER, H. Hydrocarbon Processing and Petroleum Refining.1963.

Para el cálculo de la altura de líquido sobre el vertedero (h_{ow}) se utiliza la correlación de Francis para bajantes segmentados¹³:

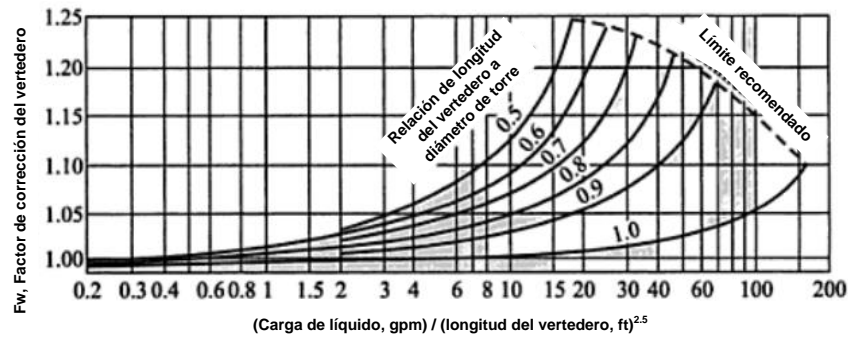
$$h_{ow} = 0.48F_w(Q_L)^{2/3} \quad (1.13)$$

F_w es el factor de corrección del vertedero el cual se calcula mediante la figura 12.

Q_L = Carga de líquido (gpm/in longitud del vertedero de salida).

¹³ DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Figura 12. Factor de corrección del vertedero.



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Una forma alternativa para el cálculo de la altura de líquido sobre el vertedero (h_{ow}), es la propuesta por Treybal¹⁴, también basada en la correlación de Francis:

$$\frac{q_L}{W_{eff}} = 0.0801 (h_{ow})^{3/2} \quad (1.14)$$

Donde,

q_L :Flujo de líquido (ft³/s).

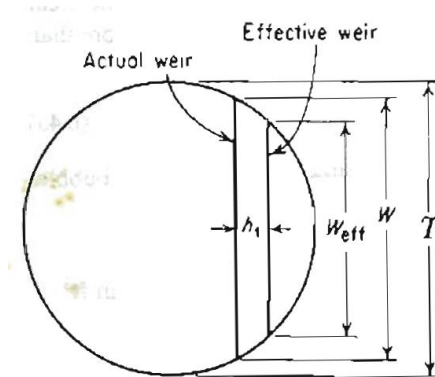
W_{eff} : Longitud efectiva del vertedero (ft).

h_{ow} : Altura de líquido sobre el vertedero (in liq)

La acción del vertedero es afectada por los lados curvos de la torre circular, la longitud efectiva del vertedero es representada acorde al diámetro de la torre y una distancia más alejada del centro del plato respecto a la distancia que se encuentra actualmente el vertedero. La figura 13 muestra la longitud efectiva del vertedero dentro de la geometría del plato, donde h_1 representa la distancia de diferencias entre la longitud del vertedero (W) y la distancia efectiva del mismo (W_{eff}), T representa el diámetro de la torre.

¹⁴ TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

Figura 13. Longitud efectiva del vertedero



Fuente: TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

La ecuación anterior puede ser representada incluyendo la distancia h_1 :

$$h_1 = 5.38 \left(\frac{q_L}{W} \right)^{2/3} \left(\frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3} \quad (1.15)$$

Donde,

q_L :Flujo de líquido (ft³/s).

W :Longitud actual del vertedero (ft).

W_{eff} : Longitud efectiva del vertedero (ft).

h_1 : representa la distancia de diferencias entre la longitud del vertedero (W) y la distancia efectiva del mismo (W_{eff}) (in).

La relación de los parámetros geométricos de la figura 13 es:

$$\left(\frac{W}{W_{eff}} \right)^2 = \left(\frac{T}{W_{eff}} \right)^2 - \left\{ \left[\left(\frac{T}{W_{eff}} \right)^2 - 1 \right]^{0.5} + \frac{2h_1}{T} \frac{T}{W} \right\}^2 \quad (1.16)$$

2.1.4.2 Predicción de la inundación por embotellamiento en el bajante

La inundación por embotellamiento en el bajante ocurre cuando la altura de líquido aireado en el bajante excede el espaciamiento entre platos:

$$h'_{dc} = S + h_w \quad (1.17)$$

$$h'_{dc} = \frac{h_{dc}}{\phi_{dc}} \quad (1.18)$$

$$h_{dc} = h_c + h_t + h_{da} \quad (1.19)$$

$$h_c = h_w + h_{ow} + h_{hg} / 2 \quad (1.20)$$

Donde:

S: Espaciamiento entre platos (in).

h_w : Altura del vertedero de salida (in).

h_{dc} : Embotellamiento en el bajante (in liq).

Φ_{dc} : Factor de aireación en el bajante

h_c : Altura del líquido claro (in liq).

h_t : Caída de presión en el plato (in liq).

h_{da} : Pérdida de cabeza debida al flujo de líquido en faldón del bajante (in liq).

h_{ow} : Altura de líquido sobre el vertedero (in liq).

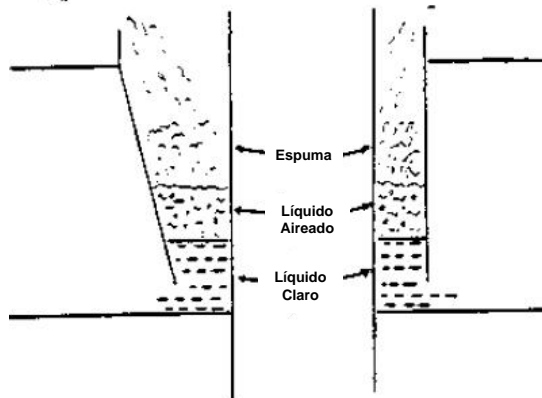
h_{hg} : Gradiente hidráulico (in liq).

La Figura 10 explicó el mecanismo de aireación en el bajante. Dentro del bajante, el vapor se libera del líquido debido a su alta capacidad de flotación y la fuerza que impulsa esta separación es la diferencia de densidades entre el líquido y vapor en el bajante. En la parte superior del bajante se encuentra la zona de espuma donde la fracción de vapor es alta con la misma magnitud con la que se encuentra en el plato. A medida que la mezcla baja a través del bajante la mayor parte del vapor se libera de la mezcla formando una zona de líquido aireado, donde las burbujas de vapor ascienden en medio del líquido. Al continuar la liberación del vapor, el líquido aireado se transforma en líquido claro en la parte inferior del bajante, como se presenta en la figura 14.

Es posible que en el bajante se presente un fenómeno de arrastre de vapor o reciclo de vapor, el cual es análogo al arrastre de líquido en los platos y consiste en el arrastre de vapor a medida que el líquido desciende a través del bajante. A medida que la velocidad de líquido aumenta en el bajante aumenta la fracción de gas retenida, la cual aumenta hasta un punto donde se establece una velocidad crítica, donde la fracción de gas

retenida y la aireación en el bajante permanecen constantes independientes de la carga de líquido¹⁵.

Figura 14. Mecanismo de aireación en el bajante



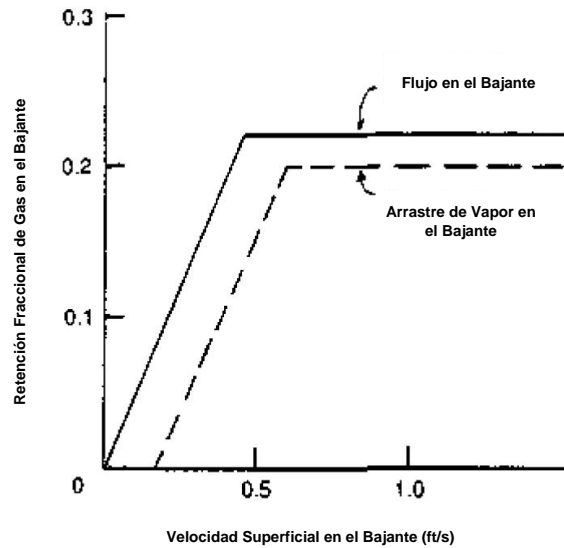
Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

En el punto de velocidad crítica empieza a aumentar rápidamente la caída de presión con inundación por choque en el bajante. En sistemas de destilación de baja y media presión donde es significativa la diferencia entre densidades de gas y líquido, es poco el efecto del reciclo o arrastre de gas y se facilita su liberación de la fase líquida en el bajante. En sistemas de alta presión, el arrastre de vapor comienza a ser significativo; un estudio realizado por el Fractionation Research Institute¹⁶, mostró que para un torre deisobutanizadora, el arrastre vapor aumento desde un 7% a 165 psia hasta un 50-60% a 400 psia en base molar. Ver figura 15.

¹⁵ LOCKETT M.J y GHARANI A.W. I. Chem. E. Symp. Ser. 56, p 2,3/43. The Institution of Chemical Engineers UK, 1979.

¹⁶ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Figura 15. Impacto de la velocidad y la retención del gas en el bajante.



Fuente: LOCKETT M.J y GHARANI A.W. I. Chem. E. Symp. Ser. 56, p 2,3/43. The Institution of Chemical Engineers UK, 1979.

En el bajante, la fracción de retención de líquido varía desde aproximadamente 0.3 en la zona de espuma hasta la unidad en la zona de líquido claro. La altura de cada zona en el bajante es una función compleja de las propiedades del sistema, condiciones operacionales y geometría del bajante y por esta razón, es difícil correlacionar teóricamente el factor de aireación en el bajante. La predicción del factor de aireación se basa en criterios generales basados en la tendencia a formación de espuma de cada sistema. La figura 16 muestra los valores del factor de aireación en el bajante según diferentes autores.

Figura 16. Criterios para el factor de aireación en el bajante

Tendencia a la Formación de Espuma	Criterio de Bolles		Criterio de Glitsch		Criterio de Fair	
	Ejemplos	ϕ_{dc}	Ejemplos	ϕ_{dc}	Ejemplos	ϕ_{dc}
Baja	Hidrocarburos de bajo peso molecular y alcoholes	0.6	$\rho_G < 1.0 \text{ lb/ft}^3$	0.6	Casos favoreciendo rápidas elevaciones de burbujas como baja densidades de gases y bajas viscosidades de líquido	0.5
Moderada	Hidrocarburos de medio peso molecular	0.5	$1.0 < \rho_G < 3.0 \text{ lb/ft}^3$	0.5		
Alta	Aceites minerales	0.4	$\rho_G > 3.0 \text{ lb/ft}^3$	0.4		
Muy Alta	Aminas y glicoles	0.3			Casos favoreciendo lentas elevaciones de burbujas como altas densidades de gases, altas viscosidades de líquido y sistemas espumosos.	0.2-0.3

Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

La pérdida de cabeza en el faldón o parte inferior del bajante h_{da} , para bajantes segmentados se define de acuerdo a la ecuación 1.21:

$$h_{da} = 0.03 \left(\frac{GPM}{100A_{da}} \right)^2 \quad (1.21)$$

Donde A_{da} es el área de la parte inferior del bajante (ft^2).

Esta área debe tomarse como el área más restrictiva en la parte inferior del bajante. Por ejemplo si se usan vertederos de entrada y el área entre el bajante y el vertedero es más pequeña que el área de la parte inferior del bajante, se debe usar la menor área en la ecuación 1.21.

La altura del vertedero de salida se puede calcular a partir de la ecuación 1.22¹⁷:

$$(4 - h_{ow} - 0.5h_{hg}) \geq h_w \geq (2 - h_{ow} - 0.5h_{hg}) \quad (1.22)$$

Donde:

h_w : Altura del vertedero (in).

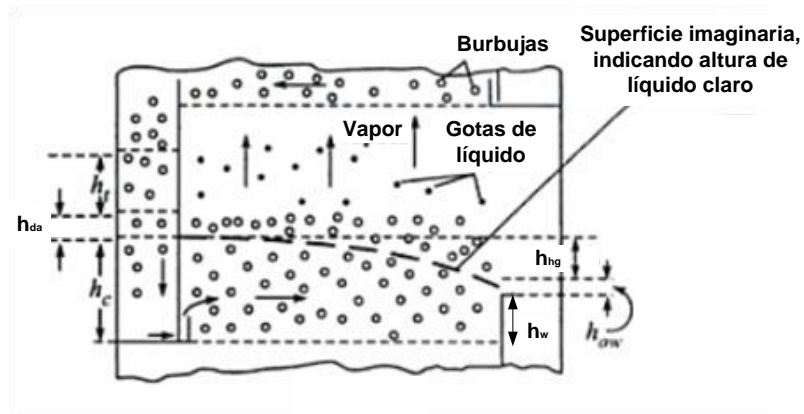
h_{ow} : Altura del líquido sobre el vertedero (in liq).

h_{hg} : Gradiente hidráulico (in liq).

Como se explicó anteriormente, el gradiente hidráulico h_{hg} , es la cabeza de líquido requerida para superar las pérdidas por fricción para permitir el flujo de líquido a través del plato. La figura 17, muestra una representación de los factores que afectan las cabezas de líquido en el plato. La diferencia entre alturas de líquido claro en los puntos de entrada y salida del plato se denominan el gradiente hidráulico.

¹⁷ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Figura 17. Gradiente hidráulico y alturas de líquido. Claro en platos



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Donde:

h_c : Altura de líquido claro a la entrada del plato.

h_{da} : Pérdida de cabeza por flujo de líquido en el bajante.

h_t : Pérdida total de presión en el plato por flujo de gas.

h_{hg} : Gradiente hidráulico.

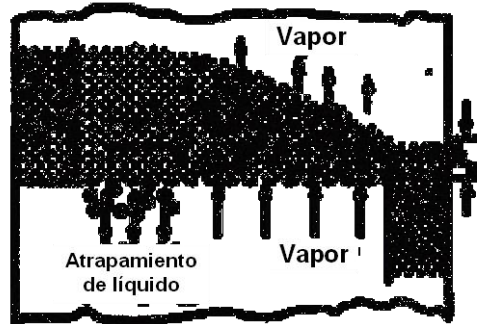
h_w : Altura del vertedero.

h_{ow} : Altura del líquido sobre el vertedero.

El gradiente hidráulico no debería exceder 1 in, con valores típicos de $\frac{1}{2}$ in¹⁸. Un excesivo gradiente hidráulico causa que la mayoría del vapor fluya a través de los orificios en la mitad del plato y en los orificios cerca al vertedero de salida, haciendo que una poca porción del gas fluya por los orificios cerca a la entrada de líquido en el plato.

¹⁸ DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Figura 18. Gradiente hidráulico e inadecuada distribución del flujo de vapor en el plato



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

La inadecuada distribución del flujo de vapor, también conocida como canalización del vapor, reduce significativamente la eficiencia del plato y puede causar atrapamiento y lloriqueo de líquido por los orificios del plato cerca al bajante de entrada. El gradiente hidráulico es poco en platos perforados, pero es significativo en platos de caperuza, los cuales tienen significativa resistencia al flujo de líquido.

En caso que se presente una trayectoria de líquido considerable a través del plato, el gradiente puede calcularse usando la correlación de Hughmark y O'Connell ¹⁹:

$$h_{hg} = \frac{12fU_f^2 L_f}{gR_h} \quad (1.23)$$

Donde:

h_{hg} : Gradiente hidráulico a través del plato (in de líquido).

f : Factor de fricción a través del plato.

U_f : Velocidad de la masa aireada de flujo a través del plato (ft/s).

L_f : Longitud de la trayectoria de flujo a través del plato (ft).

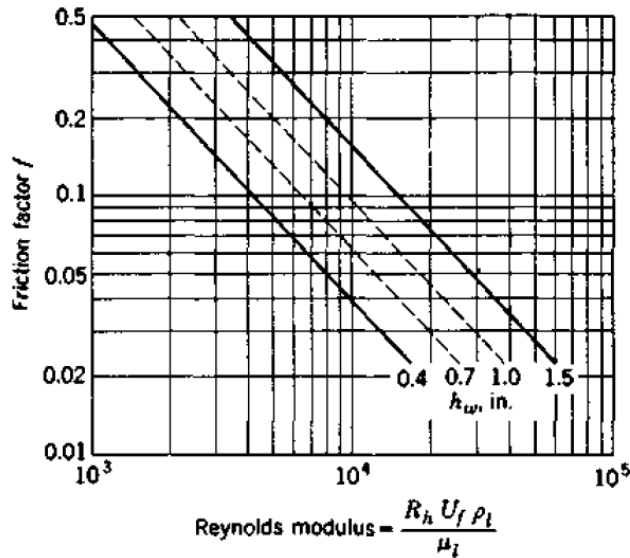
g : Aceleración debida a la gravedad (32.2 ft/s²).

R_h : Radio hidráulico de la masa aireada (ft).

¹⁹ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Para platos perforados, el factor de fricción está correlacionado con el Número de Reynolds, según la figura 19.

Figura 19. Factor de fricción en platos perforados



Fuente: SMITH, B. Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw Hill. 1963.

El radio hidráulico está definido según la ecuación 1.24:

$$R_h = \frac{\text{Sección Transversal}}{\text{Perímetro Húmedo}} = \frac{h_f D_f}{2h_f + 12D_f} \quad (1.24)$$

Donde:

h_f : Altura de la espuma en el plato (in).

D_f : Promedio aritmético del diámetro de la torre y la longitud del vertedero (ft).

La altura de la espuma en el plato se estima mediante la relación expresada por la ecuación 1.25.

$$h_f = \frac{h_l}{\Phi_t} \quad (1.25)$$

Donde:

h_l : Caída de presión a través del líquido aireado en el plato (in líq).

Φ_t : Densidad relativa de la espuma en el plato

El cálculo de la caída de presión a través del líquido aireado en platos perforados se estima mediante la correlación presentada por la ecuación 1.26:

$$h_l = \beta h_c \quad (1.26)$$

Donde:

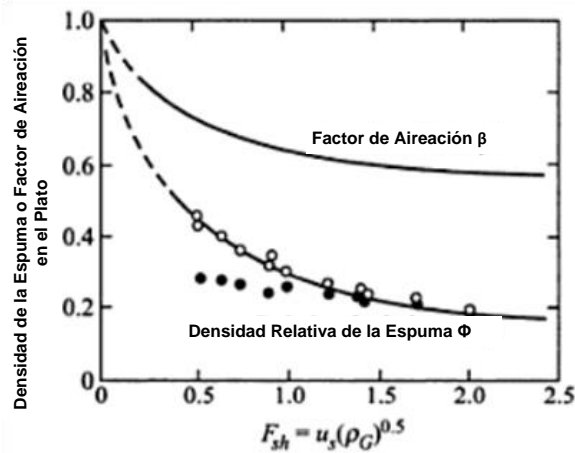
h_l : Caída de presión a través del líquido aireado en el plato (in líq).

β : Factor de aireación en el plato.

h_c : Altura de líquido claro a la entrada del plato.

El factor de aireación y la densidad relativa de espuma en el plato se calculan mediante la figura 20.

Figura 20. Factor de aireación y densidad relativa de espuma en platos perforados



Fuente: SMITH, B. Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw Hill. 1963.

Existe una correlación para el factor de aireación, dada por:

$$\beta = 0.0825 \ln(Q_L) - 0.269 \ln(F_{sh}) + 1.13 \quad (1.27)$$

Donde:

Q_L : Carga de líquido (gpm/in de longitud del vertedero de salida).

U_s : Velocidad superficial del gas (ft/s).

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³).

La velocidad de la masa aireada de flujo a través del plato (ft/s) se calcula mediante la ecuación 1.28:

$$U_f = \frac{1}{37.4} \times \frac{Q_L L_w}{h_l D_f} \quad (1.28)$$

Donde:

Q_L : Carga de líquido (gpm/in de longitud del vertedero de salida).

L_w : Longitud del vertedero de salida (in).

h_l : Caída de presión a través del líquido aireado en el plato (in líq).

D_f : Promedio aritmético del diámetro de la torre y la longitud del vertedero (ft).

2.1.4.3 Predicción de la inundación por choque en el bajante

El bajante debe ser suficientemente largo para transportar todo el líquido sin causar el fenómeno de choque. Si las pérdidas por fricción son excesivas, el líquido se embotellará, habrá un retroceso hacia el plato y causará la inundación por choque en el bajante. El factor principal de diseño para evitar la inundación por choque, es el área superior del bajante donde las pérdidas por fricción son significativas. Con bajantes inclinados, el área inferior se normalmente 1.7 a 2.0 veces menos que el área superior²⁰.

Velocidad en el bajante:

Los criterios de velocidad en la entrada al bajante están establecidos por Glitsch²¹, Koch²² y Nutter²³. Lockett²⁴, estudió las diferentes correlaciones anteriores y concluyó que Glitsch tiende a predecir velocidades más altas en el bajante, mientras que Koch predice velocidades más bajas y Nutter las predice de manera intermedia.

²⁰ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

²¹ GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

²² KOCH ENGINEERING CO, INC. Design Manual – Flexitray. Bulletin 960-1. Kansas, 1982.

²³ NUTTER ENGINEERING. Float Valve Design Manual. Tulsa, Oklahoma, 1976.

²⁴ LOCKETT, M.J. Distillation Tray Fundamentals. Cambridge University Press. Cambridge, England, 1986

La correlación de Glitsch está definida de la siguiente manera para la máxima carga de líquido en el bajante:

$$\begin{aligned}
 (Q_{D,max})_1 &= 250 \\
 (Q_{D,max})_2 &= 41\sqrt{\rho_L - \rho_G} \\
 (Q_{D,max})_3 &= 7.5\sqrt{S(\rho_L - \rho_G)} \\
 (Q_{D,max}) &= [(Q_{D,max})_1 \text{ ó } (Q_{D,max})_2 \text{ ó } (Q_{D,max})_3] \times SF \quad (1.29)
 \end{aligned}$$

Se escoge el valor más bajo, Q_D representa la carga de líquido en el bajante (gpm/ft²) y SF es el factor del sistema.

Algunas ecuaciones de inundación expuestas anteriormente, predicen punto de inundación más altos a los actuales experimentados por el sistema. Para tener una aproximación al punto de inundación real, el punto de inundación por arrastre o por choque en el bajante se multiplica por el factor del sistema. En el caso de inundación por embotellamiento en el bajante, la altura de la espuma calculada, se divide por el factor del sistema.

Estos factores del sistema están relacionados con la tendencia a la formación de espuma del sistema. Entre más alta sea la tendencia a la formación de espuma, más bajo es el valor del factor del sistema. Estos factores aplican para toda clase de sistemas donde la experiencia ha mostrado altos valores del punto de inundación y también son usados como sobre diseño de sistemas. Sin embargo, se debe tener en cuenta los siguientes aspectos para el uso de factores del sistema:

- El mecanismo de inundación al que se aplique el factor: Inundación por arrastre, inundación por embotellamiento o inundación por choque en el bajante.
- Se debe evitar el doble uso del factor del sistema. Por ejemplo en las ecuaciones de inundación por arrastre aplican para sistemas con baja tendencia a la formación de espuma, en este caso se deben aplicar los respectivos valores del factor del sistema. Sin embargo, si este factor se vuelve aplicar a las correlaciones de inundación por embotellamiento en el bajante o inundación por choque en el bajante, se estaría haciendo doble uso del factor del sistema lo cual no es aconsejable²⁵.

²⁵ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

- En caso que se encuentre diferentes valores del factor de sistema para un caso específico, debe hacerse el análisis de sensibilidad respectivo para determinar el valor correcto.

La figura 21 muestra los valores de los factores del sistema SF para diferentes procesos.

Figura 21. Factores del sistema

Sistema	Factor	Sistema	Factor
Baja tendencia a la formación de espuma	1.0	Furfural	0.85
Alta presión ($\rho_G > 1.8$)	$1.21/\rho_G^{0.32}$		0.80
Baja tendencia a la formación de espuma		Sulfolane	1.0
Depropanizadoras	0.9		0.85
H ₂ S despojadores	0.9	Regeneradores de Amina	0.85
	0.85		
Sistemas con fluor (Freons, BF ₃)	0.9	Regeneradores de Glicol	0.85
Regeneradores de carbonatos calientes	0.9		0.8
Moderada tendencia a la formación de espuma			0.65
Deetanizadoras		Absorbedores de carbonatos calientes	0.85
Tipo absorbedora, sistema de cima	0.85		
Tipo absorbedora, sistema de fondo	1.0	Lavado cáustico	0.65
	0.85	Alta tendencia a la formación de espuma	
Refrigerada en el sistema de cima	0.85	Absorbedores de amina	0.8
	0.8		0.75
Refrigerada en el sistema de fondo	1.0		0.73
	0.85	Contactores de Glicol	0.73
Demetanizadoras			0.65
Tipo absorbedora, sistema de cima	0.85		0.50
Tipo absorbedora, sistema de fondo	1.0		
	0.85	Despojadores de agua ácida	0.5–0.7
Refrigerada en el sistema de cima	0.8		0.6
Refrigerada en el sistema de fondo	1.0	Reclaimers de aceite	0.7
Absorbedoras de aceite		Unidades MEK	0.6
Sobre 0°F	0.85	Estable formación de espuma	
Inferior a 0°F	0.95	Regeneradores cáusticos	0.6
	0.85		0.3
	0.8	Absorbedores de alcohol de síntesis	0.35
Torres de crudo	1.0		
	0.85		
Torres de crudo al vacío	1.0		
	0.85		

Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

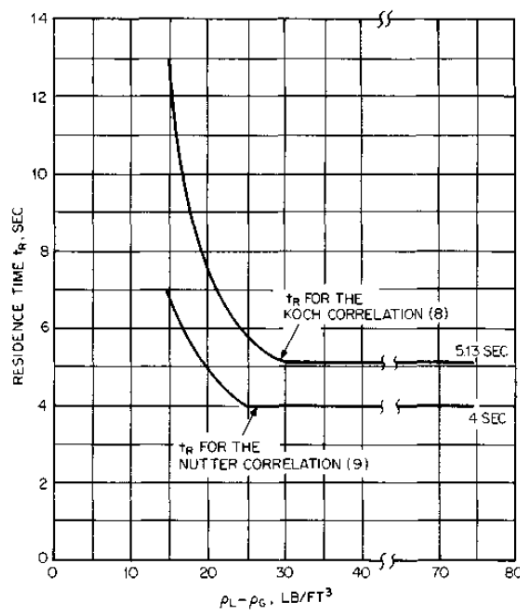
Las correlaciones de Koch y Nutter son basadas en el criterio máximo tiempo de residencia:

$$(Q_{D,\max}) = 448.8 \left(\frac{S}{12t_R} \right) SF, \quad S \leq 30 \quad (1.30)$$

Donde t_R es el tiempo de residencia (seg) y S es el espaciado entre platos (in).

El tiempo residencia se calcula mediante la figura 22 para ambas correlaciones.

Figura 22. Tiempo de residencia en el bajante



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Kister diseño un conjunto de guías para la velocidad en el bajante las cuales son un poco optimistas y sugiere la aplicación de un factor de seguridad de 0.75 si se desea un diseño conservativo. La figura 23 muestra las máximas velocidades en el bajante según Kister.

Figura 23. Velocidad de líquido claro en el bajante por Kister

Tendencia a la Formación de Espuma	Ejemplos	Velocidad del Líquido Claro en el Bajante, ft/s		
		18-in Espaciamento	24-in Espaciamento	30-in Espaciamento
Baja	Baja presión (<100 psia), HC livianos, estabilizadores y sistemas aire-agua	0.4–0.5	0.5–0.6	0.6–0.7
Moderada	Sistema aceitosos, destilación de crudo, absorbedores, HC livianos a presiones medias (100-300 psia)	0.3–0.4	0.4–0.5	0.5–0.6
Alta	Amina, glicerina, glicoles HC livianos a alta presión (>300 psia)	0.2–0.25	0.2–0.25	0.2–0.3

Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Tiempo de residencia en el bajante:

Se debe establecer suficiente tiempo de residencia en el bajante para permitir la liberación de vapor del líquido que desciende, de tal forma que el líquido que entra al plato inferior está relativamente libre de vapor, para evitar la inundación por choque en el bajante.

Existen dos definiciones para el tiempo de residencia. El *tiempo de residencia aparente* es la relación del volumen del bajante al flujo de líquido claro. El volumen del bajante se define como el producto del espaciamento entre platos y el promedio del área transversal del bajante. El *tiempo de residencia verdadero* es la relación entre el volumen de espuma y el volumen de líquido espumoso en el bajante. Alternativamente, el tiempo de residencia verdadero se puede expresar como la relación del volumen de líquido claro y flujo de líquido claro en el bajante.

Según los datos publicados para criterio de tiempo residencia en el bajante, Kister²⁶ concluye que la mejor definición para aplicar es la del tiempo de residencia aparente. Él recomendó los tiempos de residencia reportados por Bolles²⁷ junto con los de Erbar

²⁶ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

²⁷ BOLLES, W.L. Distillation Theory and Practice Intensive Course. University of New South Wales and University of Sydney. August 9-11, 1977.

Maddox²⁸, cuyos resultados son similares y expresan el tiempo de residencia según la tendencia a la formación de espuma del sistema, ver figura 24.

Figura 24. Tiempo de residencia recomendados en bajantes

Tendencia a la Formación de Espuma	Ejemplos	Tiempo de Residencia (seg)
Baja	Hidrocarburos de bajo peso molecular y alcoholes	3
Moderada	Hidrocarburos de medio peso molecular	4
Alta	Aceites minerales	5
Muy Alta	Aminas y glicoles	7

Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Para la figura anterior, el término de hidrocarburos de bajo peso molecular, se refiere a este tipo de hidrocarburos a presiones atmosféricas y condiciones de vacío. La tendencia de hidrocarburos livianos a presiones medias (100-300 psia) es moderada y la tendencia a presiones altas (>300 psia) es alta.

Aspectos geométricos del bajante:

A medida que el bajante se vuelve más pequeño, su ancho decrece más rápido que su longitud dándole características de un largo y estrecho pasaje. De esta manera, se incrementa la resistencia al flujo de líquido descendente y la resistencia a la liberación de vapor. Así mismo, se aumenta la formación de espuma y tendencia al ensuciamiento.

2.1.5 Arrastre

El arrastre es el transporte de líquido en el gas hacia el plato superior, el cual es compuesto principalmente del material menos volátil. En el régimen espuma la mayoría de los orificios de los platos se encuentran burbujeando gas y el arrastre se presenta en pequeñas gotas de líquido arrastradas por el gas, las cuales tienen un tamaño típico menor a 200 μm causando un bajo arrastre. En el régimen de aspersion, existen chorros de gas a través de los orificios y el arrastre se produce por la atomización del líquido causada por estos chorros de gas, con tamaños típicos mayores a 1000 μm de gotas de líquido arrastradas, causando un alto arrastre. Cuando el régimen de aspersion se

²⁸ MADDOX, R.N. Process Engineer's Absorption Pocket Handbook. Gulf Publishing, Houston 1985.

alcanza solo parcialmente, ocurren simultáneamente burbujeo y chorros de gas a través de los orificios²⁹.

El arrastre se incrementa cuando se incrementa la velocidad del vapor. En sistemas de alta presión, la velocidad del vapor a la cual el arrastre es significativo, coincide con el punto de inundación. Debido al rápido aumento del arrastre con la velocidad del vapor, solo basta con un pequeño aumento adicional en la velocidad del vapor para que desde el arrastre se llegue al punto donde inicia la inundación. En sistemas de baja presión, la velocidad de cambio en el arrastre causada por la velocidad del vapor es más lenta y el arrastre puede ser significativo aún con operación por debajo del punto de inundación. Por esta razón, el arrastre es un problema común en sistemas de baja presión y vacío, pero no es representativo en sistemas de alta presión a menos que se opere en puntos cercanos a la inundación.

Con bajos flujos de líquido, el arrastre disminuye al aumentar la carga de líquido (flujo de líquido / longitud del vertedero) hasta un punto donde comienza a aumentar con el continuo incremento de carga de líquido en el plato. El arrastre disminuye al incrementar el espaciamiento entre platos e incrementa cuando el área fraccional de orificios se reduce, particularmente cuando se encuentra en régimen de aspersion.

En régimen de aspersion, la predicción del arrastre puede calcularse con la correlación de Kister y Haas³⁰:

$$E_s = 4.742^{(10/\sqrt{\sigma})^{1.64}} \chi^{(10/\sqrt{\sigma})} \quad (1.31)$$

$$\chi = 1.684 \left(\frac{u_B h_L}{\sqrt{d_H S}} \right)^4 \left(\frac{\rho_G}{Q_L \rho_L} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (1.32)$$

$$h_L = \frac{h_d}{1 + 0.0665 h_w} \quad (1.33)$$

Donde:

E_s : Arrastre (lb líquido arrastrado / lb vapor)

σ : Tensión superficial del líquido (dina/cm)

u_B : Velocidad superficial del vapor basada en área de burbujeo (ft/s)

d_H : Diámetro del orificio (in)

S : Espaciamiento entre platos (in).

²⁹ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

³⁰ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³)

Q_L : Carga de líquido (gpm/in de longitud del vertedero de salida).

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³)

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³)

h_L : Altura de líquido claro en la transición de espuma a aspersion corregido por la altura del vertedero (in líq)

h_{ct} : Altura de líquido claro en la transición de espuma a aspersion (in líq)

h_w : Altura del vertedero de salida (in)

La altura de líquido claro en la transición de espuma a aspersion (h_{ct}) se calcula mediante las ecuaciones ya mencionada para el modelo de inundación por la correlación de Kister y Haas, presentada a continuación:

$$h_{ct} = (h_{ct})_{H_2O} 0.144 \left(\frac{62.2}{\rho_L} \right)^{0.5(1-n)} \quad (1.34)$$

$$n = \frac{0.0231d_H}{A_f} \quad (4.10)$$

$$(h_{ct})_{H_2O} = \frac{0.29A_f^{-0.791} d_H^{0.833}}{1 + 0.0036Q_L^{-0.59} A_f^{-1.79}} \quad (1.35)$$

Donde:

$(h_{ct})_{H_2O}$: Es la altura del líquido claro en la fase de transición de régimen espuma a aspersion para el sistema aire-agua (in líq).

d_H : Diámetro del orificio del plato (in).

Q_L : Carga de líquido (gpm/in longitud del vertedero de salida).

A_f :Área fraccional de orificio (relación de área de orificios a área de burbujeo).

La figura muestra los rangos de aplicación sugeridos para implementar la correlación de arrastre de Kister y Haas:

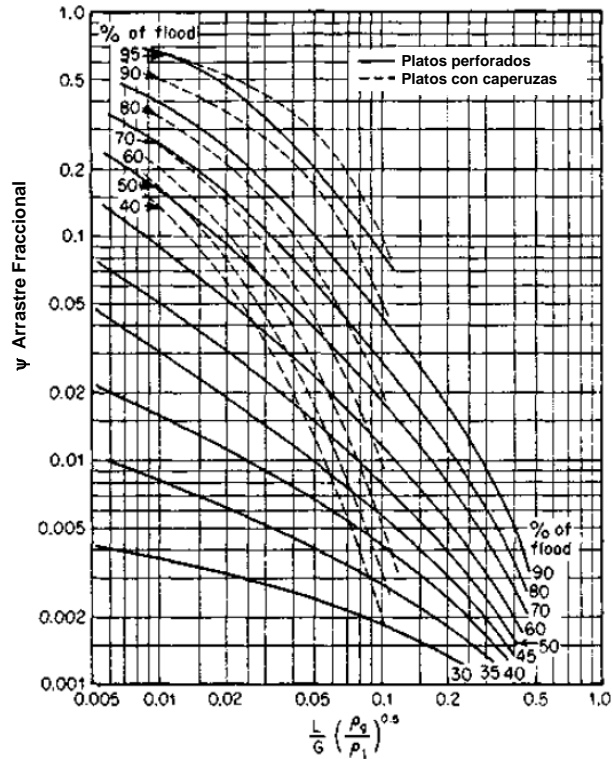
Figura 25. Rangos de aplicación correlación para arrastre de Kister y Haas

Régimen de Flujo	Aspersion
Presión	3-180 psia
Velocidad del gas	1.3-15 ft/s
Velocidad del líquido	0.5-4.5 gpm/in
Densidad del gas	0.03-2 lb/ft ³
Densidad del líquido	30-90 lb/ft ³
Tensión superficial	5-80 dyne/cm
Viscosidad del líquido	0.05-2 cP
Espaciamento entre platos	15-36 in
Diámetro de orificios	1/8-3/4 in
Área fraccional de orificios	0.07-0.16
Altura del vertedero	1/2-3 in

Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

La correlación de Fair^{31 32 33} usada industrialmente para calcular el arrastre en régimen espuma y aspersión, se muestra a continuación, en la figura 26.

Figura 26. Modelo de arrastre por Fair



Fuente: FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).

Esta correlación predice el arrastre en términos de los flujos de vapor y líquido junto con la relación de la velocidad de gas actual a la velocidad del gas en inundación:

$$\psi = \frac{e}{L_o + e} \quad (1.36)$$

³¹ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

³² DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

³³ FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).

Donde:

ψ : Arrastre (lbmol de líquido arrastrado / lbmol de líquido en el plato)

e : Velocidad de arrastre (lbmol/h)

L_0 : Flujo molar de líquido (lbmol/h)

El rango de aplicación de la correlación para arrastre de Fair es el mismo definido para la correlación para inundación. El arrastre no debería exceder el 10% para asegurar una adecuada eficiencia de plato ³⁴.

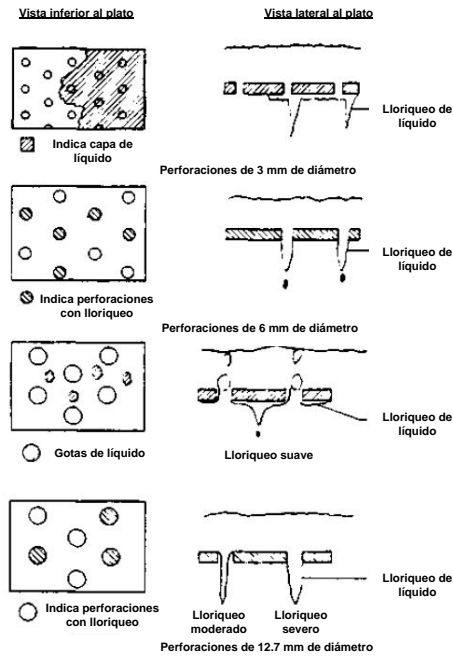
2.1.6 Lloriqueo

El lloriqueo es cuando el líquido desciende a través de las perforaciones en los platos de la torre. Parte del líquido fluye sobre el vertedero de salida y la otra parte desciende a través de las perforaciones del plato, causando que se disminuya la eficiencia de separación debido a que el líquido que fluye por las perforaciones desvía la zona principal de contacto vapor-líquido.

En la base del plato, la cabeza estática del líquido tiende a empujar el líquido a través de las perforaciones; la caída de presión del vapor tiende a evitar este empuje de líquido manteniendo el líquido sobre el plato. El lloriqueo ocurre cuando la cabeza del líquido excede la caída de presión del vapor que está manteniendo el líquido sobre el plato. Éste ocurre en operación normal y debe mantenerse en cierto punto que no impacte significativamente la eficiencia del plato. El punto de lloriqueo se define como el flujo de vapor cuando este fenómeno se vuelve significativo y aumenta significativamente la pérdida de eficiencia, donde una reducción en el flujo de vapor causa un incremento en la fracción de líquido cayendo por las perforaciones del plato. La figura 27 muestra los mecanismos de lloriqueo en función del tamaño de las perforaciones de los platos y la velocidad de lloriqueo.

³⁴ DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Figura 27. Mecanismo de lloriqueo



Fuente: LOCKETT, M.J y BANIK, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.
KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

En un mecanismo, el líquido que lloriquea forma una capa en la parte inferior del plato y dependiendo de las condiciones y tamaño de las perforaciones, el lloriqueo puede ser suave, moderado y severo. La tendencia del lloriqueo aumenta con las siguientes condiciones:

- Alta área fraccional de perforaciones respecto al área de burbujeo.
- Altos flujos de líquido.
- Vertederos altos. Sin embargo, cuando existen altos flujos de líquido y altos vertederos o cuando existen altos flujos de vapor y bajos flujos de líquido y vertederos, la tendencia al lloriqueo es insignificante³⁵.
- La tendencia al lloriqueo aumenta con el tamaño de las perforaciones en los platos pero el efecto puede ser indiferente a cambios en los flujos de líquido.

³⁵ LOCKETT, M.J y BANIK, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.

Para la predicción del punto de lloriqueo, las correlaciones existentes se basan en un balance de presión entre la cabeza estática de líquido claro y la caída de presión en el plato. Fair³⁶, expone el siguiente balance de fuerzas en el punto de lloriqueo:

$$h_d + h_\sigma = h_w + h_{ow} \quad (1.37)$$

Donde:

h_d : Caída seca de presión (in liq).

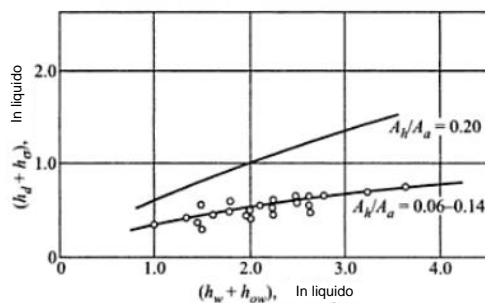
h_σ : Pérdida de cabeza debida a la formación de burbujeo (in liq).

h_w : Altura del vertedero de salida (in).

h_{ow} : Altura de líquido sobre el vertedero (in liq).

Si el término de la izquierda en la ecuación anterior es mayor que el término de la derecha, el vapor mantendrá el líquido sobre el plato y si ocurre lo contrario, el líquido lloriqueará en el plato descendiendo por las perforaciones u orificios del plato.

Figura 28. Correlación de Fair para la predicción del punto de lloriqueo



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

La pérdida de cabeza debida a la formación de burbujeo se puede estimar por la siguiente correlación:

$$h_\sigma = \frac{0.04\sigma}{\rho_L d_H} \quad (1.38)$$

Donde:

h_σ : Pérdida de cabeza debida a la formación de burbujeo (in liq).

σ : Tensión superficial del líquido (dina/cm)

³⁶ FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³)
 d_H : Diámetro de los orificios en los platos (in)

La velocidad de lloriqueo se predice usando la correlación de Lockett y Banik³⁷ y la correlación de Hsieh y McNulty³⁸. Colwell y O'Bara³⁹ aplicaron las correlaciones de Lockett y Hsieh para estimar la eficiencia del plato en condiciones de lloriqueo y recomendaron usar la correlación de Lockett para sistemas de presión inferiores a 165 psia, mientras que la correlación de Hsei se considera apropiada para sistemas con presión superior a los 165 psia.

La siguiente ecuación muestra la correlación de Lockett y Banik:

$$\frac{W}{A_h} = \frac{29.45}{\sqrt{Fr_h}} - 44.18 \quad (1.39)$$

$$Fr_h = 0.373 \frac{u_h^2}{h_c} \frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \quad (1.40)$$

Donde:

W: Velocidad de lloriqueo (gpm).

A_h : Área de orificios (ft²).

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³)

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³)

u_h : Velocidad del vapor a través de las perforaciones del plato basada en el área total de las perforaciones (ft/s).

h_c : Altura de líquido claro en el plato (in Liq)

Fr_h : Número de Froude en el orificio

Colwell y O'Bara recomendaron la anterior ecuación para Fr_h menores a 2. Para números de Froude superiores a 2, los autores recomendaron la siguiente correlación:

$$\frac{W}{A_h} = \frac{1.841}{Fr_h^{1.533}} \quad (1.41)$$

³⁷ LOCKETT, M.J y Banik, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.

³⁸ HSEI, C.L y McNULTY K.J. Paper presented at AIChE annual meeting. November 2-7, 1986.

³⁹ COLWELL C.J y O'BARA, J.T. Paper presented at AIChE annual meeting. April, 1989.

La siguiente ecuación muestra la correlación de Hsieh y McNulty:

$$\sqrt{J_G} + m\sqrt{J_L} = C_w \quad (1.42)$$

$$J_G = u_h \left[\frac{\rho_G}{gZ(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.5} \quad (1.43)$$

$$J_L = \frac{W}{44883A_h} \left[\frac{\rho_L}{gZ(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.5} \quad (1.45)$$

$$Z = \frac{h_c^{1.5}}{12d_H^{0.5}} \quad (4.46)$$

Donde:

m : 1.94 para platos perforados.

C_w : 0.79 para platos perforados.

u_h : Velocidad del vapor a través de las perforaciones del plato basada en el área total de las perforaciones (ft/s).

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³)

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³)

g : Aceleración debida a la gravedad (32.2 ft/s²)

W : Velocidad de lloriqueo (gpm).

A_h : Área de orificios (ft²).

h_c : Altura de líquido claro en el plato (in Liq).

d_H : Diámetro de orificios (in)

La relación entre la velocidad de lloriqueo y el flujo de líquido entrando al plato se denomina la fracción de lloriqueo:

$$f_w = W / GPM \quad (1.46)$$

Donde:

W : Velocidad de lloriqueo (gpm).

GPM : Flujo de líquido (gpm)

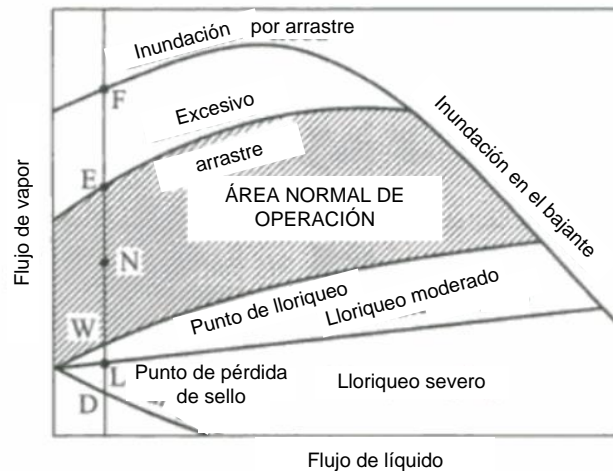
Sobre el punto de lloriqueo $W=0$ y $f_w=0$. Cuando el lloriqueo a través del plato es uniforme, la disminución en la eficiencia es aceptable cuando la fracción de lloriqueo es máximo 0.1⁴⁰.

⁴⁰ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

2.1.7 Punto de pérdida de sello

A medida que el flujo de vapor disminuye por debajo del punto de lloriqueo, la fracción de líquido que lloriquea a través de los orificios del plato se incrementa hasta que todo el líquido alimentado al plato desciende por las perforaciones y no alcanza al bajante. En esta situación se alcanza el punto de pérdida de sello. Por debajo del punto de sello, que corresponde al 100% de lloriqueo, la eficiencia y la transferencia de masa son muy bajas. Debido a que el líquido no desciende por el bajante, éste pierde el sello de líquido que evita el ascenso de vapor a través del bajante. El punto de pérdida de sello se ubica en la parte inferior de los límites de flujos de vapor y líquido en la torre como se muestra en la figura 29.

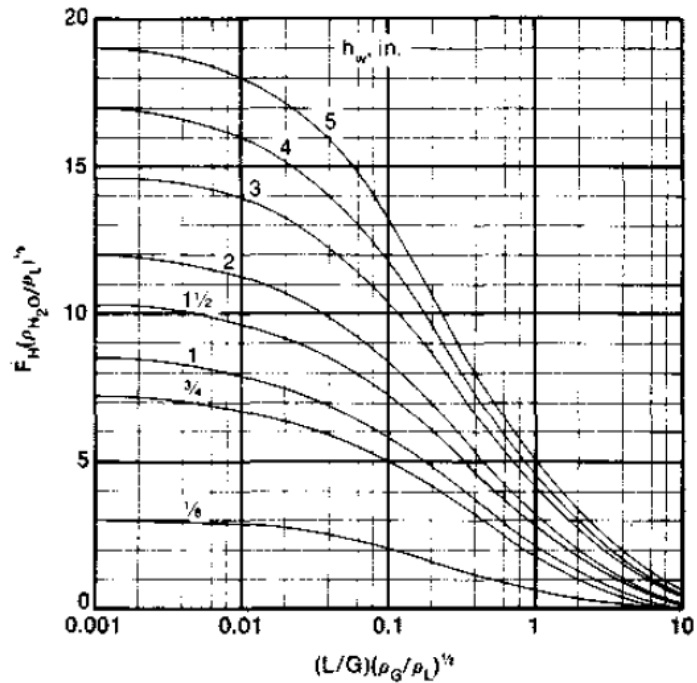
Figura 29. Diagrama de estabilidad operacional en torres de platos



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

La tendencia a la pérdida de sello se incrementa con el aumento del área fraccional orificio y altura del vertedero. La correlación de Chan y Prince se usa para la predicción del punto de pérdida de sello como se muestra en la figura 30.

Figura 30. Correlación para la predicción del punto de pérdida de sello.



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Donde:

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³)

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³)

L: Flujo másico de líquido por paso en el plato (lb/h)

G: Flujo másico de vapor (lb/h)

h_w : Altura del vertedero de salida (in)

El factor de velocidad del vapor a través de los orificios de los platos (F_H) se evalúa de la siguiente manera:

$$F_H = u_h \sqrt{\rho_V} \quad (1.47)$$

Este factor se evalúa a las condiciones de diseño en relación con el factor en el punto de pérdida de sello al 100% de lloriqueo por la correlación de Chan y Prince; si el porcentaje es mayor al 100% significa que no existe lloriqueo total pero valores cercanos inferen deben evaluarse junto con las correlaciones de lloriqueo para concluir un adecuado punto de operación.

2.1.8 Caída de presión en los platos

La caída de presión a través del plato es la suma de la caída de presión en seco y la caída de presión húmeda:

$$h_t = h_d + h_l \quad (1.48)$$

Donde:

h_t : Caída de presión en el plato (in liq)

h_d : Caída de presión en seco (in liq)

h_l : Caída de presión húmeda (in liq)

La caída de presión en seco se calcula mediante las ecuaciones ya expuestas en 1.29:

$$h_d = K \frac{\rho_G}{\rho_L} u_h^2 \quad (1.49)$$

$$K = 0.186 / C_v^2 \quad (1.50)$$

Donde:

h_d : Caída seca de presión (in liq).

K : Coeficiente de caída seca de presión (in/(ft/s)²).

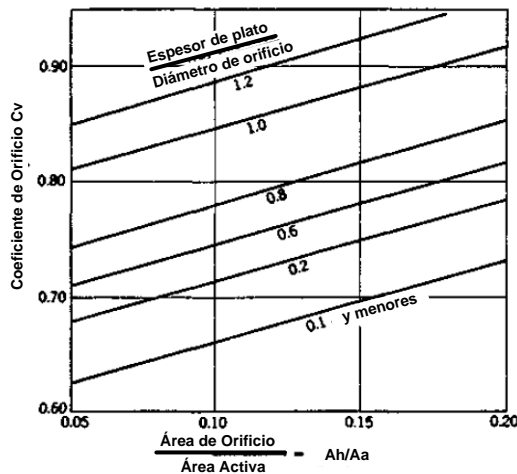
ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³)

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³)

u_h : Velocidad del vapor a través de las perforaciones del plato basada en el área total de las perforaciones (ft/s).

C_v : Coeficiente de orificio. Calculado por medio de la figura 31 como función del espesor de plato, diámetro y área fraccional de orificios.

Figura 31. Coeficiente de orificio C_v



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

El coeficiente de orificio también puede calcularse de manera algebraica según la ecuación presentada a continuación⁴¹:

$$C_v = 0.74(A_h / A_a) + \exp[0.29(t / d_H) - 0.56] \quad (1.51)$$

Donde:

A_h/A_a : Área fraccional de orificio

t: Espesor del plato (in)

d_H : Diámetro de orificios (in)

La caída de presión húmeda se calcula mediante las ecuaciones ya expuestas:

$$h_l = \beta h_c \quad (1.52)$$

Donde:

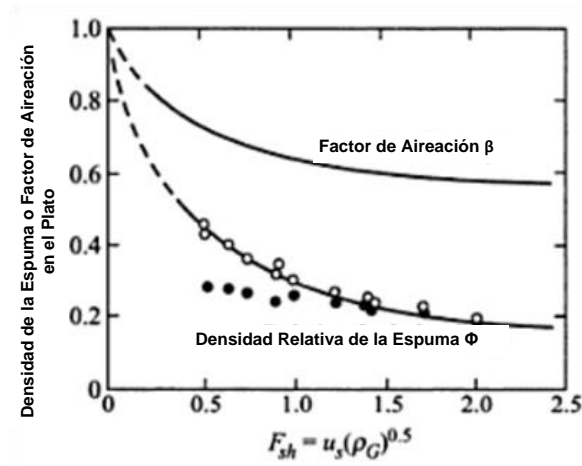
h_l : Caída de presión húmeda a través del líquido aireado en el plato (in líq).

β : Factor de aireación en el plato

h_c : Altura del líquido claro (in líq).

El factor de aireación y la densidad relativa de espuma en el plato se calcula mediante la figura 32:

Figura 32. Factor de aireación y densidad relativa de espuma en platos perforados



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

⁴¹ DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Existe una correlación para el factor de aireación, dada por:

$$\beta = 0.0825 \ln(Q_L) - 0.269 \ln(F_{sh}) + 1.13 \quad (1.53)$$

Donde:

Q_L : Carga de líquido (gpm/in de longitud del vertedero de salida).

U_s : Velocidad superficial del gas basada en el área de burbujeo (ft/s).

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³).

Y la altura de líquido claro se calcula como:

$$h_c = h_w + h_{ow} + h_{hg} / 2 \quad (1.54)$$

Donde:

h_w : Altura del vertedero de salida (in).

h_{ow} : Altura de líquido sobre el vertedero (in liq).

h_{hg} : Gradiente hidráulico (in liq).

Una correlación alternativa a la correlación de Fair para calcular la caída de presión en la masa aireada del plato fue propuesta por Benett⁴²:

$$h_l = h_c + h_R \quad (1.55)$$

$$h_R = \frac{0.2165}{\rho_L} \left[\frac{\sigma^2 (\rho_L - \rho_G)}{d_H} \right]^{1/3} \quad (1.56)$$

$$h_c = \phi \left[h_w + 11.07 C \left(\frac{Q_L}{\phi} \right)^{2/3} \right] \quad (1.57)$$

$$C = 0.0327 + 0.0286 \exp(-3.5 h_w) \quad (1.58)$$

$$\phi = \exp(-4.257 C_s^{0.91}) \quad (1.59)$$

Donde:

h_l : Caída de presión a través del líquido aireado en el plato (in liq).

h_c : Altura del líquido claro (in liq).

h_R : Caída de presión residual (in liq). Exceso de presión requerida para tensión superficial cuando las burbujas son formadas en los orificios de los platos.

ρ_G : Densidad del vapor (lb/ft³).

ρ_L : Densidad del líquido (lb/ft³).

σ : Tensión superficial del líquido (dina/cm).

d_H : Diámetro de orificios (in).

ϕ : Densidad relativa de la espuma.

h_w : Altura del vertedero de salida (in).

⁴² KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Q_L : Carga de líquido (gpm/in de longitud del vertedero de salida).

C_s : Factor C de carga de vapor basado en el área de burbujeo (ft/s), mostrado en las ecuaciones (1.5) y (1.6).

La correlación de Benett es más aproximada que la correlación de Fair para la predicción de la caída de presión a través de la masa aireada en el plato⁴³. La correlación de Benett aplica para el régimen de espuma y no es aplicable para régimen de aspersion.

⁴³ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

3 CRITERIOS PARA LA CONFIGURACIÓN PRELIMINAR

En el diseño preliminar de la torre se deben fijar algunos parámetros para posteriormente realizar el diseño definitivo del equipo que permitirá hacer la simulación.

3.1 ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

El espaciamiento entre platos industrialmente varía entre 8 a 36 in La selección del espaciamiento depende de un balance entre la altura y el diámetro de la torre, los cuales tienen un impacto económico del diseño definitivo del equipo. Aumentar el espaciamiento entre platos conlleva a un aumento en la altura de la torre permitiendo al mismo tiempo una disminución en el diámetro de la torre. Usualmente la reducción en el diámetro de la columna al aumentar el espaciamiento entre platos y la altura de la torre, conlleva a mantener un costo de inversión invariante y por esta razón el espaciamiento entre platos tiene un impacto menor en los costos del equipo. El espaciamiento también se selecciona con el objetivo de permitir un fácil acceso a mantenimiento⁴⁴.

La siguiente tabla muestra criterios heurísticos para la selección del espaciamiento entre platos⁴⁵:

Tabla 1. Criterios para espaciamiento entre platos

Criterio	Valor	Observaciones
Criterio General	6 in -54 in	Intervalo comercial
Criterio más Usado	18in - 24 in	Más económico y típicamente usado.
$S > 36$ in	> 36 in	Espaciamiento superior a 36 in no representan ganancias significativas en eficiencias del plato y pueden impactar los costos del equipo.
$S < 12$ in	< 12 in	Espaciamiento inferior a 12 in generalmente no son suficientes para permitir una adecuada separación entre fases ni servicio para mantenimiento.
$D_T > 5$ ft	24 in	Espacio mínimo recomendado.

⁴⁴ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

⁴⁵ BERNAL, D., CASTELLANDOS, O. BEJARANO, P. RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería, 2011.

Criterio	Valor	Observaciones
Entrada para mantenimiento (Manholes)	24 in	Mínimo valor práctico para operaciones de mantenimiento.

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

La siguiente tabla muestra el espaciamiento entre platos según el diámetro de la torre para servicios susceptibles a ensuciamiento. Para sistemas limpios, el espaciamiento puede reducirse alrededor del 15% ^{46 47}.

Tabla 2. Criterios para espaciamiento entre platos en función del diámetro de la torre.

Diámetro de la Torre D_T (ft)	Espaciamiento entre Platos (in)
< 3	20
3 -10	24
10 – 13	30
13 – 26	36
> 26	36

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

Los espaciamientos mayores a 24 in permiten un acceso más fácil para mantenimiento y también son útiles cuando se requiere mayor frecuencia de mantenimiento cuando se tienen servicios corrosivos y con ensuciamiento. Espaciamientos mayores también son deseables para columnas con diámetros mayores como se observa en la tabla anterior, donde las vigas de soporte de los platos pueden interferir con el acceso a mantenimiento y con el flujo de vapor a través de los platos. Un espaciamiento entre platos de 18 in es recomendado cuando el diámetro de la torre está entre 2 ½ y 4 ft ya que el operador de mantenimiento puede acceder a la pared opuesta al acceso de la torre desde el *manhole*. Cuando económicamente se requiere optimizar la relación entre diámetro y altura de la torre mediante el espaciamiento entre platos, la siguiente guía puede servir para la selección del espaciamiento entre platos ⁴⁸:

⁴⁶ BERNAL, D., CASTELLANDOS, O. BEJARANO, P. RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería, 2011.

⁴⁷ TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

⁴⁸ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

- Restricción por altura de torre: Contempla que la torre tenga que estar dentro de una construcción, caja fría, contenedor, etc. En la mayoría de casos, es más económico realizar la operación en una sola columna en lugar de dos columnas en paralelo. En este caso es viable seleccionar un espaciamiento entre platos mínimo que cubra las necesidades de mantenimiento y desempeño hidráulico de las condiciones de proceso. Muchas columnas criogénicas que están encerradas en cajas frías o torres depropanizadoras con 100 – 200 platos pueden tener espaciamientos entre platos entre 4 – 8 in y 12 – 18 in respectivamente.
- Restricción por diámetro de torre: Se utilizan pequeñas columnas donde se necesita que el diámetro sea al menos 2 ½ a 3 ft para permitir acceso a mantenimiento. También cuando existe un diámetro sobredimensionado y es útil minimizar el espaciamiento entre platos y usar el exceso de capacidad para reducir la altura de la columna o incrementar el número de etapas.
- Columnas operando en régimen *aspersión*: Cuando las columnas operan bajo este régimen, se sugiere seleccionar espaciamiento entre platos mínimo de 18 in y son deseablemente espaciamientos superiores, con el objetivo de evitar excesivo arrastre de líquido hacia los platos superiores.
- Columnas operando en régimen espuma: Espaciamientos cortos restringen la velocidad del vapor promoviendo el régimen espuma. Cuando este tipo de régimen es deseado, usualmente se implementan espaciamientos iguales o inferiores a 18 in.
- Sistemas con alta tendencia a la formación de espuma: Se recomiendan espaciamientos iguales o superiores a 18 in para evitar operar la torre con inundación.

3.2 DIÁMETROS DE ORIFICIO EN PLATOS PERFORADOS

El diámetro del orificio de platos perforados industriales varía entre 1/16 a 1 in. Las siguientes consideraciones se deben tener en cuenta en el momento de la selección⁴⁹:

- Naturaleza del servicio: Perforaciones pequeñas no son adecuadas para servicios corrosivos o servicios con tendencia a ensuciamiento porque las perforaciones pueden taponarse y causar aumentos en caídas de presión e inundaciones, ocasionando pérdida de eficiencia en las etapas. Usar diámetros de orificio mayores para servicios corrosivos tienen la siguiente ventajas:
 - ✓ La velocidad de cambio del área de perforación y caída de presión a través del plato es más lenta.
 - ✓ El espesor del plato permitido es mayor y de esta manera el grado de corrosión que puede ser tolerado es mayor.

⁴⁹ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Para servicios corrosivos o servicios con tendencia a ensuciamiento, se recomiendan diámetros de orificios iguales o mayores a ½ in.

- Hidráulica: Diámetros de orificios pequeños reducen el arrastre de líquido en régimen aspersión y también reducen la caída de presión a través de la torre. Diámetros muy pequeños (< 3/32 in) pueden promover espuma en el plato.
- Turndown: Diámetros de orificios pequeños tienen mejores desempeños a bajas cargas porque reducen el lloriqueo e incrementan la capacidad del plato.
- Costos: Platos con diámetros de orificios grandes son más económicos porque se requieren menor número de orificios. El método de perforación de los platos también influye en los costos y orificios muy pequeños podrían ser más costos ya que requieren una perforación dedicada. Platos de acero al carbón o aleaciones de cobre pueden ser taladrados cuando el diámetro de orificio es igual o mayor al espesor del plato. Para platos de acero inoxidable, el diámetro de orificio debe ser de 1.5 a 2 veces el espesor del plato.

En general se recomiendan orificios grandes para servicios corrosivos y con tendencia a ensuciamiento; también son recomendados para operación en régimen *aspersión*. En otras aplicaciones se prefieren orificios pequeños, siendo 3/16 in el tamaño general preferido. La siguiente tabla presenta una guía de los valores típicos de diámetros de orificios industrialmente usados ^{50 51 52 53 54}.

Tabla 3. Diámetros de orificio para platos perforados comerciales

Caso	Diámetro de Orificio (in)	Observaciones
Comercial	0.06 - 1	Depende de la aplicación y del espesor del plato.
Usual	0.125 – 0.375	Intervalo recomendado como base preliminar del diseño.
Impurezas (Grasas, sólidos, etc)	0.75 -1	Recomendado porque no retienen sólidos en la superficie del plato.
Valores Pequeños	< 0.375	Es necesario utilizar láminas de acero inoxidable para evitar la formación de ensuciamiento.

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁵⁰ BERNAL D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁵¹ BILLET, R. Distillation Engineering. Chemical Publishing Co. 1979

⁵² VAN WINKLE, M. Distillation. McGraw Hill. 1967.

⁵³ FRANK, O. Chemical Engineering, 111-128.1977

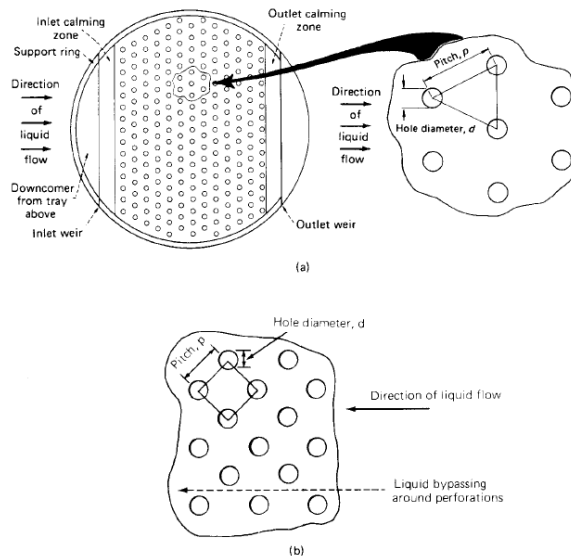
⁵⁴ SMITH, B. Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw Hill. 1963.

3.3 ÁREA FRACCIONAL Y ESPACIAMIENTO ENTRE ORIFICIOS

El área fraccional es la relación entre el área total de los orificios y el área de burbujeo, la cual es el área transversal total de la torre menos el área superior del bajante (*downcomer*), área de sello del bajante y otras regiones no perforadas. El área de burbujeo también es conocida con el área activa, la cual representa el área disponible para que el vapor fluya cerca al piso del plato.

El número de orificios se obtiene al multiplicar el área activa por el área fraccional dividiendo el producto por el área de un orificio. El paso (*pitch*) de los orificios es el espacio entre el centro a centro de los orificios como se muestra en la figura 33.

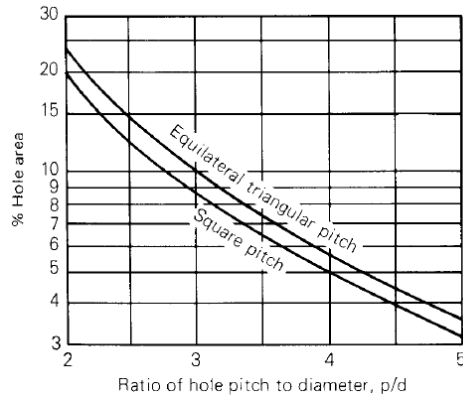
Figura 33. Arreglo de orificios en torres con platos perforados



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

En la parte (a) de la figura anterior se muestra un arreglo en triángulo equilátero y en la parte (b) se expone el arreglo en cuadrado para platos con orificios. El arreglo en triángulo disminuye el desvío o *bypass* de líquido alrededor de las perforaciones y permite una gran relación entre el paso y diámetro del orificio para un área fraccional dada, lo cual se muestra en la figura 34.

Figura 34. Relación entre el área fraccional de orificios y el paso del arreglo y diámetro del orificio



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

El arreglo en triángulo también permite un mayor número de orificios por unidad de área. La relación del paso y diámetro del orificio es una función geométrica definida de la siguiente manera ⁵⁵ :

$$\text{Área Fraccional} = K \times (\text{Diámetro del Orificio} / \text{Paso del Orificio})^2 \quad (2.1)$$

Donde K = 0.905 para arreglos triangulares equiláteros y K=0.785 para arreglos en cuadrado.

Comercialmente las áreas fraccionales se encuentran en el rango de 0.05 a 0.15 (con relación entre el paso y diámetro del orificio de 2.5 a 4, siendo 0.08 a 0.12 los valores óptimos). En la tabla 4 se presentan valores típicos de áreas fraccionales ^{56 57 58} :

⁵⁵ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

⁵⁶ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁵⁷ BILLET, R. Distillation Engineering. Chemical Publishing Co. 1979 .

⁵⁸ VAN WINKLE, M. Distillation. McGraw Hill. 1967.

Tabla 4. Valores típicos de la relación entre el área de orificio (A_O) y área activa (A_A)

Caso	A_O/A_A (%)	Observaciones
Comercial	6-15	Valores comerciales típicos.
Usual	10	Valores más usados a nivel industrial.
Mínimo	3.5	Valores inferiores conlleva a disminución de la eficiencia

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

Se recomienda un valor máximo del paso de 3 in. La siguiente tabla muestra los valores típicos y criterios para la relación entre el paso y diámetro del orificio ^{59 60 61} :

Tabla 5. Valores típicos y criterios para el paso entre orificios

Caso	Paso/Diámetro de Orificio (p/d)	Observaciones
Comercial	1-5	Valores comerciales típicos.
Usual	2-4	Valores más usados a nivel industrial con mejores eficiencias.
Mínimo	1	Valores inferiores pueden generar régimen de aspersion.

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

3.4 ESPESOR DEL PLATO

El espesor del plato constituye la dimensión del orificio asociada a la caída de presión necesaria para soportar el líquido en el plato con el lloriqueo aceptable. La selección del espesor del plato depende del material de construcción y del diámetro del orificio. En general, el diámetro del orificio debe ser mayor igual que el espesor del plato en materiales como acero al carbón y níquel; para materiales como acero inoxidable, el

⁵⁹ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁶⁰ BILLET, R. Distillation Engineering. Chemical Publishing Co. 1979 .

⁶¹ VAN WINKLE, M. Distillation. McGraw Hill. 1967.

diámetro del orificio es típicamente 1.25 a 2 veces el espesor. Los valores comerciales del espesor del plato están desde 0.06 in hasta 0.25 in ^{62 63}.

Usualmente se encuentran especificaciones del plato en términos de medidas americanas estándar que se miden en calibre (*gauge*). La tabla 6 muestra los valores equivalentes entre calibre americano y calibre alemán⁶⁴:

Tabla 6. Equivalencias de calibres estándar americano y alemán

Calibre No.	U.S.S.G (mm)	Alemán (mm)
3	6.073	4.50
4	5.694	4.25
5	5.313	4.00
6	4.935	3.75
7	4.554	3.50
8	4.175	3.25
9	3.797	3.00
10	3.416	2.75
11	3.307	2.50
12	2.656	2.25
13	2.278	2.00
14	1.897	1.75
15	1.709	1.50
16	1.519	1.38
17	1.366	1.25
18	1.214	1.13
19	1.061	1.00
20	0.911	0.88

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁶² BILLET, R. Distillation Engineering. Chemical Publishing Co. 1979 .

⁶³ VAN WINKLE, M. Distillation. McGraw Hill. 1967.

⁶⁴ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

La tabla 7 muestra la relación típica entre el espesor del plato y el diámetro del orificio^{65 66 67}.

Tabla7. Relación entre espesor del plato y diámetro de orificio

Diámetro del Orificio (in)	Espesor Plato / Diámetro de Orificio	
	Acero Inoxidable	Acero al Carbón
0.06	1.3	3
0.12	0.65	2
0.18	0.43	1
0.24	0.32	0.75
0.35	0.22	0.5
0.47	0.16	0.38
0.59	0.17	0.3
0.71	0.11	0.25

BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

3.5 EL BAJANTE Y EL VERTEDERO

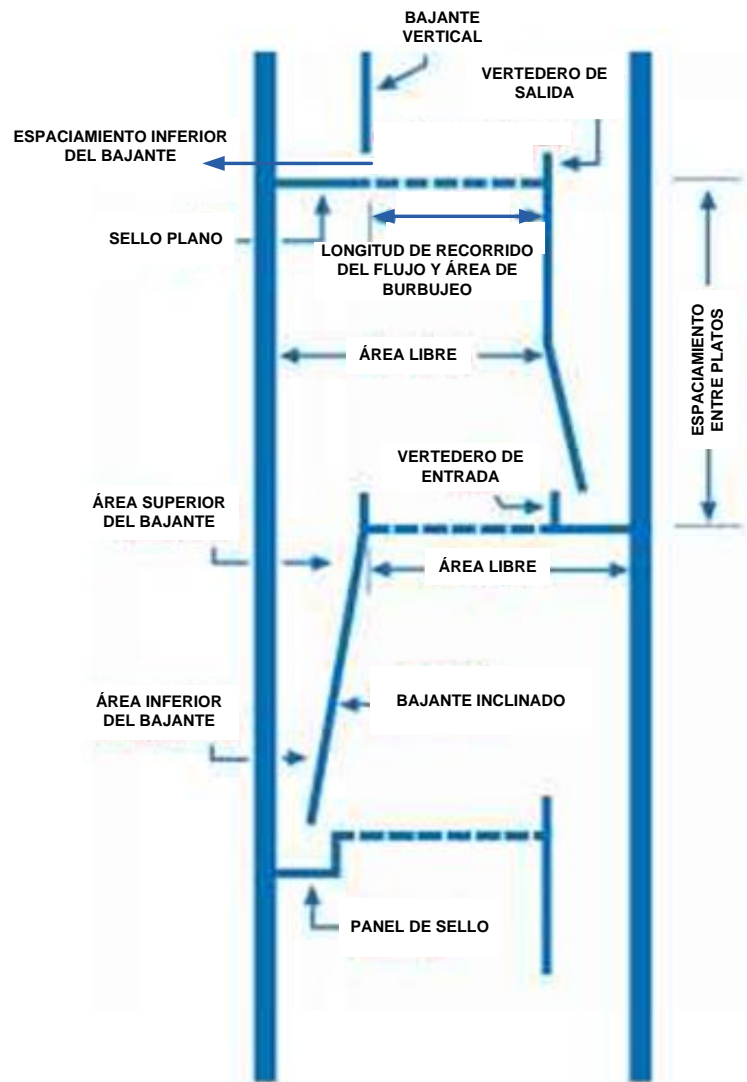
La transferencia de líquido desde la cima hacia el fondo de las torres de platos ocurre principalmente a través del bajante. La figura 35 muestra los bajantes y vertederos como componentes de los internos de una torre de platos:

⁶⁵ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁶⁶ CHASE, J. Sieve Tray Design - Part I/II. Chemical Engineering, 139-146 Agosto y 105-116 Julio.

⁶⁷ TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

Figura 35. Bajantes y otros componentes de los internos de una torre de platos



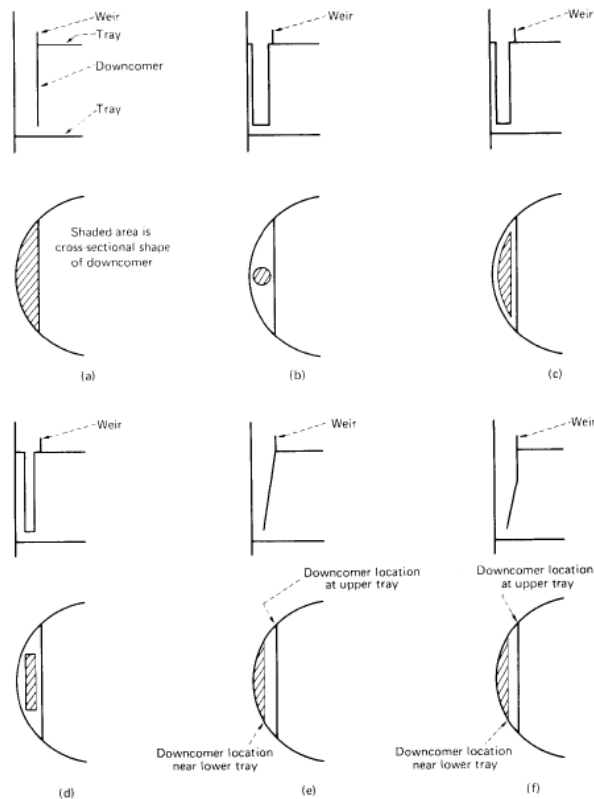
Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

3.5.1 Clasificación y selección de bajantes

Los bajantes son conductos con secciones transversales circulares, segmentadas o rectangulares que transportan el líquido desde los platos superiores hacia los inferiores.

La siguiente figura muestra las diferentes clases de bajantes.

Figura 36. Clases de Bajantes (Downcomer)



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Las principales diferencias entre las clases de bajantes son el área transversal y las pendientes a lo largo del bajante. El bajante directo, segmentado y vertical se muestra en la parte (a) de la figura anterior y es el más comúnmente usado en torres de destilación.

Este tipo de bajante representa adecuada utilización del área de la columna para flujo descendente y tiene ventajas económicas y simplicidad respecto a las demás clases de bajantes. Esta clase de bajantes se recomiendan cuando la velocidad de líquido en el bajante excede 0.18 m/s (0.6 ft/s)⁶⁸.

El bajante circular representado en la parte (b), provee poca área de flujo descendente y limita el espacio para la liberación de vapor del líquido. Esta clase de bajante se usa cuando las cargas de líquido son muy pequeñas y los bajantes segmentados no son adecuados (por ejemplo en algunos procesos de rectificación de alcoholes y deshidratación con glicol, donde la carga de líquido es inferior a 1 gpm por pulgada de longitud del vertedero).

Dos clases de vertederos se usan para bajantes circulares: El vertedero segmentado como se muestra en la parte (b) y el vertedero circular, el cual es una pequeña extensión vertical del bajante sobre el piso del plato. Un vertedero circular es menos costoso pero un vertedero segmentado resulta en mejor distribución del líquido en el plato mejorando la eficiencia y disminuyendo la caída de presión. Los vertederos segmentados son preferidos cuando los diámetros de columna exceden los 3 ft y es posible encontrar dos o más bajantes con vertederos circulares en columnas grandes para mejorar la distribución de líquido⁶⁹.

Bajantes con forma de envolvente, mostrados en la parte (c) y (d) de la figura anterior son usados algunas veces cuando existen bajas cargas de líquidos. Esta clase de bajantes son usados para satisfacer el criterio de diseño por mínima anchura del bajante. En procesos con altas cargas de líquidos, el criterio por mínima anchura del bajante es poco dominante en el diseño de los platos y debido a esto, esta clase de bajantes son raramente usados. Bajantes mostrados en la parte (b) hasta (d) de la figura anterior, no son normalmente usados a menos que se tengan bajas cargas de líquido.

Bajantes inclinados mostrados en la parte (e) y (f) de la figura anterior, representan la mejor utilización del área de la torre para el flujo descendente. Proveen suficiente volumen para la separación de líquido y vapor en la parte superior del bajante sin desperdiciar área activa del plato inferior. Son utilizados cuando la separación de vapor y líquido es difícil

⁶⁸ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁶⁹ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

como en casos de sistemas con tendencia a la formación de espuma y sistemas de alta presión, o cuando el bajante ocupa una porción significativa del área del plato como en los casos donde existen altas cargas de líquidos. Aunque esta clase de bajantes son más costosos que los bajantes directos, los ahorros en área activa normalmente equilibran el costo adicional por usar esta clase de bajantes cuando el área del bajante excede del 20 - 30% del área de la torre.

Se recomienda una relación de 1.5 a 2 entre el área superior y el área inferior en bajantes inclinados, siendo normalmente 1.7 el valor más usado a nivel industrial⁷⁰. Bajantes más pequeños al 5-8% del área transversal de la torre deben ser evitados. Normalmente se usan áreas del bajante entre los valores del 5-10% del área transversal de la torre.

3.5.2 Inundación permitida en el bajante

Para evitar la condición de inundación por embotellamiento o choque en el bajante, se recomienda que la altura del líquido en el bajante sea del 50-60% del espaciamiento entre platos para sistemas no espumantes y 40% para sistemas espumantes⁷¹.

3.5.3 Velocidad del bajante

Los criterios de velocidad en la entrada al bajante están establecidos por Glitsch⁷², Koch⁷³ y Nutter⁷⁴ y ya fueron descritos anteriormente junto con los factores del sistema SF.

$$\begin{aligned}
 (Q_{D,max})_1 &= 250 \\
 (Q_{D,max})_2 &= 41\sqrt{\rho_L - \rho_G} \\
 (Q_{D,max})_3 &= 7.5\sqrt{S(\rho_L - \rho_G)} \\
 (Q_{D,max}) &= [(Q_{D,max})_1 \text{ ó } (Q_{D,max})_2 \text{ ó } (Q_{D,max})_3] \times SF \quad (2.2)
 \end{aligned}$$

⁷⁰ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

⁷¹ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁷² GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

⁷³ KOCH ENGINEERING CO, INC. Design Manual – Flexitray. Bulletin 960-1. Kansas, 1982.

⁷⁴ NUTTER ENGINEERING. Float Valve Design Manual. Tulsa, Oklahoma, 1976.

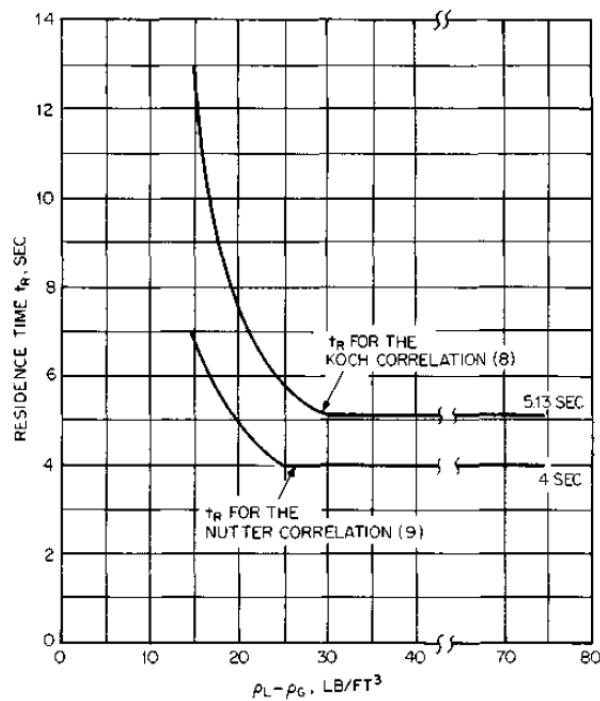
En las ecuaciones se escoge el valor más bajo, Q_D representa la carga de líquido en el bajante (gpm/ft²) y SF representa es factor del sistema.

Las correlaciones de Koch y Nutter son basadas en el criterio máximo tiempo de residencia en el bajante:

$$(Q_{D,max}) = 448.8 \left(\frac{S}{12t_R} \right) SF, \quad S \leq 30 \quad (2.3)$$

Donde t_R es el tiempo de residencia (seg) y S es el espaciamiento entre platos (in). El tiempo residencia se calcula mediante la siguiente figura para ambas correlaciones:

Figura 37. Tiempo de residencia en el bajante



Fuente: KOCH ENGINEERING CO, INC. Design Manual – Flexitray. Bulletin 960-1. Kansas, 1982. NUTTER ENGINEERING. Float Valve Design Manual. Tulsa, Oklahoma, 1976.

Figura 38. Factores del Sistema

Sistema	Factor	Sistema	Factor
Baja tendencia a la formación de espuma	1.0	Furfural	0.85
Alta presión ($\rho_G > 1.8$)	$1.21/\rho_G^{0.32}$		0.80
Baja tendencia a la formación de espuma		Sulfolane	1.0
Depropanizadoras	0.9		0.85
H ₂ S despojadores	0.9	Regeneradores de Amina	0.85
	0.85		
Sistemas con fluor (Freons, BF ₃)	0.9	Regeneradores de Glicol	0.85
Regeneradores de carbonatos calientes	0.9		0.8
Moderada tendencia a la formación de espuma			0.65
Deetanizadoras		Absorbedores de carbonatos calientes	0.85
Tipo absorbedora, sistema de cima	0.85		
Tipo absorbedora, sistema de fondo	1.0	Lavado cáustico	0.65
	0.85		
Refrigerada en el sistema de cima	0.85	Alta tendencia a la formación de espuma	
	0.8	Absorbedores de amina	0.8
Refrigerada en el sistema de fondo	1.0		0.75
	0.85		0.73
Demetanizadoras		Contactores de Glicol	0.73
Tipo absorbedora, sistema de cima	0.85		0.65
Tipo absorbedora, sistema de fondo	1.0		0.50
	0.85		
Refrigerada en el sistema de cima	0.8		
Refrigerada en el sistema de fondo	1.0		
Absorbedoras de aceite		Despojadores de agua ácida	0.5-0.7
Sobre 0°F	0.85		0.6
Inferior a 0°F	0.95	Reclaimers de aceite	0.7
	0.85		
	0.8	Unidades MEK	0.6
Torres de crudo	1.0	Estable formación de espuma	
	0.85	Regeneradores cáusticos	0.6
Torres de crudo al vacío	1.0		0.3
	0.85	Absorbedores de alcohol de síntesis	0.35

Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Kister ⁷⁵, diseñó un conjunto de guías para la velocidad en el bajante las cuales son un poco optimistas y sugiere la aplicación de un factor de seguridad de 0.75 si se desea un diseño conservativo.

La figura 39, muestra las máximas velocidades en el bajante según Kister.

Figura 39. Velocidad de líquido claro en el bajante por Kister

Tendencia a la Formación de Espuma	Ejemplos	Velocidad del Líquido Claro en el Bajante, ft/s		
		18-in Espaciamiento	24-in Espaciamiento	30-in Espaciamiento
Baja	Baja presión (<100 psia), HC livianos, estabilizadores y sistemas aire-agua	0.4–0.5	0.5–0.6	0.6–0.7
Moderada	Sistema aceitosos, destilación de crudo, absorbedores, HC livianos a presiones medias (100-300 psia)	0.3–0.4	0.4–0.5	0.5–0.6
Alta	Amina, glicerina, glicoles HC livianos a alta presión (>300 psia)	0.2–0.25	0.2–0.25	0.2–0.3

Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

La velocidad del líquido claro en el bajante se puede expresar en términos de carga por unidad de área, como se presenta en la tabla 8.

Tabla 8. Velocidad del líquido claro en el bajante

Tendencia a la Formación de Espuma	Sistema	Velocidad del Líquido Claro en el Bajante (gal/min o gpm/ft ²)					
		Espaciamiento entre Platos (in)					
		18		24		30	
Low	Low pressure (<100 psia) light hydrocarbons, stabilizers, air-water simulators	180	224	224	269	269	314
Medium	Oil systems, crude oil distillation, absorbers, mid pressure (100-300 psia) hydrocarbons	135	180	180	224	224	269
High	Amine, glycerine, glycols, high pressure (>300 psia) light hydrocarbons	90	112	90	112	90	135

Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

⁷⁵ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

3.5.4 Tiempo de residencia en el bajante

Se debe establecer suficiente tiempo de residencia en el bajante para permitir la liberación de vapor del líquido que desciende, de tal forma que el líquido que entra al plato inferior está relativamente libre de vapor, para evitar la inundación por choque en el bajante.

Los tiempos residencia reportados por Bolles⁷⁶ junto con los de Erbar Maddox⁷⁷, se usan como criterio para el diseño del bajante, como se aprecia en la figura 40.

Figura 40. Tiempo de residencia recomendados en bajantes

Tendencia a la Formación de Espuma	Ejemplos	Tiempo de Residencia (seg)
Baja	Hidrocarburos de bajo peso molecular y alcoholes	3
Moderada	Hidrocarburos de medio peso molecular	4
Alta	Aceites minerales	5
Muy Alta	Aminas y glicoles	7

Fuente: BOLLES, W.L. Distillation Theory and Practice Intensive Course. University of New South Wales and University of Sydney. August 9-11, 1977. MADDOX, R.N. Process Engineer's Absorption Pocket Handbook. Gulf Publishing, Houston 1985.

En la figura 40, el término de hidrocarburos de bajo peso molecular, se refiere a este tipo de hidrocarburos a presiones atmosféricas y condiciones de vacío. La tendencia de hidrocarburos livianos a presiones medias (100-300 psia) es moderada y la tendencia a presiones altas (>300 psia) es alta.

⁷⁶ BOLLES, W.L. Distillation Theory and Practice Intensive Course. University of New South Wales and University of Sydney. August 9-11, 1977.

⁷⁷ MADDOX, R.N. Process Engineer's Absorption Pocket Handbook. Gulf Publishing, Houston 1985.

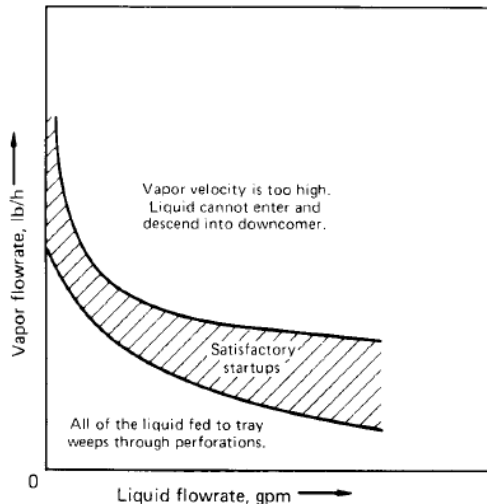
3.5.5 Sello hidráulico en el bajante

Corresponde al sello hidráulico que forma el bajante con la superficie de líquido en el plato y es un parámetro que tiene mucha importancia en el arranque de las torres. El sello evita que el vapor pase por el bajante disminuyendo el contacto y eficiencia en el sistema. El sello es influenciado por la caída de presión que se presenta cuando el líquido pasa por la parte inferior del bajante, lo cual se denomina estrangulación.

En condiciones normales de operación el vapor fluye por los orificios de los platos y el líquido desciende a través de los bajantes. El sello hidráulico en el bajante previene que el vapor pase por el bajante y la velocidad de vapor por los orificios de los platos, previene que el líquido lloree por las perforaciones. Sin embargo, durante el arranque, el vapor tiende a fluir por las perforaciones y bajante mientras que el líquido tiende a fluir por los orificios del plato.

La figura 41 muestra un diagrama de estabilidad en el arranque de una torre donde la región inferior a la región de arranque satisfactorio, indica el lloreeo de líquido aproximándose al punto de pérdida de sello en los platos por excesivo lloreeo evitando que el líquido alcance el bajante.

Figura 41. Diagrama de estabilidad en el arranque de torres



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

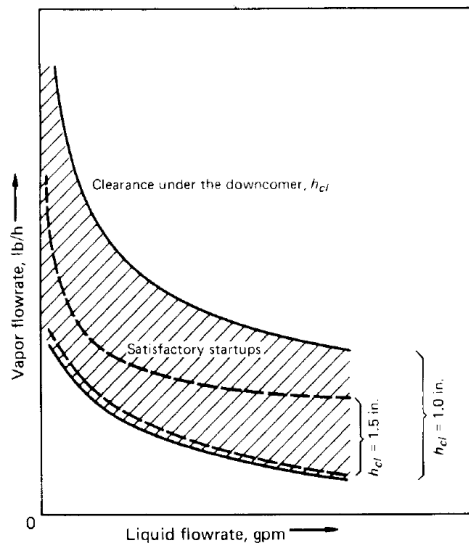
La región superior a la región de arranque satisfactorio, indica la región donde la velocidad del vapor en el bajante es tan alta que evita el descenso de líquido. Cuando los flujos de vapor y líquido caen por fuera de la región de arranque estable y cuando esta

región es muy angosta, problemas de pérdida de sello en el bajante pueden ocurrir con pequeñas fluctuaciones en los flujos de líquido y vapor. La holgura entre la parte inferior del bajante y el plato junto con el diseño de vertederos de entrada y cajas de receso son parámetros que influyen significativamente el sello hidráulico en bajantes.

Holgura del Bajante:

La figura 42 muestra la influencia de la holgura del bajante en el diagrama de estabilidad del arranque de la torre, donde la reducción de la holgura de 1.5 a 1.0 in aumentó la región de arranque satisfactorio.

Figura 42. Impacto de la holgura del bajante en el diagrama de estabilidad en el arranque de torres



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

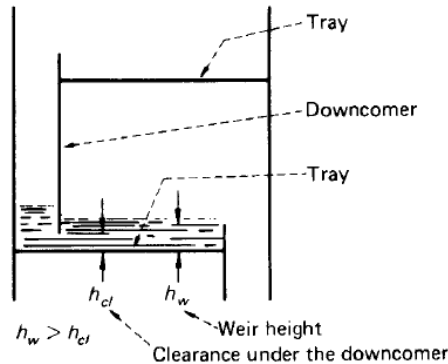
Si la holgura del bajante es muy baja, se aumenta el embotellamiento reduciendo la capacidad del bajante. Esta holgura puede fijarse de tal manera que la caída de presión en el bajante no excede 1 – 1.5 in liq y que la velocidad de líquido en el bajante no excede 1 – 1.5 ft/s⁷⁸. Si el servicio tiene propiedades corrosivas y tendencia al ensuciamiento, se debe evita holguras inferiores a 1 in.

Mientras que los criterios de caída de presión y tendencia a la corrosión o ensuciamiento fijan la mínima holgura del bajante, la máxima holgura está limitada a garantizar el sello

⁷⁸ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

hidráulico. Para garantizar el sello normalmente se fija una holgura en el bajante menor a la altura del vertedero de salida, lo cual se muestra en la siguiente figura. Se recomienda que la holgura del bajante sea cercana a 0.5 in menor que la altura del vertedero de salida del plato.

Figura 43. Relación entre la holgura del bajante y la altura del vertedero de salida



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Se recomiendan distancia mínima entre el bajante y la superficie del plato de 0.5 in para operaciones atmosféricas, 0.2 in para operaciones a vacío y 2 in para sistemas a alta presión . La velocidad de entrada al plato debe ser máximo 1 ft/s y se recomiendan los siguientes criterios de sello hidráulico respecto al recorrido de líquido en el plato correspondiente a la distancia entre el bajante y el vertedero de salida, ver tabla 9⁷⁹.

Tabla 9. Sello hidráulico recomendado según distancia de recorrido de líquido en el plato

Distancia Bajante a Vertedero de Salida (in)	Sello Hidráulico (in)
< 72	0.5
1.72 - 144	1
> 144	1.5

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁷⁹ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

El sello hidráulico se asegura si se cumple la siguiente condición:

$$h_c + h_{ED} + 0.00635 > h_{cs} \quad (2.4)$$

Donde:

h_c : Altura del líquido claro (m liq).

h_{ED} : Caída de presión debida a la entrada de líquido al plato (m liq).

h_{cs} : Distancia entre la parte inferior del bajante y la superficie del plato (m liq).

$$h_c = h_w + h_{ow} + h_{hg} / 2 \quad (2.5)$$

Donde:

h_w : Altura del vertedero de salida (in).

h_c : Altura del líquido claro (in liq).

h_{ow} : Altura de líquido sobre el vertedero (in liq).

h_{hg} : Gradiente hidráulico (in liq).

$$h_{ED} = \frac{3}{2g} \left(\frac{Q_L}{A_{da}} \right)^2 \quad (2.6)$$

Donde:

Q_L : Flujo de líquido (m³/s)

A_{da} : Área menor entre la sección transversal del bajante y el área libre entre la parte inferior del bajante y la superficie del plato (m²).

g : Aceleración de la gravedad (m/s²)

Cuando la parte inferior del bajante es curva, el coeficiente 3/2 se reemplaza por 1/2 ⁸⁰.

Esta ecuación es similar a la explicada anteriormente por pérdida de cabeza en el bajante h_{da} , para bajantes segmentados se define de la siguiente manera:

$$h_{da} = 0.03 \left(\frac{GPM}{100A_{da}} \right)^2 \quad (2.7)$$

Donde A_{da} es el área de la parte inferior del bajante (ft²). Esta área debe tomarse como el área más restrictiva en la parte inferior del bajante. Por ejemplo si se usan vertederos de

⁸⁰ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

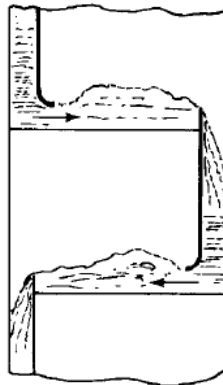
entrada y el área entre el bajante y el vertedero es más pequeña que el área de la parte inferior del bajante, se debe usar la menor área en la ecuación anterior.

Sellos Mecánicos:

Cuando no existe suficiente sello hidráulico, se usan sellos mecánicos para garantizar el sello aún en condiciones de flujo mínimo, las cuales también se pueden presentar en el arranque de las torres. Los sellos mecánicos más usados son vertederos de entrada, cajas de receso y bajantes curvos en la parte inferior.

Cuando el embotellamiento en el bajante es crítico, la caída de presión del líquido que abandona el bajante se minimiza usando bajantes curvos en la parte inferior como se muestra en la figura 44, lo cual es usado con sistemas con alta tendencia a la formación de espuma:

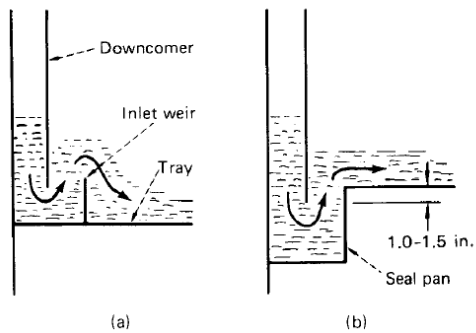
Figura 44. Bajantes curvos



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Los vertederos de entrada y cajas de receso se usan cuando existen problemas de sello y la holgura del bajante está limitada por embotellamiento, caída de presión y corrosión o ensuciamiento. Las siguientes figuras muestran estos dispositivos:

Figura 45. Vertederos de entrada y cajas de receso



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

En servicios con altas cargas de líquido el uso de cajas de receso es adecuado para incrementar la capacidad de las torres limitadas por embotellamiento, caída de presión y altura de espuma en el bajante. En estos casos el uso de cajas permite usar altas holguras sin usar alturas de vertederos de salida mayores reduciendo el embotellamiento. Sin embargo, el uso de estos dispositivos conduce a tener un tiempo de residencia de líquido que no es favorable en servicios corrosivos y con tendencia al ensuciamiento. Los vertederos de entrada tienen una componente significativa de flujo descendente, lo cual requiere zonas de calma mayores en la entrada del plato con el objetivo de eliminar lloriqueo en las primeras filas de los elementos de contacto del plato, desperdiciando área de contacto.

Las zonas de calma son áreas sin perforaciones que son normalmente usadas entre el bajante o vertedero de entrada y la zona donde se encuentran los orificios así como entre la zona de orificios y el vertedero de salida. Las zonas de calma a la entrada del plato se usan debido a que el líquido descendente por el bajante tiene una componente vertical de velocidad que produce excesivo lloriqueo y disminuye la formación de burbujas en las primeras filas de los elementos de contacto del plato. Esta zona de calma a la entrada del plato tiene normalmente una longitud de 2 – 4 in de ancho; sin embargo con sellos mecánicos como las cajas de receso, una longitud de 2 in es suficiente ya que estos elementos disminuyen el efecto de la velocidad descendente por el bajante.

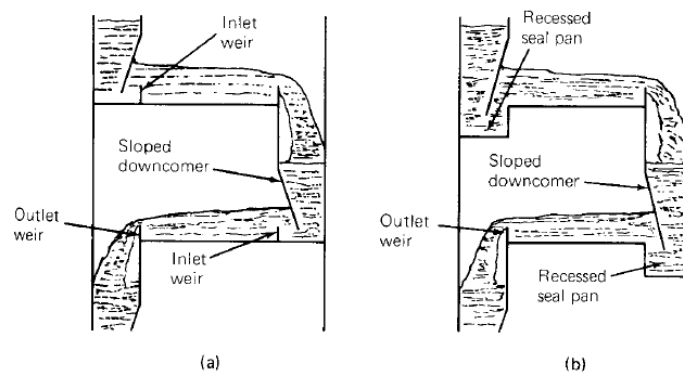
Las zonas de calma a la salida del plato tienen la función de iniciar la liberación de vapor de la fase espumosa antes que entre al bajante. Esta zona de calma a la salida del plato tiene normalmente una longitud de 3 – 4 in de ancho. La instalación de zonas de calma queda al criterio del diseñador y dependen también del régimen de operación ya que en el régimen en aspersión, entre más cerca esté el vertedero de salida al área de burbujeo, es

mejor la liberación de las gotas de líquido de la fase de vapor y evita la retro mezcla de líquido en el plato.

Las cajas de receso son más preferidas que los vertederos de entrada; no obstante, con bajas cargas de líquido y bajantes circulares, los vertederos de entrada pueden ser seleccionados con los siguientes criterios:

- La altura del vertedero de entrada debe ser igual a la holgura del bajante pero inferior a la altura de flujo sobre el vertedero, ya que excesiva altura del vertedero de entrada conlleva a embotellamiento y lloriqueo en las primeras filas de los elementos de contacto del plato.
- La distancia horizontal entre el bajante y el vertedero de entrada no debe ser menor que la holgura del bajante.
- Orificios de drenaje deben ser instalados en el fondo del vertedero para permitir drenaje de líquido en la sacada de servicio de la torre.
- Se pueden usar bajantes inclinados para aumentar espacio horizontal. El área inferior del bajante no debe ser inferior que la mitad o 2/3 partes del área superior del bajante:

Figura 46. Bajantes inclinados con sellos mecánicos



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Cuando se usan cajas de receso, se deben tener en cuenta los siguientes criterios:

- El fondo del bajante debe ser extendido entre 1 – 1.5 in por debajo del nivel del plato para asegurar el sello líquido.
- El área transversal para el flujo de líquido en el fondo del bajante y el área de la caja junto con el área de flujo ascendente desde la caja hacia el plato deben ser iguales para evitar la restricción de flujo.
- Orificios de drenaje deben ser instalados en la caja para permitir drenaje de líquido en la sacada de servicio de la torre.
- Se pueden usar bajantes inclinados para aumentar espacio horizontal. El área inferior del bajante no debe ser inferior que la mitad o 2/3 partes del área superior del bajante.

3.5.6 El vertedero de salida del plato

Los vertederos de salida del plato mantienen el nivel deseado de líquido en el plato. Cuando se presenta el régimen de espuma, el líquido entra al bajante por rebose sobre el vertedero. La altura del vertedero fija el nivel y la retención del líquido en el plato. El nivel de líquido en el plato debe ser suficiente para un adecuado contacto líquido-vapor en el plato promoviendo la formación de burbujas.

La eficiencia de plato se incrementa a mayor altura del vertedero de salida en el régimen de espuma, pero para vertederos de 1 ½ - 3 in, el incremento en la eficiencia es poco. Sin embargo, a mayor altura de líquido en el plato, mayor será la caída de presión, downcomer *backup* y velocidad de arrastre con incremento en el lloriqueo del plato.

La altura del vertedero se puede calcular por la correlación ya descrita:

$$(4 - h_{ow} - 0.5h_{hg}) \geq h_w \geq (2 - h_{ow} - 0.5h_{hg}) \quad (2.8)$$

Donde:

h_w = Altura del vertedero (in).

h_{ow} = Altura del líquido sobre el vertedero (in liq).

h_{hg} = Gradiente hidráulico (in liq).

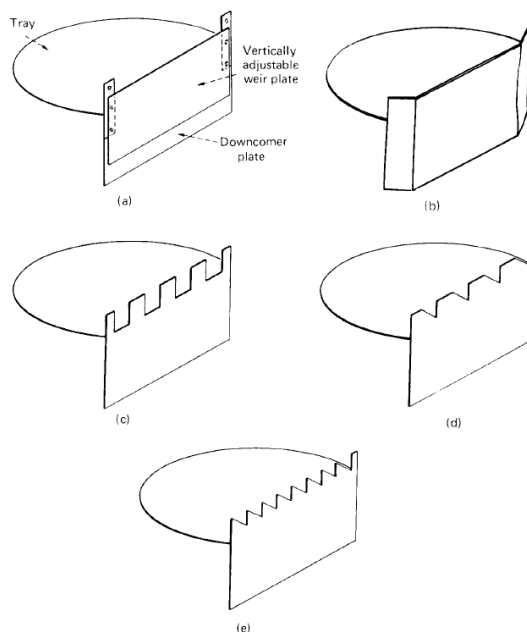
Para la mayoría de aplicaciones, un nivel de líquido entre 2-4 in conlleva aun adecuado diseño. Sin embargo cuando existe reacciones químicas, se requiere mayor tiempo de contacto y altura del vertedero; en torres de absorción y despojo se usan alturas de 3-4 in y hasta 6 in⁸¹.

⁸¹ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Cuando los platos operan en régimen de aspersion, el líquido entra al bajante en forma de gotas precipitándose desde la fase de vapor en el espacio superior del bajante. En el régimen de aspersion, la retención de líquido es independiente de la altura del vertedero; sin embargo, a bajos flujos de líquido, el régimen espuma puede predominar haciendo a la altura del vertedero un factor importante. La mínima altura del vertedero puede ser $\frac{1}{2}$ in, pero alturas de $\frac{3}{4}$ a 1 in se prefieren usualmente especialmente en servicio a vacío que operan en régimen de aspersion. Torres en régimen aspersion normalmente se diseñan con alturas de vertederos entre 1-2 in.

En la siguiente figura se muestran las clases de vertederos típicas en torres de platos. Los vertederos ajustables se muestran en la parte (a) de la figura y son usados en diseños tempranos para proveer flexibilidad. En la parte (b) se muestran los vertederos curvados y son usados normalmente para altas cargas de líquido. Estos vertederos extienden su longitud para disminuir la carga de líquido en el plato medida como la relación entre galones por minuto y longitud de vertedero en pulgadas. Estos vertederos mejoran un poco la caída de presión, el embotellamiento en el bajante y distribución de líquido en el plato.

Figura 47. Clases de vertederos



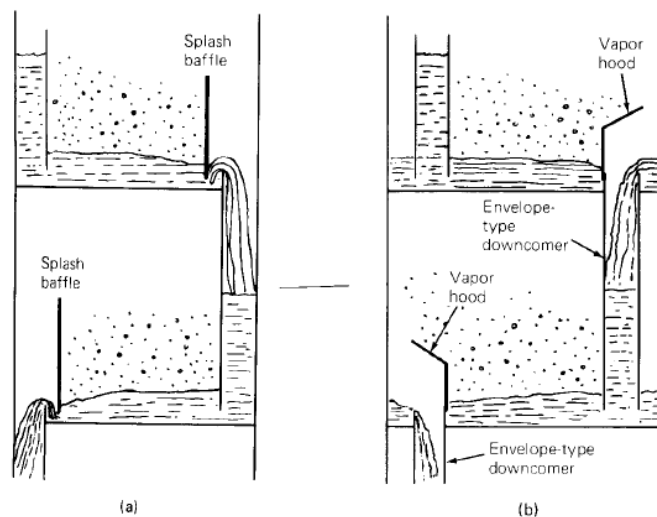
Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Otras modificaciones de vertederos se muestran en las partes (c), (d) y (e) de la figura anterior. El vertedero de corte rectangular parte (c), vertedero de corte intermitente triangular parte (d) y vertedero de corte continuo triangular parte (e), son usados para mejorar la utilización del espacio en lo platos de la torre con un incremento en el costo.

La longitud del vertedero se debe diseñar de tal forma que al menos la cima del líquido se mantenga sobre el vertedero con una altura de $\frac{1}{4}$ a $\frac{1}{2}$ in. Con bajas cargas de líquido, estas alturas son difíciles de mantener a menos que se usen vertederos con cortes triangulares o rectangulares. Los más eficientes en régimen de aspersión son los vertederos de corte rectangular con profundidades de mayores a 6 in. Este tipo de vertedero se usa es cuando la carga de líquido es menor de 0.5-1 gpm/in de longitud del vertedero⁸².

Los vertederos de corte triangular son efectivo cuando se usan con baffles, caperuzas de vapor y cuando se presenta el régimen de espuma. Los baffles son placas verticales paralelas ubicados a cerca a los vertederos de salida del plato, ver figura 48.

Figura 48. Baffles y caperuzas de vapor



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

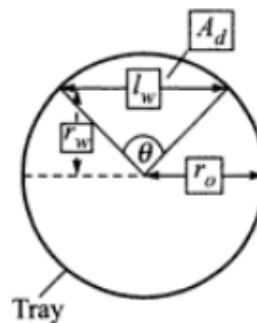
⁸² KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

La parte inferior del baffle está ubicada cerca al piso del plato permitiendo al líquido fluir por el espacio entre el baffle y el plato. Los baffles se usan para bajas cargas de líquido, donde el baffle hace que se produzca una acumulación de líquido incrementando la retención y altura de la espuma en el plato, evitando que el plato se seque promoviendo el régimen de espuma. Se recomienda usar los baffles cuando las cargas de líquido son inferiores a 0.1 gpm/in de longitud del vertedero. Los baffles se deberían usar únicamente con bajas cargas de líquido debido a que restringen el área de entrada del bajante y aumentan el choque en el bajante⁸³.

Las caperuzas de vapor tienen una función similar a los baffles para bajas cargas de líquido y se usan con bajantes de forma envolvente. Las caperuzas conllevan a la acumulación de líquido en el plato hasta que rebosa el vertedero.

La longitud del vertedero (L_w), área del bajante (A_D) y la distancia desde el centro de la torre hasta el vertedero (r_w) se relacionan como se presenta en la figura 49.

Figura 49. Baffles y caperuzas de vapor



Fuente: DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall – 2007.

⁸³ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Las siguientes ecuaciones relacionan estas tres variables geométricas:

$$\frac{A_d}{A_T} = \frac{\theta - \text{Sen}\theta}{2\pi}$$

$$\theta = 2\text{Sen}^{-1}\left[\frac{L_w}{D_T}\right] = 2\text{Cos}^{-1}\left[\frac{2r_w}{D_T}\right] \quad (2.9)$$

Donde:

L_w = Longitud del vertedero (in)

A_d = Área del bajante

r_w = Distancia desde el centro de la torre hasta el vertedero (in).

D_T = Diámetro de la torre (in)

A_T = Área de plato

El porcentaje del área total correspondiente al canal de descenso también se reporta en términos de la longitud del vertedero y el diámetro de la torre. Normalmente se usan longitudes del 55 – 80 % del diámetro de la torre para un paso en los platos y 50 - 60 % para platos con más de dos pasos y se recomienda una relación típica del 70%⁸⁴. La siguiente tabla muestra la relación de esos parámetros incluyendo la relación en con el área de bajantes rectos:

Tabla10. Relación entre longitud de vertederos y área de bajantes

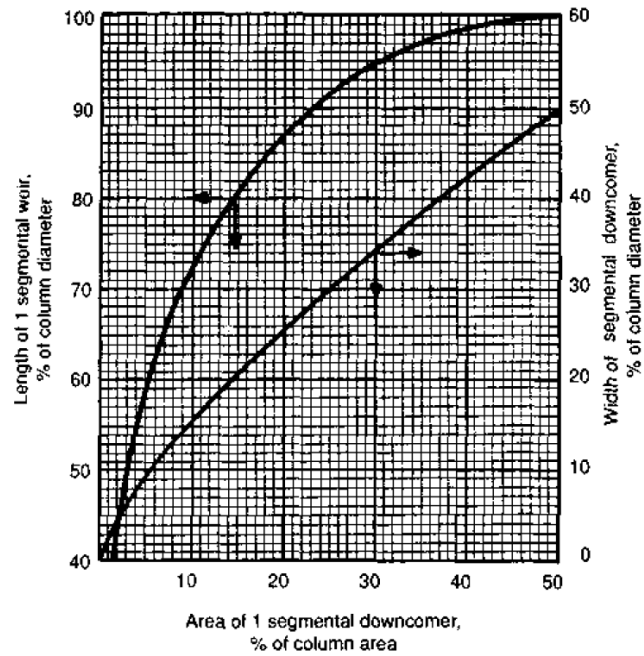
% Longitud Vertedero / Diámetro de la Torre	% Área Bajante / Área Total de la Torre
55	3.9
60	5.3
65	6.9
70	8.8
75	11.3
80	14.1

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁸⁴ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

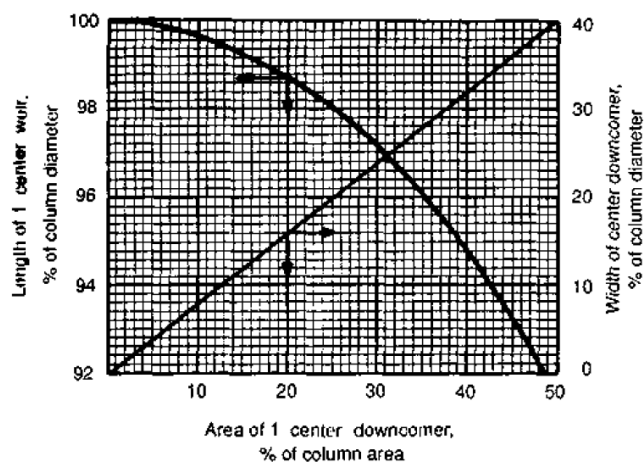
Las figuras 50 y 51 muestran la relación entre dimensiones del bajante y vertedero respecto al porcentaje del área del bajante con el área de la torre:

Figura 50. Diseño de bajantes laterales



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

Figura 51. Diseño de bajantes centrales



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

3.6 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL PLATO

Se recomiendan los siguientes valores permitidos para la caída de presión por plato según la presión de operación ⁸⁵:

Tabla 11. Caída de presión permitida por plato

Presión Total (psi)	Caída de Presión (psi)
0.7 abs	0.06 máx
14.7	0.07 - 0.12
290	0.145
300	0.15

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

Kister, recomienda valores de 0.08-0.12 psi (3 – 5 in liq) por plato pero no clasifica el criterio por presión de operación de la torre ⁸⁶. Si la caída de presión está por fuera de estos rangos, se recomienda ajustar el área fraccional de orificios si gobierna la caída de presión en seco o la altura del vertedero si gobierna la caída de presión en húmedo.

3.7 NÚMERO DE PASOS

Los platos con múltiples pasos dividen la carga de líquido permitiendo disminuir la carga de líquido en el plato y bajante. Por ejemplo, al usar dos pasos en un plato en lugar de un paso sencillo, permitirá que se maneje la mitad de la carga de líquido en esa etapa de la torre, mejorando la capacidad del plato y bajante disminuyendo la caída de presión. Sin embargo, el uso de platos con múltiples pasos reducen la eficiencia de la etapa debido a que pueden conllevar a una distribución inadecuada de los flujos de vapor y líquido ya que los paneles no son simétricos⁸⁷.

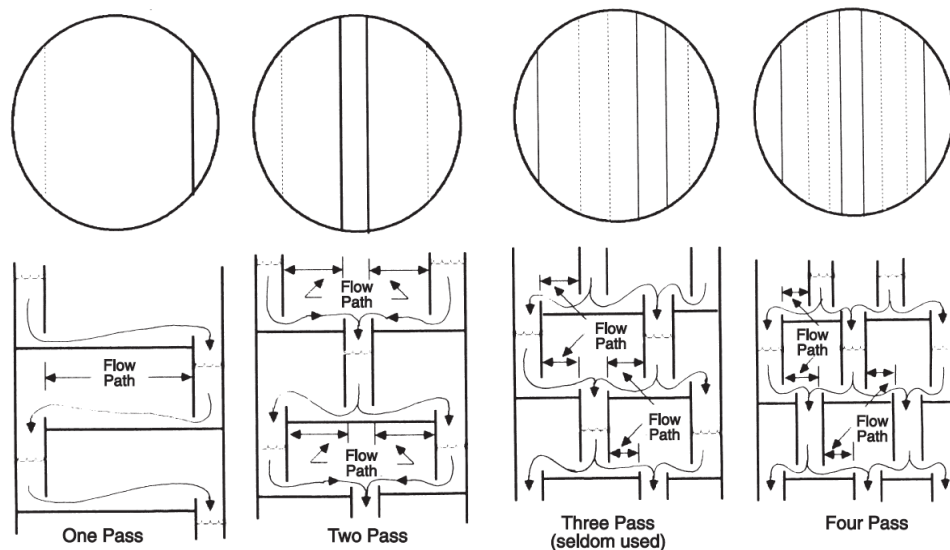
La figura 52, muestra las alternativas que existen para el uso de platos con múltiples pasos:

⁸⁵ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁸⁶ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

⁸⁷ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Figura 52. Platos con múltiples pasos



Fuente: GPSA, Engineering Data Book. 12th Edition, Section 19. 2004 Tulsa, Oklahoma 74145.

Los siguientes puntos se deben tener en cuenta para implementar etapas con múltiples pasos⁸⁸:

- Incrementar el número de pasos disminuye la eficiencia, incrementa la sensibilidad a una distribución inadecuada e incrementa el costo.
- El número de pasos se selecciona de tal manera que las cargas de líquido en el vertedero de salida no excedan 7 – 13 gpm /in de longitud. Kister, recomienda usar el uso de múltiples pasos en el rango de 10 – 13 gpm /in de longitud de vertedero de salida y es adecuado para espaciamiento entre platos mayores a 18 in.
- Cortas longitudes de recorrido de líquido en los platos se deben evitar. Longitudes inferiores a 16 in no son adecuadas para instalación de entradas para inspección. Un rango en la longitud de recorrido de líquido de 16 – 18 in se considera limitada y longitudes inferiores a 18 - 22 in podrían disminuir considerablemente la eficiencia de la etapa . También existen recomendaciones según el diámetro de la torre; cuando el diámetro excede 4 – 6 ft se recomienda usar doble paso para disminuir las cargas del líquido, cuando el diámetro excede 7 – 9 ft se recomienda usar triple paso y cuatro pasos se recomiendan cuando el diámetro excede 10 – 12 ft.
- Número impares de pasos deben evitarse a menos que se asegure la distribución y simetría de cada sección del plato.

⁸⁸ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

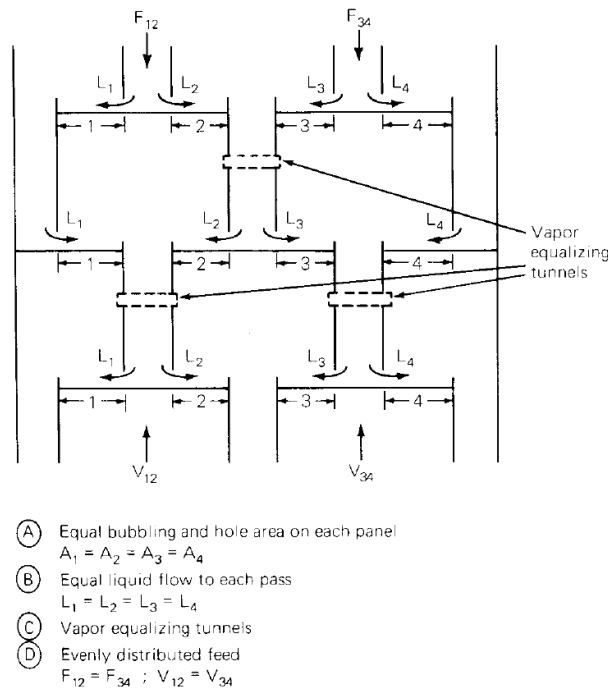
- Evitar más de dos pasos por etapa es recomendado si es permitido por el diseño. Los efectos de una distribución inadecuada de vapor es atribuido al área de orificios mientras que la mal distribución del líquido se impacta principalmente por la altura y longitud del vertedero de salida. Con platos de doble paso, se puede alcanzar una distribución y eficiencia uniforme siempre y cuando la geometría sea simétrica para ambos pasos. Difícilmente se puede alcanzar una distribución geométrica con un mayor número de pasos, donde la longitud del vertedero de salida de los pasos del centro del plato es diferente a la longitud de los pasos laterales, con llevando a diferencias en la relación líquido a vapor en los diferentes pasos impactando la eficiencia de la etapa.

Para disminuir una distribución inadecuada en los platos se recomienda ⁸⁹:

- Asegurar igual flujo de vapor en cada paso al diseñar iguales áreas de burbujeo y áreas de orificios en cada paso del plato.
- Asegurar igual flujo de líquido en cada paso al instalar vertederos de entrada para asegurar una adecuada distribución de líquido junto con un adecuado diseño de la altura y longitud de los vertederos de salida.
- Cuando el diseño del número de pasos es restringido, se han diseñado platos con cargas de líquido hasta de 20 gpm/in de vertedero de salida, pero se debe tener cuidado con las correlaciones usadas para estas cargas ya que la mayoría de correlaciones no cubren este límite. Al mismo tiempo platos es se debe evitar ese tipo de diseño cuando el espaciamiento entre platos es menor de 18 – 24 in.
- Instalar túneles para la ecualización de vapor y al mismo tiempo la distribución de líquido. Ver figura 53.

⁸⁹ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

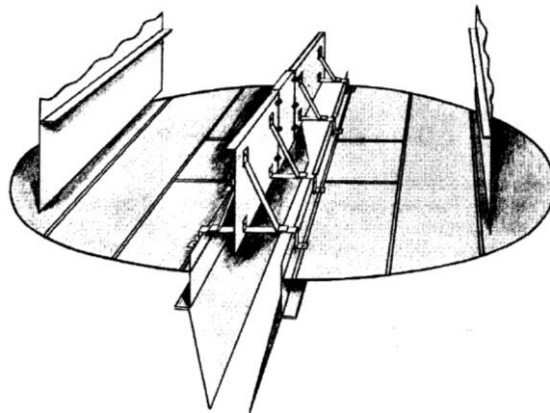
Figura 53. Túneles de eculización de vapor en platos de múltiples pasos



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

- Instalar baffles que evitan el salto de líquido en los bajantes centrales de platos con múltiples pasos, disminuyendo la acumulación de líquido en la salida del plato que podría conllevar a inundación temprana, ver figura 54.

Figura 54. Baffles que evitan el salto del líquido en platos de múltiples pasos



Fuente: KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

Estos baffles mejoran el flujo de líquido al enviar la mayoría de flujo a través del bajante central. El fondo del baffle debe estar a la misma elevación del vertedero de salida y su altura debe estar entre 11 – 20 in sobre la base del plato. La longitud del baffle debe ser la misma del vertedero de salida y el baffle debe estar localizado en el centro del bajante.

4 BASES DE LA SIMULACIÓN

4.1 DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PLATOS Y REFLUJO POR MÉTODOS CORTOS

El caso de estudio consiste en el diseño hidráulico de una Torre Debutanizadora para recuperar mínimo el 95% de butanos (i-butano y n-butano) en la corriente de destilado y el 98% de pentanos (i-pentano y n-pentano) en la corriente de fondos. La simulación preliminar para la estimación del número de platos y reflujo requerido, se realizó en el Software Aspen HysysV7.3®, usando el método corto de Fenske-Underwood-Gilliland. El método de Fenske calcula el mínimo número de platos requerido a reflujo total, el método de Underwood calcula el reflujo mínimo requerido con un número infinito de platos y el método de Gilliland calcula el número teórico de platos a partir de las correlaciones de Fenske y Underwood.

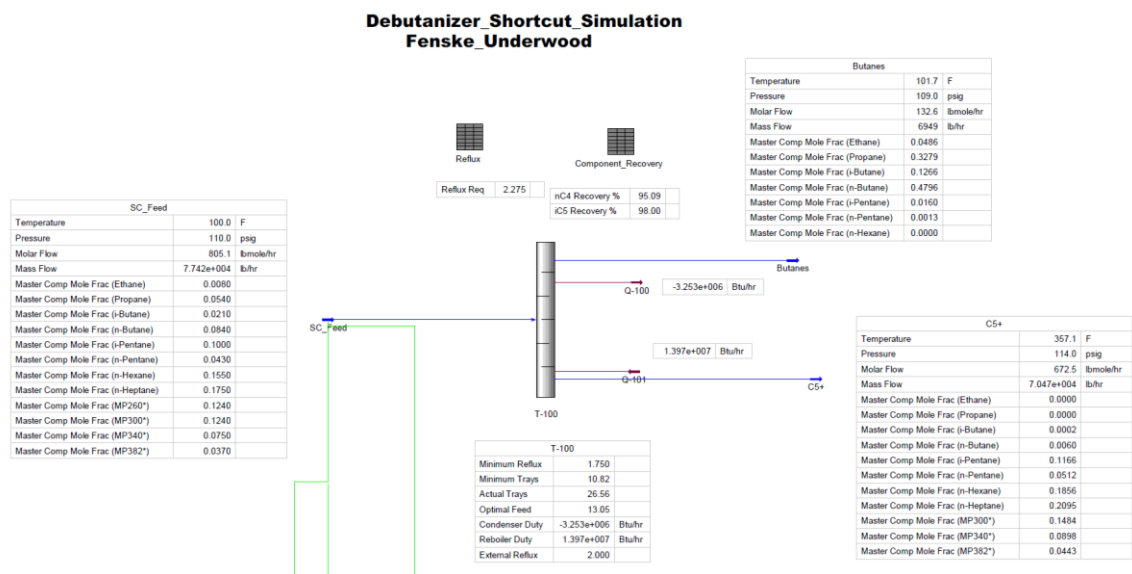
Este método corto calcula un reflujo mínimo y se debe ingresar un reflujo externo para que se calculen el tráfico de vapor/líquido en las secciones de despojo y rectificación junto con las cargas de energía en el condensador y rehervidor. Finalmente se obtienen el número ideal de platos junto con el plato óptimo de alimentación. Este método es usado de manera preliminar para tener un acercamiento al modelo detallado, ya que el método usado aplica para columnas con reflujo simple; la simulación debe ser ajustada usando el modelo riguroso de modelamiento de torres de destilación del simulador.

La carga a la torre tiene un flujo de 805.1 lbmol/h equivalentes a 77424.0 lb/h a 100°F en estado líquido. Consiste de una composición rica en componentes pesados C5+ la cual debe ser estabilizada retirando los componentes livianos C4-. La presión de operación de la torre se calcula como la presión en el punto burbuja a 100°F en el tambor de cima de la torre, la cual es una temperatura resultante de la aproximación de temperatura de 20°F en el condensador de cima asumido como aroenfriador a una temperatura máxima ambiente de 80°F. De esta manera se calcula una presión en el tambor de cima de 109 psig y se asume una presión de fondo de 114 psig, la cual debe ser verificada en el posterior modelo hidráulico detallado. También se asume una presión de entrada de carga de 110 psig y según el perfil de presiones resultantes del modelo hidráulico detallado y el plato de alimentación, se ajustará posteriormente la presión requerida de la carga.

La figura 55 muestra los resultados de la simulación preliminar por el método de Fenske-Underwood. A las condiciones base explicadas anteriormente, se obtiene una recuperación del 95% de butanos en la corriente de destilado y una recuperación del 98%

de pentanos en la corriente de fondos. Se calcula un reflujo mínimo de 1.75 y se fija un reflujo externo de 2 resultando en un número mínimo de platos de 11 (10.82), un número real de platos de 27 (26.56), incluyendo las etapas de condensador y rehervidor, lo cual significa que se requieren 25 platos teóricos. La alimentación óptima resulta en el plato 13 y el número real de platos se calcula por el software mediante el método de Gilliland; las cargas de vapor/ líquido en las zonas de rectificación y despojo se calculan como promedios según la ubicación del plato de alimentación.

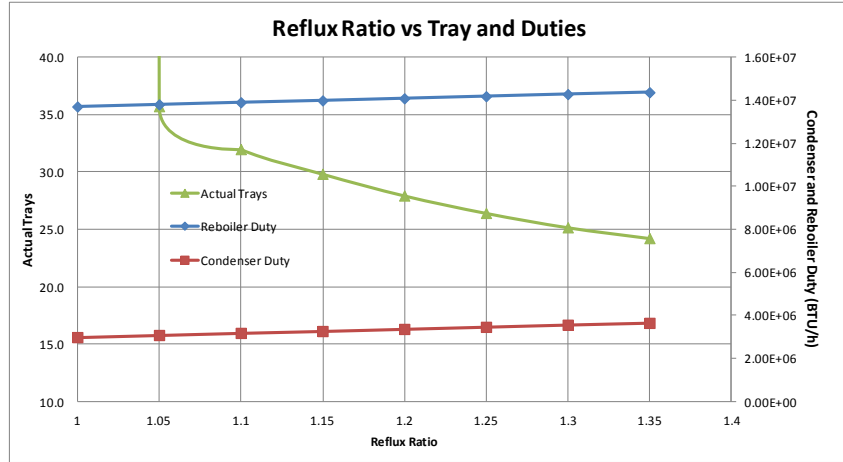
Figura 55. Simulación de la torre debutanizadora por el Método de Fenske-Underwood



Fuente: Los autores.

Al aumentar la relación de reflujo conlleva a la disminución del número de platos y establecer el número de platos y relación de reflujo óptima es un trabajo que involucra análisis de consumo de utilitarios y costos de equipos como condensadores, rehervidores o hornos y altura de la torre o número de platos. La figura 56 muestra un estudio preliminar de la variación de la relación de reflujo y el número de platos requeridos para mantener la separación en la torre:

Figura 56. Impacto de la relación de reflujo en la Torre Debutanizadora

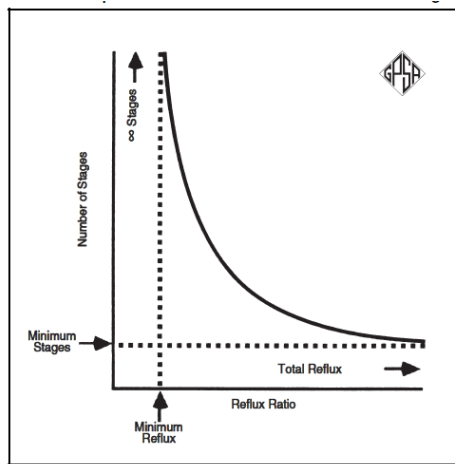


Fuente: Los autores.

La relación de reflujo mostrada en la figura significa el número de veces la relación mínima de reflujo usada para calcular la relación de reflujo externa o relación de reflujo operativa. Por ejemplo, con una relación de reflujo 1.3 respecto a la relación de reflujo mínima, la relación de reflujo operativa será de 2.28 (1.75×1.3).

En la figura 57, se muestra que a medida que se disminuye la relación de reflujo, aumenta el número de platos requerido, confirmando la tendencia reportada por la literatura:

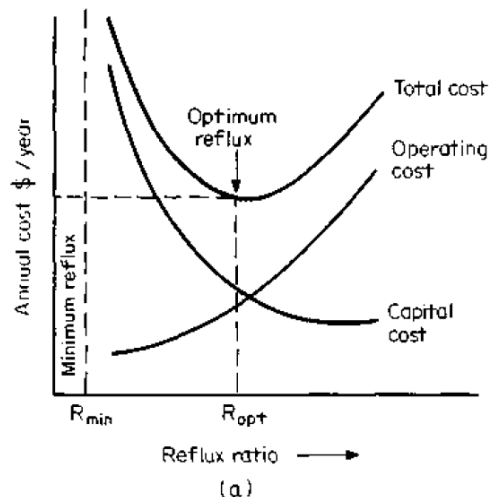
Figura 57. Impacto de la Relación de Reflujo y el número de platos



Fuente: GPSA, Engineering Data Book. 12th Edition, Section 19. 2004 Tulsa, Oklahoma 74145.

La relación de reflujo también impacta el consumo de servicios en el condensador y rehervidor ya que aumenta las cargas en esos equipos. El aumento de consumos y la disminución en el número de platos a causa del aumento en la relación de reflujo conlleva a dos efectos opuestos en costos que debe ser evaluado para obtener la relación de reflujo óptima en la torre. Este estudio queda por fuera del alcance del presente trabajo; sin embargo se estableció una guía para llegar a los resultados requeridos y poder obtener un análisis mostrado en la siguiente figura, la cual muestra que el aumento de la relación de reflujo aumenta los costos operativos asociados al consumo de utilitarios pero al mismo tiempo disminuye el costo de inversión al tener menos de platos y altura de la torre. El punto de equilibrio en el periodo de retorno de la inversión, es el punto que indica la relación de reflujo óptima del sistema.

Figura 58. Análisis requerido para obtener la relación de reflujo óptima



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

4.2 DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PLATOS Y REFLUJO POR MÉTODOS RIGUROSOS

La simulación preliminar realizada anteriormente permitió tener un acercamiento al número de platos requerido junto con la relación de reflujo y el plato de alimentación óptimo. Sin embargo, se debe implementar la modelación rigurosa de la torre para obtener de manera más aproximada el número de platos, reflujo, cargas de vapor/líquido plato a plato y balances de masa y energía a través de todo el sistema.

Paralelo al análisis preliminar realizado por métodos cortos, se puede realizar también una comparación de datos con columnas debutanizadoras típicas. La figura 59 muestra datos de diseño y eficiencia típicos en estos sistemas:

Figura 59. Datos de diseño típicos en torres de destilación

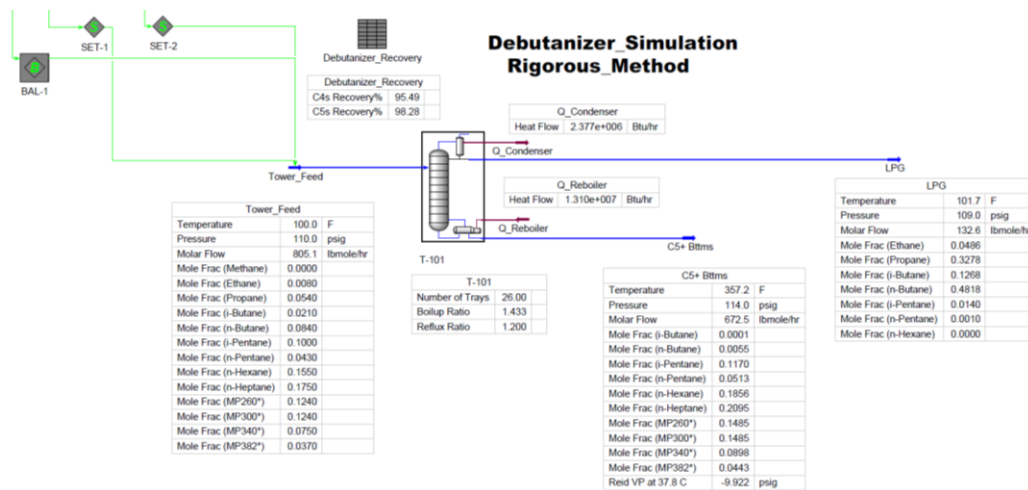
	Operating Pressure, psig	Number of Actual Trays	Reflux ¹ Ratio	Reflux ² Ratio	Tray Efficiency, %
Demethanizer	200 - 400	18-26	Top Feed	Top Feed	45 - 60
Deethanizer	375 - 450	25-35	0.9 - 2.0	0.6 - 1.0	60 - 75
Depropanizer	240 - 270	30-40	1.8 - 3.5	0.9 - 1.1	80 - 90
Debutanizer	70 - 90	25-35	1.2 - 1.5	0.8 - 0.9	85 - 95
Butane Splitter	80 - 100	60-80	6.0 -14.0	3.0 - 3.5	90 - 100
Rich Oil Fractionator (Still)	130 - 160	20-30	1.75 - 2.0	0.35 - 0.40	Top 67 Bottom 50
Rich Oil Deethanizer	200 - 250	40	-	-	Top 25-40 Bottom 40-60
Condensate Stabilizer	100 - 400	16-24	Top Feed	Top Feed	50-75

¹Reflux ratio relative to overhead product, mol/mol
²Reflux ratio relative to feed, gal/gal.

Fuente: GPSA, Engineering Data Book. 12th Edition, Section 19. 2004 Tulsa, Oklahoma 74145.

La figura 60 muestra los resultados de la simulación de la Torre Debutanizadora por métodos rigurosos:

Figura 60. Simulación de la Torre Debutanizadora por métodos rigurosos



Fuente: Los autores.

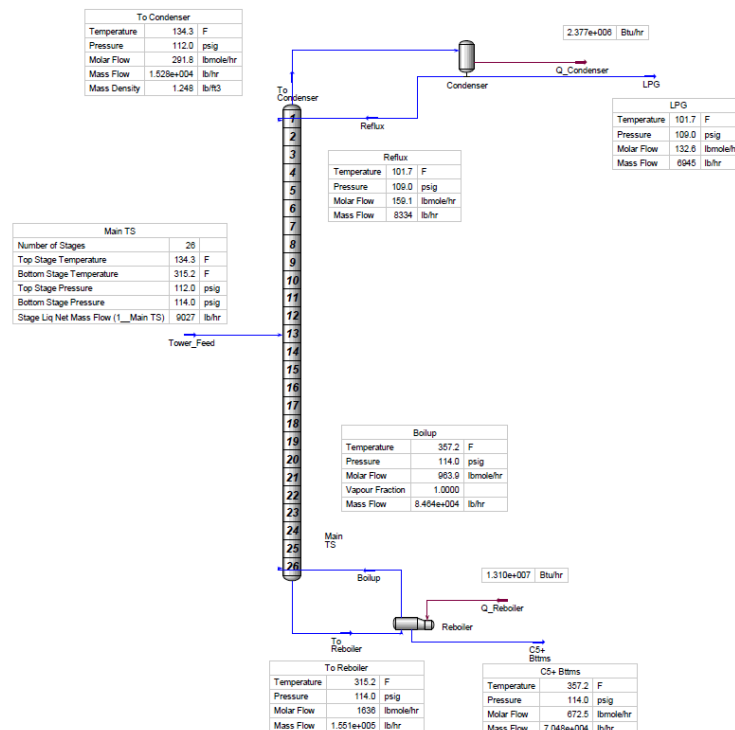
Se utilizó una relación de reflujo de 1.2 con eficiencias de plato del 85% según lo mostrado en la tabla anterior, las cuales corresponden a la relación entre los platos teóricos y platos reales. Con 26 platos y las condiciones de diseño mencionadas, se

obtiene una recuperación mayor al 95% de butanos en la cima y una recuperación mayor 98% de pentanos en el fondo.

El modelo riguroso usó una torre con condensador total. Las desviaciones con el método corto que resultaba en un reflujo mínimo de 1.75 pueden ser atribuidas a que el método de Underwood asume constante volatilidad relativa y constantes flujos a través de los platos a diferencia del método riguroso que realiza balances plato a plato. El número de platos requerido por el método corto resultó en 27 etapas incluyendo las etapas de condensador y rehervidor, lo cual significa que se requieren 25 platos teóricos, obteniéndose un resultado similar al del método riguroso para una relación de reflujo de 1.2. Aumentar la relación de reflujo conlleva a que se requiere disminuir el número de platos para mantener la separación deseada, lo cual es un análisis técnico y económico que se debe llevar a cabo según lo explicado en la sección anterior.

La figura 61 muestra el balance general a través de la Torre Debutanizadora según los resultados del método riguroso.

Figura 61. Balance de materia y energía general en la Torre Debutanizadora



Fuente: Los autores.

4.3 DATOS HIDRÁULICOS DE LA TORRE

Las siguientes tablas muestran el balance hidráulico en los platos de la torre para una carga de 805.1 lbmol/h equivalentes a 77424.0 lb/h a 100°F y 110 psig con una carga líquida alimentada en la plato 13:

Tabla 1. Balance de masa en la Torre Debutanizadora

Plato	Vapor sobre el Plato [lb/hr]	Líquido abajo del Plato [lb/hr]	Carga	Flujo de Carga [lb/hr]	Producto	Flujo de Producto [lb/hr]
1	15279.9	9026.6	Reflujo	8334.5	A Condensador	15279.9
2	15972.0	9238.1				
3	16183.5	9291.5				
4	16237.0	9295.6				
5	16241.0	9284.5				
6	16229.9	9268.5				
7	16213.9	9248.7				
8	16194.1	9219.6				
9	16165.0	9164.6				
10	16110.0	9040.7				
11	15986.1	8772.5				
12	15717.9	8750.5				
13	15696.0	109272.8	Carga	77424.0		
14	38794.2	122409.6				
15	51931.0	127788.2				
16	57309.7	130886.4				
17	60407.8	133474.0				
18	62995.4	136066.6				
19	65588.0	138802.8				
20	68324.2	141650.2				
21	71171.6	144493.9				
22	74015.3	147214.9				
23	76736.3	149758.6				
24	79280.0	152175.8				
25	81697.3	154518.6				
26	84040.0	155114.1	Boilup	84635.5	A Rehervidor	155114.1

Fuente: Los autores.

Tabla 2. Cargas y propiedades físicas del vapor y líquido en la Torre Debutanizadora

Plato	Vapor hacia el plato					Líquido desde el plato					
	Temperatura (°F)	lb/h	USGPM	CFS (ft ³ /s)	ρ_v (lb/ft ³)	Temperatura (°F)	lb/h	USGPM	ρ_L (lb/ft ³)	σ (dina/cm)	μ_L (cP)
1	145	15972	1560.2	3.5	1.248	134.3	9026.6	34.9	32.3	7.25	0.116
2	149.5	16183.5	1569.4	3.5	1.276	145	9238.1	35.8	32.2	7.04	0.114
3	152.2	16237	1569.8	3.5	1.286	149.5	9291.5	36	32.2	6.98	0.113
4	154.4	16241	1567.1	3.5	1.29	152.2	9295.6	36	32.2	6.96	0.113
5	156.5	16229.9	1563.5	3.5	1.292	154.4	9284.5	35.9	32.3	6.95	0.113
6	158.7	16213.9	1559.4	3.5	1.294	156.5	9268.5	35.7	32.3	6.94	0.114
7	160.9	16194.1	1555.2	3.5	1.296	158.7	9248.7	35.6	32.4	6.94	0.114
8	163.3	16165	1550.6	3.5	1.298	160.9	9219.6	35.4	32.4	6.93	0.114
9	166.2	16110	1544.9	3.4	1.3	163.3	9164.6	35.2	32.5	6.93	0.114
10	170.5	15986.1	1535.9	3.4	1.3	166.2	9040.7	34.6	32.6	6.95	0.115
11	178.1	15717.9	1518.5	3.4	1.298	170.5	8772.5	33.4	32.8	7	0.116
12	183.7	15696	1488.3	3.3	1.291	178.1	8750.5	32.7	33.3	7.21	0.122
13	212.5	38794.2	3760	8.4	1.315	183.7	109272.8	361.7	37.7	10.23	0.183
14	223.6	51931	4965.9	11.1	1.286	212.5	122409.6	423.4	36	8.45	0.152
15	230.4	57309.7	5397.9	12	1.304	223.6	127788.2	448.2	35.5	7.94	0.145
16	236.3	60407.8	5608.4	12.5	1.324	230.4	130886.4	462	35.3	7.7	0.141
17	242.1	62995.4	5763.5	12.8	1.343	236.3	133474	473.3	35.2	7.54	0.139
18	248.1	65588	5908.9	13.2	1.363	242.1	136066.6	484.5	35	7.39	0.136
19	254.1	68324.2	6058.4	13.5	1.384	248.1	138802.8	496.3	34.9	7.25	0.133
20	260.2	71171.6	6212.7	13.8	1.406	254.1	141650.2	508.7	34.7	7.1	0.131
21	266.5	74015.3	6365.4	14.2	1.428	260.2	144493.9	521.1	34.6	6.96	0.129
22	273.4	76736.3	6507.6	14.5	1.45	266.5	147214.9	533	34.4	6.83	0.127
23	282	79280	6630.2	14.8	1.47	273.4	149758.6	544	34.3	6.71	0.125
24	294.6	81697.3	6724.4	15	1.491	282	152175.8	554.4	34.2	6.6	0.124
25	315.2	84040	6774.5	15.1	1.515	294.6	154518.6	563.9	34.2	6.48	0.122
26	357.2	84635.5	6710.6	15	1.547	315.2	155114.1	566.3	34.1	6.32	0.121

Fuente: Los autores

En la tabla 13 se mostró que las máximas cargas de vapor y líquido en flujo másico están en el plato 4 para las etapas superiores al plato de alimentación. Para la sección inferior al plato de alimentación, la máxima carga de vapor y líquido en flujo másico se encuentra en el plato 26. Estas etapas se encuentran resaltadas en color amarillo.

Existen cargas más altas respecto al flujo volumétrico de vapor en otros platos diferentes a los mencionados. En la parte superior de rectificación, los platos 2 y 3 tienen cargas más altas respecto al plato 4 y en la parte de despojo los platos 24 y 25 tienen cargas más altas respecto al plato 26. En la zona de rectificación la diferencia en flujos másicos entre los platos 2 y 3 respecto al plato 4 son del 0.965% y 0.993% respectivamente; mientras que en la zona de despojo la diferencia en flujos másicos entre los platos 24 y 25 respecto al plato 26 son del 0.996% y 0.999% respectivamente. La diferencia en flujos volumétricos entre los platos 2 y 3 respecto al plato 4 son del 1.21% y 1.95% respectivamente; mientras que en la zona de despojo la diferencia en flujos volumétricos entre los platos 24 y 25 respecto al plato 26 son del 1.14% y 1.17% respectivamente.

Debido a esto, se realiza el análisis basado en la carga de vapor según:

$$C_S = \frac{V_{LOAD}}{A_N} \quad (3.1)$$

$$V_{LOAD} = CFS \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} \quad (3.2)$$

La tabla 14 muestra los resultados del análisis, donde se evidencia que las etapas de mayor carga con respecto al flujo volumétrico son los platos 26 y 3 según el factor de carga de vapor C_S .

Tabla 3. Análisis por carga de vapor en platos inferiores – zona de despojo

Plato	% al Plato 21	C_S/A_N
24	1.21	3.20
25	1.95	3.25
26	1	3.26

Fuente: Los autores.

Tabla 4. Análisis por carga de vapor en platos superiores – zona de rectificación

Plato	% al Plato 4	C_S/A_N
2	1.14	0.711
3	1.17	0.7133
4	100	0.7128

Fuente: Los autores.

El análisis anterior conduce a que el diseño del plato en la zona de despojo se debe confirmar para los platos 25 y 26 con el objetivo de asegurar la capacidad de cada etapa según los resultados del diseño. El mismo análisis se realizará para los platos 3 y 4 debido a que son las etapas con más alta carga en la zona de rectificación.

En la Tabla 13 también se muestran las cargas mínimas en la torre, las cuales se encuentran resaltadas en azul. Estas zonas corresponden a los platos 12 y 13, las cuales serán objeto de análisis para el *turndown* de la torre.

4.4 DATOS REQUERIDOS PARA LA SIMULACIÓN

Para realizar el diseño y la evaluación de la hidráulica de torres en los simuladores, se requieren una serie de datos que se encuentran por defecto y pueden ser modificados según los criterios usados por el diseñador. El diseño de la torre se realizó usando el software Aspen HysysV7.3 ® y KG Tower ® de Koch-Glitsch Inc. El software Sulcol ® de Sulzer Chemtech Co. no aplica para este estudio, ya que no tiene incorporados datos de internos para platos perforados y está enfocado al modelamiento de torres con platos con válvulas, caperuzas y empaques. Otros software pueden ser consultados para el modelamiento hidráulico de torres como el software del Fractionation Research Institute denominado Design Rating Program, el software Aspen Plus y el software UnTray ® de la Universidad Nacional de Colombia entre otros.

4.4.1 Datos requeridos en Aspen Hysys

El diseño de la torre se realiza con la utilidad *Tray Sizing* donde se pueden obtener diferentes secciones de la torre de acuerdo a las cargas de vapor y líquido a través de los platos. La clasificación de secciones se puede hacer de forma manual o automática donde el simulador clasifica las secciones de la torre de acuerdo a las cargas de flujos. Según los datos de la Tabla 13 se puede apreciar que la torre mínimo debe tener dos diámetros diferentes debido a las diferencia en magnitud de las cargas de vapor y líquido en las zonas de rectificación y despojo limitadas por el plato de alimentación.

Se selecciona el modo automático para obtener el número de secciones requerido en la torre y las siguientes características deben especificarse en el simulador para el diseño de la torre:

Modo de Simulación:

Es posible realizar el diseño de la torre en modo diseño donde se especifican una serie de datos de configuración interna para obtener el diámetro y altura de la torre calculados por el simulador. También existe la alternativa de realizar el diseño en modo rating donde se debe especificar un diámetro y configuración interna. Para este caso se selecciona el modo diseño para permitir que el simulador calcule el diámetro requerido por sección de la torre.

Especificaciones de Internos :

- Tipo de Plato: Para este caso selecciona platos perforados.
- Diámetro de Orificios en los Platos: Por defecto se encuentra un valor de 0.25 in. Pues en un intervalo entre 0.125 y 0.375 in este valor es adecuado para un diseño

preliminar. Se debe verificar los valores de área fraccional y relación paso a diámetro de orificio según los resultados, para realizar una posible modificación a este valor.

- Paso de Orificios: Por defecto se encuentra un valor de 0.75 in. Hysys recomienda un valor 1.5 a 5 veces el diámetro del orificio⁹⁰. En el capítulo 2, Tabla 3 se recomienda un intervalo entre 2-4 para la relación paso a diámetro de orificio lo cual es equivalente a lo sugerido por el simulador. Se decide mantener el valor de 0.75 in para el paso de orificios y debe verificar los valores de área fraccional calculados para comparar con lo sugerido por la Tabla 4, que sugiere valores de 6-15% para la relación de área de orificios y área activa.
- Método para el Cálculo de Inundación. Se pueden seleccionar los métodos de Glitsch, Koch, Nutter y Fair. Preliminarmente se escoge el método de Glitsch con el objetivo de comparar los resultados con la simulación en el Software KG Tower®.
- Espaciamiento entre Platos: Por defecto se encuentra un valor de 24 in. Según la Tabla 1 el criterio más usado es 18 in -24 in y según la Tabla 2 y el simulador, el espaciamiento de platos depende del diámetro de torre esperado. Preliminarmente se escoge un valor de 24 in para el espaciamiento y posteriormente se verificará según los criterios mencionados.
- Espesor de Plato: Por defecto se encuentra un valor de 0.125 in. Según la Sección 2.4 del presente documento se recomienda un diámetro del orificio 1.25 a 2 veces el espesor; el diámetro de orificio seleccionado preliminarmente es de 0.25 in, cumpliendo el criterio para el valor por defecto sugerido por el simulador. En la Sección 2.4 también se encuentran valores comerciales del espesor del plato están desde 0.06 in hasta 0.25 in, que se ajustan al valor seleccionado. También Según la Tabla 7, se aconseja una relación de 0.75 entre el espesor y el diámetro del orificio para un diámetro de orificio de 0.24 in con platos de acero al carbón, el cual es cercano al seleccionado preliminarmente de 0.25 in.
- Factor de Tendencia a la Formación de Espuma: Según la ayuda del simulador, los sistemas de fraccionamiento de hidrocarburos presentan baja tendencia a la formación de espuma, lo que significa que este factor sería 1.00, ver figura 62.

⁹⁰ ASPEN TECHNOLOGY INC. Customization Guide. Burlington, 2011.

Figura 62. Factores de tendencia a la formación de espuma.

Fractionators	Foaming Factor
Hydrocarbon	1.00
Low MW Alcohols	1.00
Rich Oil DeC1 or DeC2 (top)	0.85
Rich Oil DeC1 or DeC2 (Btm)	1.0
Refrigerated DeC1 or DeC2 (top)	0.80
Refrigerated DeC1 or DeC2 (btm)	1.00
General Hydrocarbon Distillation	1.00
MEA/DEA Still	0.85
Glycol/DGA Still	0.80
Sulfinol Still	1.00
H ₂ S Stripper	0.90
Sour Water Stripper	0.50 - 0.70
O ₂ Stripper	1.00

Fuente: ASPEN TECHNOLOGY INC. Customization Guide. Burlington, 2011.

- Máxima Caída de Presión por Plato: Por defecto se encuentra un valor de 8 in liq. Según la Sección 2.6 se recomienda un valor máximo de 5 in liq, el cual se tomará como valor límite para este parámetro.
- Máxima inundación en Platos: Por defecto se encuentra un valor de 80% máximo de inundación. Se mantiene este valor como parámetro típico de diseño. Glitsch recomienda una inundación máxima del 82% para torres nuevas⁹¹.
- Altura del Vertedero: Por defecto se encuentra un valor de 2 in. Hysys recomienda este valor como el más usado en la mayoría de aplicaciones, pero se pueden usar vertederos de menor altura para disminuir la caída de presión. El simulador presenta los siguientes criterios que pueden ser usados para la altura del veredero, ver tabla 16.

Tabla 5. Altura del vertedero recomendada por Hysys.

Espaciamiento entre Platos (in)	Altura del Vertedero (in)
12	1.5
12 – 24	2
> 24	2.5

Fuente: ASPEN TECHNOLOGY INC. Customization Guide. Burlington, 2011.

⁹¹ GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

Según la Sección 2.5.2, se recomienda una altura en el intervalo de 2 – 4 in para la aplicación actual y se mantiene el valor por defecto que tiene el simulador.

- Carga de Líquido en el Vertedero: Por defecto se encuentra un valor 120 gpm/ft de longitud vertedero. Hysys recomienda valores típicos de 60 – 120 gpm/ft para platos de paso simple y se pueden tolerar valores tan altos como 240 gpm/ft ⁹². Kister ⁹³ recomienda valores de 7 – 13 gpm/in (84 – 156 gpm/ft). La correlación para inundación de Kister y Haas tiene limitaciones para predicción de la inundación para cargas de líquido en el vertedero mayores a 10 gpm/in. Se mantiene el límite de 120 gpm/ft de vertedero para el diseño preliminar.
- Clase de Bajante: Se pueden seleccionar bajantes verticales e inclinados. Por defecto se encuentra el bajante vertical y se selecciona por ser el más usado en torres de destilación. Se debe verificar el tipo de bajante seleccionado según las cargas de líquido en el vertedero resultantes y la separación del vapor en el bajante debido al nivel de presión al que se encuentra el sistema, aunque la tendencia a la formación de espuma es mínima.
- Holgura del Bajante: Se refiere al espacio entre la parte inferior del bajante y el plato. Por defecto se encuentra un valor 1.5 in y el simulador recomienda un sello mínimo de 0.5 in pero para altas velocidades que resultan en altas caídas de presión, este valor puede ser reducido. Hysys recomienda un valor de 0.5 in menor a la altura del vertedero que por defecto es 2 in, resultando en una holgura del bajante de 1.5 in.
- Máximo Embotellamiento del Bajante: El embotellamiento en el bajante es la relación como porcentaje del espaciamiento entre platos permitido para ser ocupado nivel de líquido en el bajante. Representa un valor promedio para todos los bajantes en la torre en la sección respectiva y el simulador recomienda un valor de 40% para servicios con densidades de vapor superiores a 3 lb/ft³, 50 para densidades de vapor normales y 60% para densidades inferiores a 1 lb/ft³. Según las densidades reportadas en la Tabla 2, un valor de embotellamiento en el bajante del 50% sería adecuado para el diseño.

Los valores permitidos de inundación en el bajante sugeridos por el simulador coinciden con la altura del líquido en el bajante recomendada del 50-60% del espaciamiento entre platos para sistemas no espumantes y 40% para sistemas espumantes expuesta en la Sección 2.5.2 ⁹⁴.

⁹² Fuente: ASPEN TECHNOLOGY INC. Customization Guide. Burlington, 2011.

⁹³ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

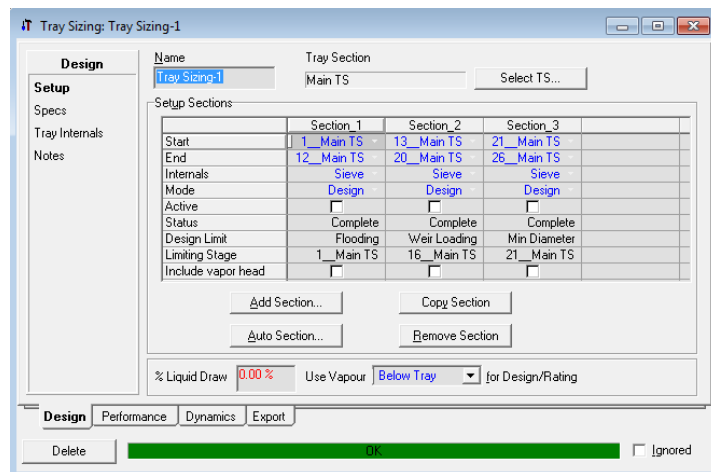
⁹⁴ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

5 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS

5.1 NÚMERO DE SECCIONES

La siguiente figura muestra las secciones calculadas según los criterios del simulador y los flujos a través de la torre:

Figura 63. Número de secciones para el diseño de la Torre Debutaizadora.



Fuente: Los autores.

En la figura 63 se observa que el simulador sugiere tres secciones diferentes. La primera sección corresponde a los platos 1 a 12, la segunda corresponde a los platos 13 a 20 y la tercera sección tiene los platos 21 a 26. Las secciones aún no se encuentran activas, lo cual permite usar los resultados del diseño en el modelo riguroso de simulación que se realizará posteriormente cuando se verifique el diseño final.

El simulador realiza el diseño preliminar de la torre por secciones según los siguientes límites de diseño:

- Mínimo diámetro
- Caída de presión
- Inundación
- Carga del vertedero
- Embotellamiento en el bajante

El límite de diseño en cada sección significa el límite que fue cercanamente excedido si se escogería un dimensionamiento de torre más pequeño. También se reporta el plato de cada sección que fue el más cercano a exceder las especificaciones de diseño y limitar el diseño de la sección.

Según los resultados mostrados, el límite de diseño de la sección 1 es inundación, el límite de la sección 2 es carga de líquido en el vertedero y en la sección 3 el límite está relacionado con el diámetro. A continuación se muestra el resumen de especificaciones para el diseño, en la figura 64.

Figura 64. Resumen de especificaciones generales.

	Section_1	Section_2	Section_3
Start Tray	1_Main TS	13_Main TS	21_Main TS
End Tray	12_Main TS	20_Main TS	26_Main TS
Internals	Sieve	Sieve	Sieve
Common Specifications			
Mode	Design	Design	Design
Section Diameter [ft]	<empty>	<empty>	<empty>
Foaming Factor	1.000	1.000	1.000
Max Delta P (ht of liq) [in]	5.000	5.000	5.000
Max Flooding [%]	80.00	80.00	80.00
Tray Specifications			
Sieve/Valve Tray Flood Method	Giltsch	Giltsch	Giltsch
Number of Flow Paths	<empty>	<empty>	<empty>
Tray Spacing [ft]	2.000	2.000	2.000
Tray Thickness [in]	0.1250	0.1250	0.1250
High capacity Nye modification	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Riser Hole Area [%]			
Liq. res. time on chimney/sump trays			
Chimney Riser Height [in]			
Packing Specifications			
Packing Correlation			
HETP [ft]			
Packing T type	<empty>	<empty>	<empty>

Fuente: Los autores.

Figura 65. Resumen de especificaciones de internos

Section Name	Section_1	Section_2	Section_3
Start Tray	1_Main TS	13_Main TS	21_Main TS
End Tray	12_Main TS	20_Main TS	26_Main TS
Internals	Sieve	Sieve	Sieve
Sieve Hole Pitch [in]	0.7500	0.7500	0.7500
Sieve Hole Diameter [in]	0.2500	0.2500	0.2500
Valve Material Density [lb/ft ³]	<empty>	<empty>	<empty>
Valve Material Thickness [in]	<empty>	<empty>	<empty>
Hole Area (% of AA)	10.08	10.08	10.08
Valve Orifice Type			
Sieve/Valve Tray Flood Method	Glitsch	Glitsch	Glitsch
Bubble Cap Slot Height [in]	<empty>	<empty>	<empty>
Side Weir Type	Straight	Straight	Straight
Weir Height [in]	2.000	2.000	2.000
Max Weir Loading [USGPM/ft]	120.0	120.0	120.0
Downcomer Type	Vertical	Vertical	Vertical
Downcomer Clearance [in]	1.500	1.500	1.500
Maximum DC Backup [%]	50.00	50.00	50.00
Side DC Top Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>
Side DC Bottom Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>
Centre DC Top Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>
Centre DC Bottom Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>
O.C. DC Top Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>
O.C. DC Bottom Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>
O.S. DC Top Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>
O.S. DC Bottom Width [in]	<empty>	<empty>	<empty>

Fuente: Los autores

5.2 AVISOS EN LA CONFIGURACIÓN PRELIMINAR

El aviso en amarillo que muestra el simulador está relacionado con excesiva pérdida de cabeza en el bajante. Revisando los resultados de las secciones, se tiene la siguiente información de pérdidas en el bajante de la sección dos:

Figura 66. Información de pérdida de bajante en la sección 2

Table	DC Backup [%]	DC Backup [liq ft]	DC Head Loss [in]	DC Res. Time	DC Velocity [USGPM/ft ²]	DC Velocity [ft/s]	DC Design Vel [USGPM/ft ²]	DC Design Vel [ft/s]	Nutter Res Time	DC Load Factor
13_Main TS	32.08	7.700	1.316	000.00:2.70	106.6	0.2374	221.6	0.4938		1.552
14_Main TS	36.49	8.758	1.804	000.00:2.63	124.7	0.2779	216.6	0.4825		1.392
15_Main TS	38.46	9.231	2.021	000.00:2.61	132.0	0.2942	214.9	0.4789		1.340
16_Main TS	39.60	9.505	2.147	000.00:2.61	136.1	0.3033	214.2	0.4772		1.313
17_Main TS	40.55	9.732	2.254	000.00:2.61	139.4	0.3107	213.6	0.4759		1.292
18_Main TS	41.51	9.963	2.362	000.00:2.61	142.7	0.3180	213.1	0.4747		1.272
19_Main TS	42.55	10.21	2.478	000.00:2.61	146.2	0.3258	212.5	0.4735		1.252
20_Main TS	43.65	10.48	2.603	000.00:2.61	149.9	0.3339	212.0	0.4723		1.231

Fuente: Los autores.

La pérdida de cabeza en el bajante desde los platos 14 hasta 20 es mayor al sello hidráulico entre el bajante y el plato, correspondiente a la holgura de 1.5 in especificada como diseño. Debido a esto, se tiene excesiva caída de presión en el bajante ocasionando que el vapor está fluyendo ascendentemente por el bajante para las condiciones de diseño. Una solución apropiada es aumentar el sello hidráulico en esta sección para disminuir la pérdida de presión en la entrada al plato por el bajante. Se usará una holgura de 2 in como sello hidráulico en esta sección, reemplazando el valor de 1.5 in usado por defecto por el simulador.

5.3 NÚMERO DE PASOS

Los resultados generales de desempeño de la torre se muestran a continuación en las figuras 67 y 68. Un paso por plato fue calculado para las dos primeras secciones y dos pasos para la tercera sección.

Figura 67. Información de pérdida de bajante en la sección 2

The screenshot shows the 'Tray Sizing: Tray Sizing-1' window. The 'Performance' tab is selected, and the 'Trayed' radio button is chosen under 'Section Results'. The 'Tray Results' table is displayed with the following data:

	Section_1	Section_2	Section_3
Internals	Sieve	Sieve	Sieve
Number of Flow Paths	1	1	2
Jet Flooding Method	Glitsch	Glitsch	Glitsch
Column Geometry			
Section Diameter [ft]	2.000	5.000	5.000
X-Sectional Area [ft ²]	3.142	19.63	19.63
Hole Area [ft ²]	0.2653	1.295	1.198
Active Area [ft ²]	2.632	12.85	11.89
DC Area [ft ²]	0.2547	3.394	3.872
Tray Spacing [ft]	2.000	2.000	2.000
Section Height [ft]	24.00	16.00	12.00
Hydraulic Results			
Max Flooding [%]	65.96	73.68	76.97
Max DC Backup [%]	25.78	38.91	35.48
Max DP/Tray [psi]	0.060	0.071	0.073
Section DeltaP [psi]	0.7125	0.5159	0.4205
Max Weir Load [USGPM/ft]	26.29	121.0	65.47

Fuente: Los autores.

Figura 68. Complemento resultados generales de desempeño de la torre.

Section Results:
 Trayed Packed Export Pressures View Warnings...

Tray Results:

	Section_1	Section_2	Section_3
Section Height [ft]	24.00	16.00	12.00
Hydraulic Results			
Max Flooding [%]	65.96	73.68	76.97
Max DC Backup [%]	26.00	38.91	35.48
Max DP/Tray [psi]	0.060	0.071	0.073
Section DeltaP [psi]	0.7125	0.5159	0.4205
Max Weir Load [USGPM/ft]	26.29	121.0	65.47
Tray Details			
Total Weir Length [in]	16.42	50.44	103.8
Weir Height [in]	2.000	2.000	2.000
DC Clearance [in]	1.500	2.000	1.500
Side Weir Length [ft]	1.369	4.203	3.651
Estimated # of Holes/Valves	778	3797	3515
Side DC Top Width [in]	3.250	13.75	9.500
Side DC Btm Width [in]	3.250	13.75	9.500
Side DC Top Length [ft]	1.369	4.203	3.651
Side DC Btm Length [ft]	1.369	4.203	3.651
Side DC Top Area [ft ²]	0.2547	3.394	1.997
Side DC Btm Area [ft ²]	0.2547	3.394	1.997
Centre DC Top Width [in]	0.0000	0.0000	9.000
Centre DC Btm Width [in]	0.0000	0.0000	9.000
Centre DC Top Length [ft]	0.0000	5.000	5.000
Centre DC Btm Length [ft]	0.0000	5.000	5.000
Centre DC Top Area [ft ²]	0.0000	0.0000	3.750
Centre DC Btm Area [ft ²]	0.0000	0.0000	3.750
O.C. DC Top Width [in]	0.0000	0.0000	0.0000
O.C. DC Btm Width [in]	0.0000	0.0000	0.0000
O.C. DC Top Length [ft]	0.0000	0.0000	0.0000
O.C. DC Btm Length [ft]	0.0000	0.0000	0.0000
O.C. DC Top Area [ft ²]	0.0000	0.0000	0.0000
O.C. DC Btm Area [ft ²]	0.0000	0.0000	0.0000
O.S. DC Top Width [in]	0.0000	0.0000	0.0000
O.S. DC Btm Width [in]	0.0000	0.0000	0.0000
O.S. DC Top Length [ft]	0.0000	0.0000	0.0000
O.S. DC Btm Length [ft]	0.0000	0.0000	0.0000
O.S. DC Top Area [ft ²]	0.0000	0.0000	0.0000
O.S. DC Btm Area [ft ²]	0.0000	0.0000	0.0000
Relief Area [ft ²]	0.0000	0.0000	0.0000
Relief - S [in]			
Relief - A [in]			
Relief - B [in]			
Flow Length [in]	17.50	32.50	16.00
Flow Width [in]	21.66	56.92	53.51
Chimney/Sump Res Time			

Design Performance Dynamics Export

Delete OK Ignored

Fuente: Los autores.

Según las recomendaciones de la Sección 2.7, se recomienda usar múltiples pasos cuando las cargas de líquido exceden 7 – 13 gpm/in de longitud de vertedero de salida (84 – 156 gpm/ft), siendo 10 gpm/in (120 gpm/ft) el valor límite seleccionado en las especificaciones de las bases de la simulación.

5.4 RESULTADOS GEOMÉTRICOS DE LA TORRE

Se calculó un diámetro de 2 ft para la primera sección de la torre. Según la Tabla 1, para torres con diámetros mayores a 5 ft, se recomienda un espaciamiento entre platos mínimo de 24 in; la sección superior de la torre tiene actualmente un espaciamiento entre platos de 24 in con un diámetro calculado de 2 ft y puede ser disminuido este espaciamiento según el criterio mencionado, además que se tiene una inundación actual máxima del 65.96% correspondiente al plato número 3. También según las recomendaciones de la Tabla 2, para torres con diámetros menor a 3 ft, se recomienda un espaciamiento entre platos de 20 ft para servicios con tendencia al ensuciamiento y para servicios limpios, el espaciamiento puede reducirse alrededor del 15%, conllevando a un valor aproximado de 17 ft. Un valor de 18 ft de espaciamiento entre platos puede ser ajustado para esta sección.

El área transversal calculada es de 3.142 ft², el área de los bajantes es 0.2547 ft² y el área activa o área de burbujeo calculada fue de 2.632 ft² correspondiente a $3.142 - 2 \times 0.2547$ ft². El porcentaje de área activa a área transversal es del 83.8%. El área activa ocupa normalmente del 60-70% del área transversal del plato o del paso, según sea el caso. La siguiente tabla muestra los porcentajes típicos del área activa respecto al área transversal del plato en función del diámetro de la torre ^{95 96}, ver tabla 17.

Tabla 1. Valores típicos de la relación entre el área activa (AA) y área transversal de la torre (AT) en función del diámetro de la torre

Diámetro de la Torre (ft)	A _A /A _T (%)
< 3	65
3 – 4	70
4 – 7	74
6.5 – 8	76
> 8	78

Fuente: BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁹⁵ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁹⁶ TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

Actualmente esta sección de la torre tiene un exceso en área activa según las recomendaciones expuestas. Sin embargo, una disminución del área activa a causa de una reducción adicional en el diámetro conllevará a exceder la condición de inundación, ya que esta sección está limitada por inundación como se puede apreciar en la Figura 63, lo cual significa que intentar reducir el diámetro de la torre, se excede el parámetro de diseño de inundación del 80%.

El área de orificios calculada es de 0.2653 ft² y el área fraccional de orificios respecto al área de activa es del 10% (0.2653*100%/2.632), la cual es el valor usual sugerido por la Tabla 4. El área calculada del bajante es de 0.2547 ft² y representa el 8.1% del área transversal calculada es de 3.142 ft², lo cual corresponde a lo recomendado en la Sección 2.5.1 que recomienda valores entre 5 - 10 %mínimo. Con un espaciamiento entre platos de 24 in (2 ft) y una sección que tiene 12 etapas, la altura total calculada para esta sección corresponde a 24 ft.

La tabla 18 muestra los resultados para las secciones de la torre comparando los resultados con las recomendaciones de diseño explicadas a lo largo de este documento:

Tabla 2. Resultados de dimensionamiento de las secciones de la torre

Parámetros	Sección de la Torre			
	1	2	3	Recomendación de Diseño
Espaciamiento entre platos (in)	24	24	24	18 – 24 (común)
Diámetro (ft)	2	5	5	a. Menor a 3 ft (20 in espaciamiento entre platos) ^{97 98} b. Rango 3 – 10 ft (24 in espaciamiento entre platos)
Área transversal (ft ²)	3.142	19.63	19.63	
Área activa (ft ²)	2.632	12.85	11.89	
Relación área activa / área transversal (%)	83.8	65.5	60.6	a. 65% para diámetros menores a 3 ft b. 70-74% para

⁹⁷ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

⁹⁸ TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

Parámetros	Sección de la Torre			
	1	2	3	Recomendación de Diseño
				diámetros entre 3 – 7 ft.
Área de orificios (ft ²)	0.2653	1.295	1.198	
Área fraccional de orificios (%)	10	10	10	a. 6-15% Comercial b. 10 Usual.
Área del bajante (ft ²)	0.2547	3.394	3.872**	
Relación área bajante / área transversal (%)	8.1	17.3	10.2 SC*** 19.1 CS***	5-10% mínimo para bajantes laterales
Relación área bajante / área activa (%)	9.6	26.4	32.6	11% mínimo respecto a bajantes laterales
Altura de la sección (ft)	24	16	12	

* Para sistemas limpios, el espaciamiento puede reducirse alrededor del 15%

** Corresponde al área promedio entre el área de los bajantes laterales (1.997 ft² c/u) y bajante central (3.75 ft²) en esta sección de dos pasos.

***SC: Un bajante lateral, CS: Bajante central

Fuente: Los autores.

5.5 RESULTADOS HIDRÁULICOS

La tabla 19 muestra los resultados para las secciones de la torre comparando los resultados con las recomendaciones de diseño explicadas a lo largo de este documento.

Tabla 3. Resultados hidráulicos de las secciones de la torre

Parámetros	Sección de la Torre			
	1	2	3	Recomendación de Diseño
Máxima inundación (%)	65.96	73.68	76.97	80-85% máx.
Máxima inundación por embotellamiento en el bajante (%)	25.78	38.91	35.48	a. 40% para servicios con densidades de vapor superiores a 3 lb/ft ³ . b. 50 para densidades de vapor normales. c. 60% para densidades inferiores a 1 lb/ft ³
Máxima caída de presión por plato (psi)	0.06	0.071	0.073	0.07-0.15 psi para el rango entre presiones atmosféricas hasta 300 psi.
Caída de presión por sección (psi)	0.71	0.52	0.42	
Máxima carga en el vertedero (gpm / ft de longitud de vertedero de salida)	26.29	121	65.47	7 – 13 gpm/in (84 – 156 gpm/ft), siendo 10 gpm/in (120 gpm/ft) un valor conservador.

Fuente: Los autores.

5.6 RESULTADO DETALLADOS DE LA TORRE

La siguiente tabla muestra los resultados para las secciones de la torre comparando los resultados con las recomendaciones de diseño explicadas a lo largo de este documento:

Tabla 4. Resultados detallados de las secciones de la torre

Parámetros	Sección de la Torre			
	1	2	3	Recomendación de Diseño
Longitud del vertedero o bajante lateral (ft)	1.369	4.203	3.651	
Longitud del vertedero o bajante central (ft)	-	-	5	
Longitud total del vertedero (in)	16.42 (1.369 ft)	50.44 (4.2 ft)	103.8 (8.65 ft)*	
Diámetro de la torre (ft)	2	5	5	
Relación área bajante / área transversal (%)	8.1	17.3	19.7	5-10% mínimo.
Relación longitud del vertedero / diámetro de la torre (%)	68.4	84.0	73% Lateral 100% Central	a. 55- 80% para un paso. b. 50- 60 % para más de dos pasos. c. 70% relación típica. d. Mayor a 80% para +14% relación área bajante / área transversal. e. 65-70% para 6.9 – 8.8 % relación área bajante / área transversal. f. 99% para 20% relación área bajante / área transversal.
Ancho del bajante lateral (in)	3.25	13.75	9.5	
Ancho del bajante central (in)	-	-	9.0	
Relación ancho del vertedero lateral / diámetro de la torre (%)	13.5	22.9	15.8	a. 10-15% para 5 - 10% relación área bajante / área transversal. b. 20-25% para 15 – 20 % relación área bajante / área transversal.
Relación ancho del vertedero central / diámetro de la torre (%)	-	-	15	15-20% para 20 - 25% relación área bajante / área transversal.
Altura del vertedero (in)	2	2	2	a. 1.5 in para espaciamiento entre platos de 12 in. b. 2 in para espaciamiento entre platos de 12 - 24 in. c. 2.5 in para espaciamiento entre platos mayor a 24 in. d. 2 – 4in valores normalmente encontrados.
Holgura del bajante (in)	2	2	1.5	a. 0.5 in menor que la altura del vertedero b. Debe mantener el sello hidráulico entre el bajante y el piso del plato y al mismo tiempo evitar el embotellamiento en el bajante. c. No exceder la caída de presión 1 -1.5 in liq. d. No exceder la velocidad de líquido en el bajante 1 – 1.5 ft/s e. Mínimo 0.5 in para para operaciones atmosféricas, 0.2 in para operaciones a vacío y 2 in

Parámetros	Sección de la Torre			
	1	2	3	Recomendación de Diseño
				para sistemas a alta presión
Área del bajante lateral (ft ²)	0.2547	3.394	1.997**	
Área del bajante central (ft ²)	-	-	3.75	
Longitud del flujo (in)	17.5	32.5	16	Evitar valores inferiores al rango 16-18 in.

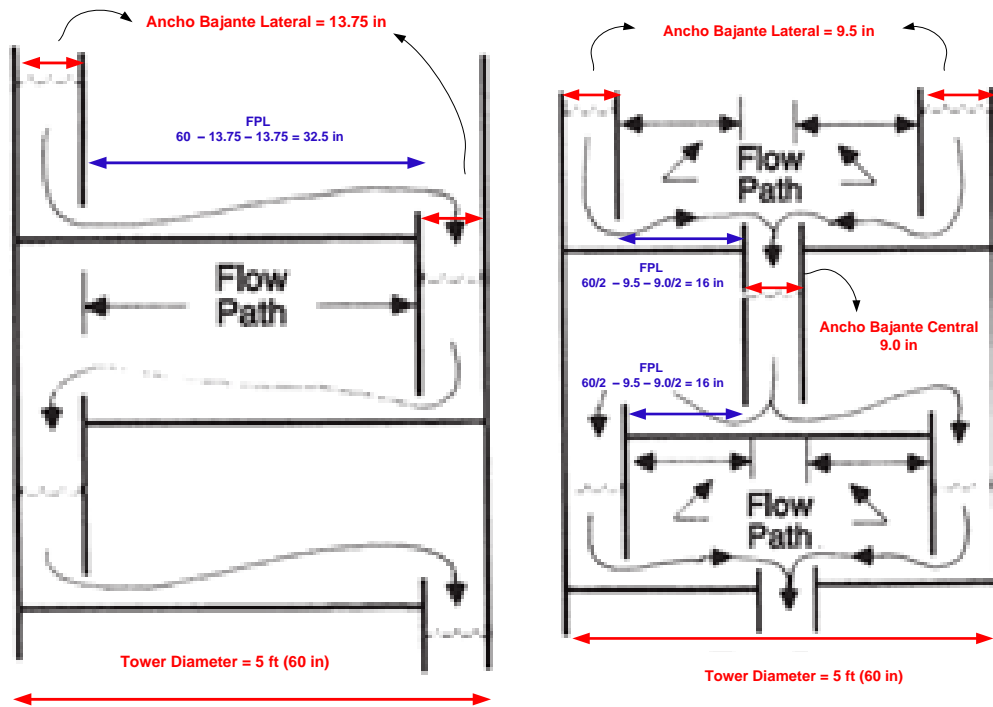
* Corresponde a la longitud total del vertedero para esta sección que corresponde a la suma de longitudes del vertedero central y lateral.

**Corresponde al área de un solo bajante.

Fuente: Los autores.

La figura 69 muestra las relaciones entre el ancho de los bajantes y el diámetro de la torre para el cálculo de la longitud de de flujo (FPL) en las secciones dos y tres de la torre.

Figura 69. Longitudes de flujo en las secciones dos y tres de la torre.

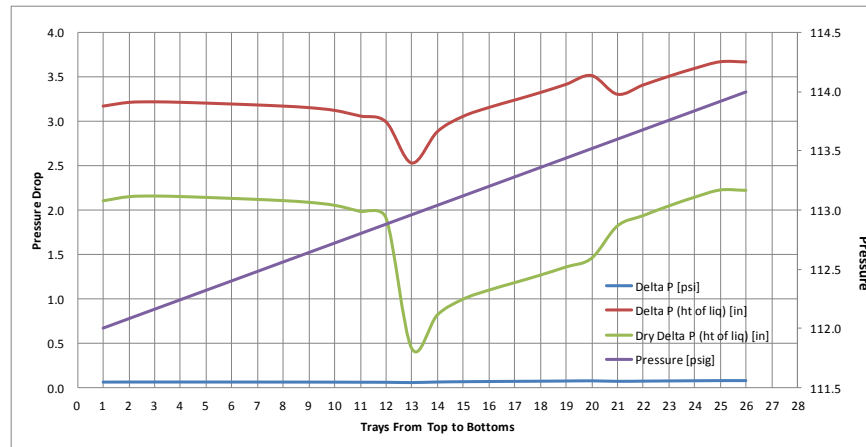


Fuente: KG Tower 5.1, User Help Guide.

5.7 RESULTADOS DEL PERFIL DE PRESIÓN EN LA TORRE

La figura 70 muestra los resultados de presión en los diferentes platos de la torre.

Figura 70. Perfil de presión en la torre.



Fuente: Los autores.

La caída de presión en seco depende de la configuración espesor de plato, diámetro y área fraccional de orificios así como de la velocidad del vapor a través de las perforaciones, la cual es función del flujo de vapor y el área de los orificios (A_n). Se observa una disminución de la caída de presión en seco desde el plato superior debido a que el flujo del vapor desciende hasta el plato de alimentación, manteniendo constante el área de orificios en los platos.

En la parte inferior del plato de alimentación, el flujo de vapor comienza a aumentar hacia los platos del fondo, debido al vapor de despojo ascendente desde el fondo de la torre. Al mismo tiempo el área de orificios aumenta lo cual conlleva a que la velocidad del vapor a través de las perforaciones del plato disminuya junto con la caída de presión. A medida que el flujo de vapor se incrementa en los platos de la sección dos y se mantiene el área de orificios, comienza a aumentar la caída de presión en seco incluso en la sección tres, donde el área de los orificios es similar a la sección dos.

La caída de presión húmeda depende la altura de líquido claro y el factor de aireación en el plato. El factor de aireación disminuye a medida que el producto de la densidad de gas y velocidad superficial del gas aumenta por el área de burbujeo (A_B):

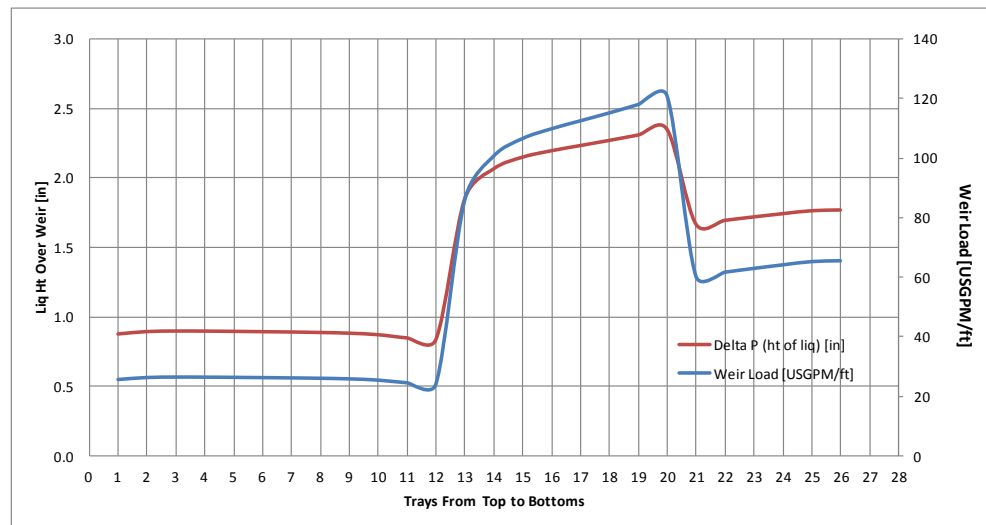
$$\text{Velocidad superficial del gas por área de burbujeo} = \frac{\text{ft}^3/\text{s vapor}}{A_h} \times A_f = \frac{\text{ft}^3/\text{s vapor}}{A_h} \times \frac{A_h}{A_B}$$

Donde A_h como el área de los orificios y A_f como el área fraccional de los orificios respecto al área de burbujeo.

La densidad del gas aumenta desde la cima hacia el fondo de la torre debido al aumento de vaporización de pesados a causa de las altas temperaturas en el fondo de la torre. El flujo de vapor aumenta desde la cima hacia el fondo de la torre, mientras el área fraccional se mantiene constante y el área de los orificios es mayor en las secciones dos y tres de la torre. Los picos de la curva de caída de presión húmeda muestran el efecto del área de los orificios y área de burbujeo; la tendencia de la curva muestra el impacto del flujo de gas para la misma sección de la torre.

La figura 71 muestra la altura de líquido claro sobre el vertedero y carga de líquido por longitud de vertedero de salida, las cuales se relacionan proporcionalmente.

Figura 71. Altura del líquido y carga en el vertedero en la torre.



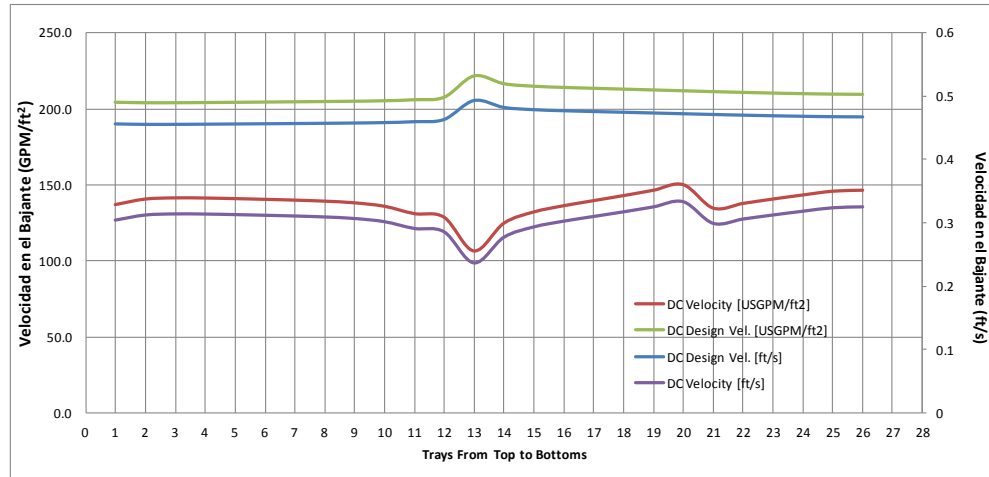
Fuente: Los autores.

Al mantener la altura del vertedero constante a través de la torre y teniendo en cuenta el menor impacto el gradiente hidráulico en platos perforados, la altura de líquido claro es función de la altura del líquido sobre el vertedero. El impacto de estos parámetros es similar a los analizados para la velocidad superficial del gas sobre la caída de presión en húmedo.

5.8 RESULTADOS HIDRÁULICOS EN EL BAJANTE DE LA TORRE

La figura 72 muestra las velocidades de diseño y velocidades calculadas en los bajantes de la torre.

Figura 72. Velocidades en los bajantes de la torre.

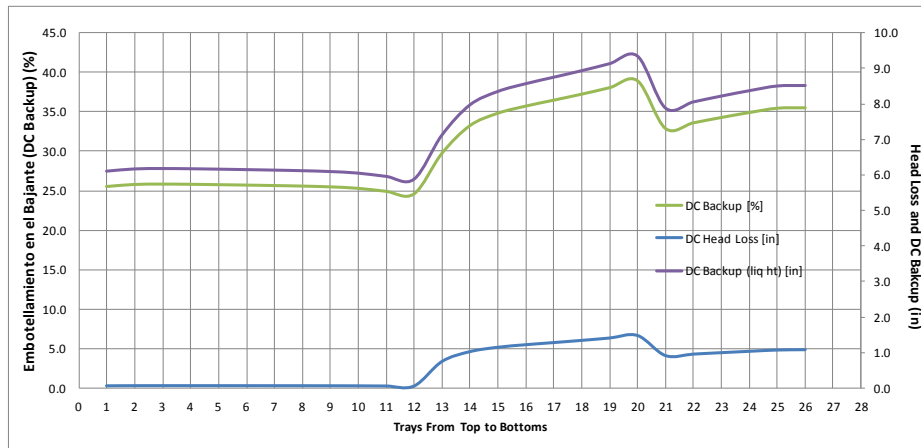


Fuente: Los autores.

La carga de líquido en el bajante representa la velocidad descendente del flujo de líquido por unidad de área en el bajante. El área del bajante es parecida en las secciones dos y tres y menor en la sección uno; el flujo de líquido se mantiene constante en la sección número uno, pero asciende significativamente desde el plato de alimentación hacia el fondo de la torre. Debido a esto, en los platos donde existe el cambio de sección, se presenta una disminución en la velocidad debido al aumento en el área del bajante, pero aumenta la carga a medida que se desciende por la misma sección debido al aumento en el flujo de líquido. No existe inundación por choque en el bajante ya que en ninguna sección de la torre se exceden las máximas cargas y velocidades de diseño en el bajante, según los resultados del simulador.

La figura 73, muestra los resultados de embotellamiento en el bajante a través de la torre.

Figura 73. Embotellamiento en los bajantes de la torre.



Fuente: Los autores.

El embotellamiento en el bajante depende del factor de aireación en el bajante, la altura de líquido claro en el plato, pérdida de presión total en el plato y pérdida de cabeza en el bajante. El factor de aireación permanece constante a través de la torre ya que la densidad del vapor se encuentra entre 1 – 3 lb/ft³, según el criterio de Glitsch^{99 100}. La altura de líquido claro es función principal de la altura del líquido sobre el vertedero ya que la altura del vertedero permanece constante y el gradiente hidráulico es despreciable en torres de platos perforados. La altura de líquido sobre el vertedero aumenta en las secciones inferiores al plato de alimentación debido al aumento del flujo de líquido, como se explico anteriormente. La caída de presión aumenta hacia el fondo de la torre así como la pérdida de cabeza en el bajante por el tráfico de líquido que aumenta hacia el fondo de la torre y que encuentra cambios en la secciones de la torre donde cambia el área del bajante.

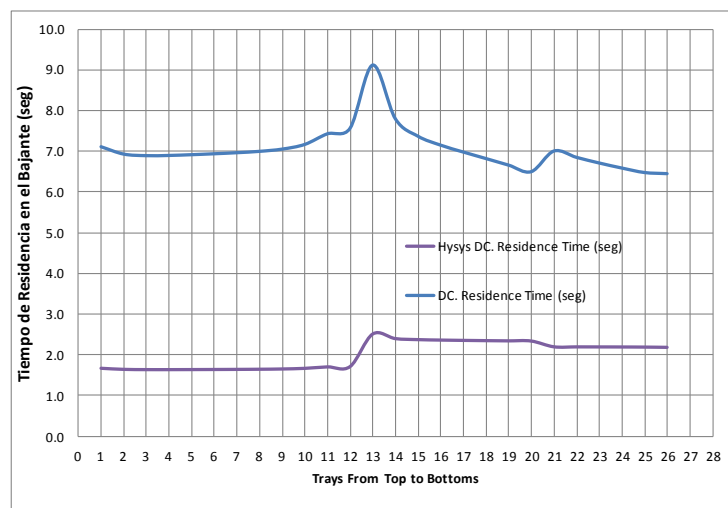
⁹⁹ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

¹⁰⁰ GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

Debido a esto, el embotellamiento en el bajante aumenta proporcional al flujo de líquido en la torre con cambios de pendiente por el cambio de área en el bajante en las tres secciones de la torre. El embotellamiento es inferior al criterio máximo de inundación del 50% ya que no supera este valor en relación al espaciamiento entre platos más la altura del vertedero a través de toda la torre.

La figura 74 muestra los tiempos de residencia calculados por el simulador y los tiempos de residencia calculados por la geometría del bajante, espaciamiento entre platos, altura del vertedero y flujo de líquido en los bajantes de cada etapa de la torre:

Figura 74. Tiempos de residencia en los bajantes de la torre.



Fuente: Los autores.

Hsys calcula el tiempo de residencia en función del volumen del bajante y el flujo de líquido en el plato. El volumen del bajante es el producto entre el embotellamiento del bajante y área del bajante. Debido a esta forma de cálculo, los resultados son diferentes respecto a los cálculos a mano que calculan el tiempo de residencia con el volumen del bajante, el cual es el área promedio de la parte superior e inferior del bajante y el espaciamiento entre platos más la altura del vertedero usando el flujo de líquido que pasa por el plato. Con este método de cálculo, se tienen tiempos de residencia más altos a los reportados por Hsys y que cumplen con los criterios de diseño de tiempos de residencia en bajantes, los cuales están entre 3-4 segundos mínimos. Kister recomienda calcular los

tiempos de residencia adaptando la definición de tiempo de residencia aparente el cual es el modo de cálculo realizado a mano y difiere del modo de cálculo usado por Hysys^{101 102}.

Para aumentar el tiempo de residencia en el bajante es necesario aumentar el volumen del bajante por medio del aumento de áreas y espaciamiento entre platos para los flujos de líquido de diseño. Sin embargo, aumentar el área de bajantes conlleva a usar más área de platos y disminuir la longitud de recorrido de líquido. Si se usarán los valores del tiempo de residencia calculados por Hysys, existe una iniciativa por aumentar los tiempos de residencia en los bajantes de la siguiente manera:

- La sección uno puede disminuir espaciamiento entre platos ya que tiene capacidad de inundación; al mismo tiempo esta sección tiene una relación área de bajante respecto al área transversal de la torre del 8% y puede aumentarse el área de bajantes para lograr un mayor tiempo de residencia; sin embargo, está restringida la capacidad en longitud de recorrido de líquido, la cual es 17.5 in y se tiene como criterio de diseño un longitud mínima entre 16 – 18 in.
- En la sección dos es posible lograr un aumento de las áreas ocupadas por los bajantes al usar dos pasos en esta sección ya que la longitud de recorrido de líquido está en 32.5 in. Sin embargo la relación entre el área de bajantes y área transversal es alta.
- En la sección tres tiene dos pasos al límite de capacidad por longitud de recorrido de líquido. Aumentar el área de bajantes conlleva a disminuir el volumen del bajante y el tiempo de residencia.

Debido a las diferencias entre resultados de los tiempos de residencia, la simulación con el Software KG Tower confirmará una mejor aproximación, ya que las secciones dos y tres tienen las alternativas de disminuir áreas de bajantes en caso que el tiempo de residencia sea alto. Por otro lado, si el tiempo de residencia es el calculado por Hysys, es posible realizar un aumento de volumen de bajantes por medio del aumento de áreas conservando una longitud de recorrido de flujo adecuada.

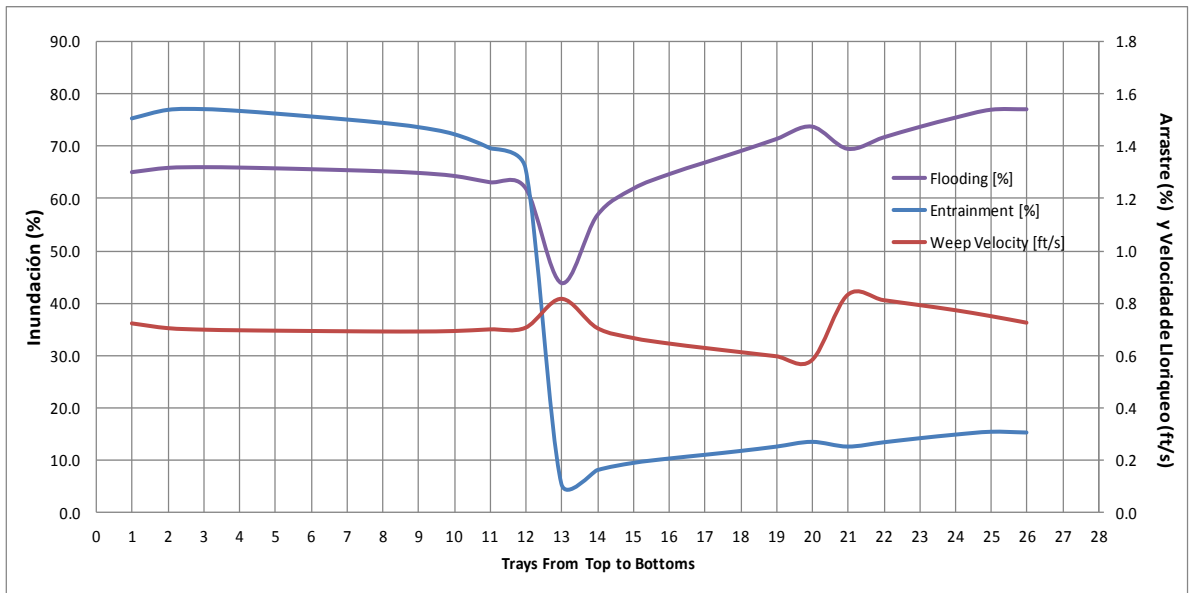
¹⁰¹ KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.

¹⁰² KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

5.9 RESULTADOS DE INUNDACIÓN, ARRASTRE Y LLORIQUEO EN LA TORRE

La figura 75 muestra los resultados de estos parámetros en los platos de la torre:

Figura 75. Inundación, arrastre y lloriqueo en la torre.



Fuente: Los autores.

Respecto a la inundación en los platos de la torre, se tiene un límite del 80% como parámetro de diseño y se observa que existe capacidad en las secciones dos y tres. Es posible disminuir el diámetro o el espaciamiento entre platos para aumentar la inundación en estas secciones; sin embargo es posible que la sección dos quede por fuera de los límites de inundación ya que los platos inferiores están en valores próximos al 80% de inundación de diseño.

El arrastre está limitado a un valor de diseño máximo del 10% y se observa que los valores más altos se encuentran en la sección uno, correspondiente a un valor máximo de 1.54%. Disminuir el espaciamiento o diámetro en la sección uno puede disminuir los costos sin impactar el desempeño ya que existe capacidad de inundación y arrastre.

La velocidad de lloriqueo reportada por Hysys corresponde a la correlación reportada por Treybal¹⁰³ la cual se refiere a la velocidad mínima del gas por los orificios de los platos, donde velocidades inferiores indican excesivo lloriqueo a través de los platos:

$$\frac{V_{ow}\mu_G}{\sigma} = 0.0229 \left(\frac{\mu_G^2 \rho_L}{\sigma d_o \rho_G} \right)^{0.379} \left(\frac{l}{d_o} \right)^{0.293} \left(\frac{2A_a d_o}{\sqrt{3}p^3} \right)^{\frac{2.8}{(Z/d_o)^{0.724}}}$$

Donde:

V_{ow} : Velocidad mínima del gas por las perforaciones, donde velocidades inferiores indican excesivo lloriqueo a través de los platos (m/s)

μ_G : Viscosidad del gas (kg/m.s)

σ : Tensión superficial del líquido (kg/s²)

ρ_G : Densidad del gas (kg/m³)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

d_o : Diámetro de los orificios (m)

l : Espesor del plato (m)

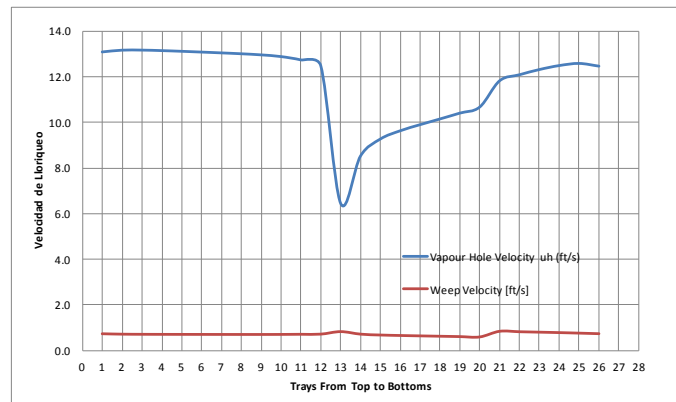
A_a : Área activa (m²)

p : Paso entre orificios (m)

Z : Promedio aritmético entre diámetro de la torre y el vertedero

La figura 76 muestra la comparación entre la velocidad en el punto de lloriqueo calculada por el simulador y la velocidad del vapor por los orificios de los platos en el punto de diseño, donde se puede concluir que aparentemente no existe lloriqueo en el punto de diseño ya que la velocidad del vapor es mayor.

Figura 76. Velocidad del vapor por los orificios en punto de diseño y punto de lloriqueo



Fuente: Los autores.

¹⁰³ TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

El lloriqueo en los platos se evaluó alternativamente por el método de Fair por el balanceo de fuerzas en el plato. Fair¹⁰⁴, expone el siguiente balance de fuerzas en el punto de lloriqueo:

$$h_d + h_\sigma = h_w + h_{ow}$$

Donde:

h_d : Caída seca de presión (in liq).

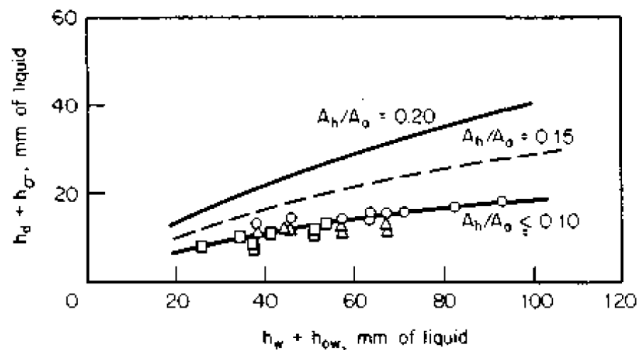
h_σ : Pérdida de cabeza debida a la formación de burbujeo (in liq).

h_w : Altura del vertedero de salida (in).

h_{ow} : Altura de líquido sobre el vertedero (in liq).

Si el término de la izquierda en la ecuación anterior es mayor que el término de la derecha, el vapor mantendrá el líquido sobre el plato y si ocurre lo contrario, el líquido lloriqueará en el plato descendiendo por los orificios del plato. La siguiente figura muestra la correlación de Fair^{105 106}.

Figura 77. Correlación de Fair para lloriqueo



Fuente: FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).

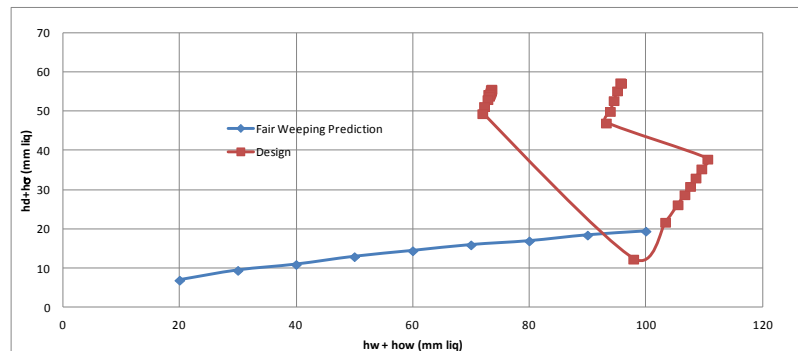
La figura 78 muestra el balance de fuerzas para cada plato de la torre y la comparación con la curva de Fair para el punto de lloriqueo con áreas fraccionales de orificios respecto al área activa del 10%:

¹⁰⁴ FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).

¹⁰⁵ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

¹⁰⁶ DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.

Figura 78. Balance de fuerza en los platos de la torre



Fuente: Los autores.

Valores por encima de 20 mm liq para el término h_d+h_σ serían adecuados para concluir que no existe lloriqueo, sin embargo valores cercanos superiores a este punto infieren baja capacidad para turndown. En la figura del balance de fuerzas en la torre, existe un punto por debajo de los 20 mm liq para el término h_d+h_σ que corresponde al plato de alimentación donde la carga de líquido es alta debido a que la alimentación entra en fase líquida a la torre. También los platos de la sección dos que corresponden a platos ubicados en la parte inferior del plato de alimentación, están cercanos al punto de lloriqueo. Otro parámetro para evaluar la tendencia al lloriqueo es la fracción de lloriqueo permitida por diseño, la cual es 0.1 flujo de lloriqueo respecto al flujo por el plato. La siguiente figura muestra la fracción calculada para los platos de la torre por el método de Lockett y Banik^{107 108} y Colwell y O'Bara¹⁰⁹, donde se confirma que el plato de alimentación tiene un valor más alto al permitido y que en condiciones de turndown presentará bajas eficiencias.

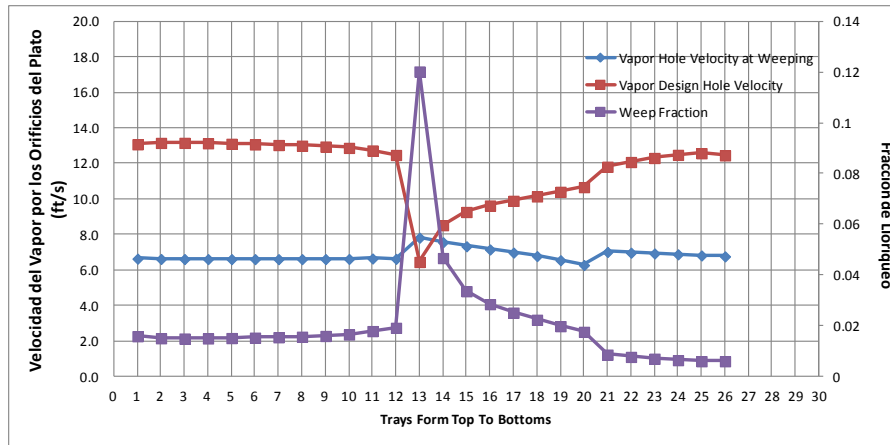
En la figura 79 también se muestra el análisis de la velocidad del vapor por los orificios en las condiciones de lloriqueo y condiciones de diseño, donde se confirma que el plato de alimentación tiene una velocidad inferior a la velocidad a la cual existirá lloriqueo.

¹⁰⁷ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

¹⁰⁸ LOCKETT, M.J y Banik, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.

¹⁰⁹ COLWELL C.J y O'BARA, J.T. Paper presented at AIChE annual meeting. April, 1989.

Figura 79. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre

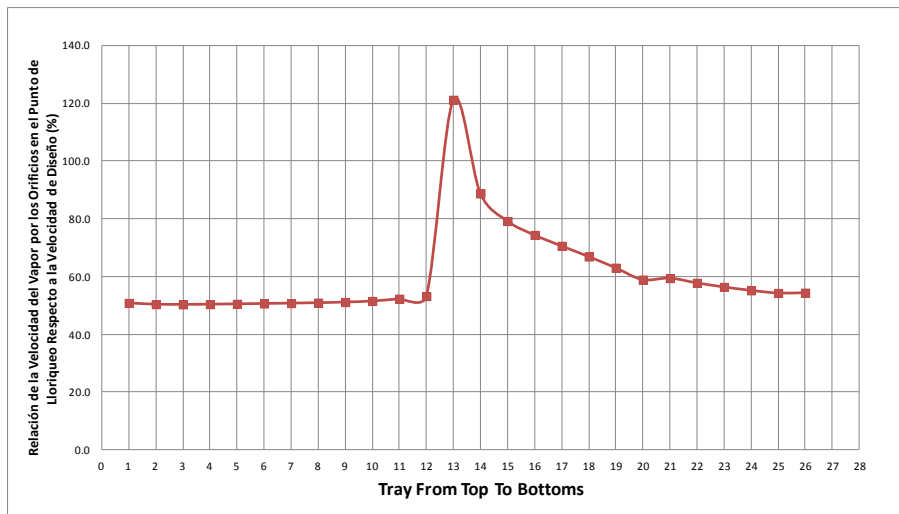


Fuente: Los autores.

En este caso la velocidad del vapor por los orificios en el punto de lloriqueo se calcula por la correlación de Fair con la caída de presión en seco del vapor en el punto de lloriqueo.

La figura 80 muestra la relación entre velocidades de diseño y lloriqueo:

Figura 80. Capacidad de Turndown



Fuente: Los autores.

La relación de velocidades de vapor por los orificios de los platos en el punto de lloriqueo y punto de diseño es una indicación del turndown permitido, el cual se relaciona con la mínima carga de vapor permitida en la torre por desempeño hidráulico. El turndown normalmente se expresa como la relación entre el mínimo flujo de vapor respecto al flujo de diseño a través de los platos de la torre.

La figura 80 muestra la limitante en la sección dos de la torre indicando que el plato de alimentación se encuentra en lloriqueo ya que la velocidad del vapor en el punto de lloriqueo es mayor a la velocidad del vapor en el punto de diseño en un valor del 121% aproximadamente, lo cual significa que no existe suficiente fuerza para mantener el líquido sobre el plato. Los demás platos permitirían una relación de turndown entre el 10 – 40% ya que la relación de velocidades del vapor por los orificios de los platos en el punto de lloriqueo y punto de diseño se encuentra entre el 90 – 60%. Esto significa poca flexibilidad en la sección dos de la torre para permitir bajar carga.

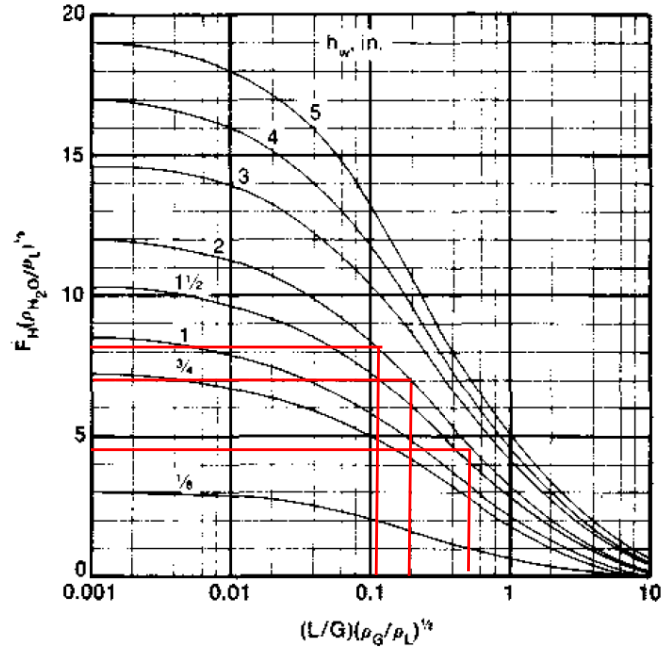
Debido a las diferencias en los resultados entre Hysys y los cálculos a mano usando las correlaciones descritas, a continuación se realiza la evaluación del punto de pérdida de sello en los platos donde existirá el 100% de lloriqueo.

5.10 RESULTADOS DEL PUNTO DE SELLO EN LOS PLATOS DE LA TORRE

Las siguientes figuras muestran la evaluación del punto de pérdida de sello en los platos de la torre. El factor de velocidad del vapor por los orificios de los platos en el punto de pérdida de sello en las diferentes secciones de la torre, se evalúa usando la correlación de Chan y Prince¹¹⁰ :

¹¹⁰ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

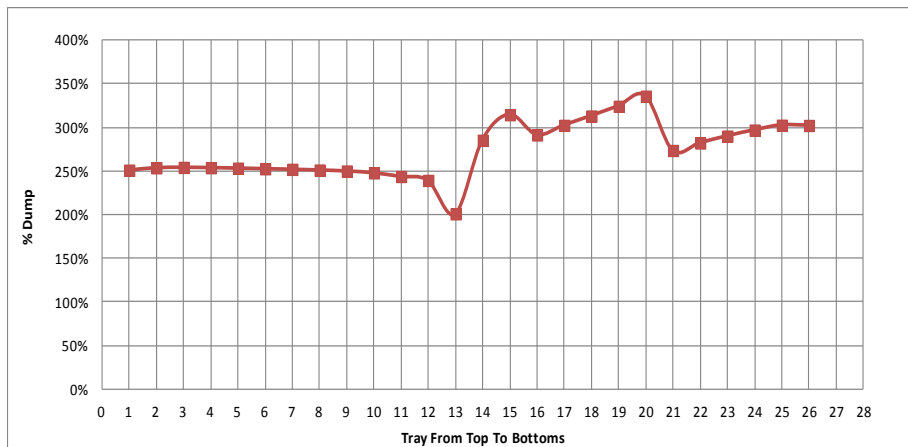
Figura 81. Factor de velocidad del gas por los orificios de los platos en el punto de pérdida de sello.



Fuente: KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

En la figura 82 se observa que no existe punto de pérdida de sello ya que todos los platos tienen un factor de velocidad del vapor por los orificios de los platos mayor al factor para el 100% de lloriqueo.

Figura 82. Porcentaje de pérdida de sello en los platos de la torre.



Fuente: Los autores.

5.11 ANÁLISIS DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS

Sobre el diseño preliminar se puede mencionar que:

- La carga de líquido de 121 gpm/ft de longitud de vertedero de salida en el plato 20 de la sección dos, está al límite de diseño de 120 gpm/ft. Sin embargo según los criterios de diseño, es posible permitir cargas hasta 156 gpm/ft.
- La longitud de recorrido en la sección dos tiene un valor de 32.5 in, lo cual indica que es posible evaluar dos pasos en esta sección. La ventaja de tener dos pasos en la sección dos de la torre, consiste en permitir disminuir aún más el área de los orificios ya que la caída de presión húmeda se favorecerá debido a que se disminuye la carga de líquido en el plato. Menor área de orificios al mismo flujo de vapor conlleva a aumentar la velocidad del vapor y caída de presión en seco por los orificios. El resultado es que se puede permitir mayor caída de presión en seco para no sobre pasar el límite de caída de presión y evitar el lloriqueo en puntos de diseño y turndown.
- La sección uno de la torre tiene capacidad ya que se tiene una inundación actual máxima del 65.96% correspondiente al plato número 3. Es posible reducir el espaciamiento entre platos de esta sección de la torre a 18 in para evaluar la nueva capacidad de esta sección.
- En la sección uno existe un exceso de área activa respecto al área transversal cercano al 20% según las recomendaciones de diseño. Una reducción del diámetro no es posible ya que se excederá el límite de inundación según los resultados de la simulación donde se expone que el plato número uno excederá el límite de inundación al intentar reducir el diámetro.
- Una alternativa para reducir el área activa en la sección uno es disminuir el área de los bajantes. Sin embargo la relación del área de los bajantes respecto al área transversal está al 8.1% y se recomiendan relaciones entre 5-10%.
- Las áreas activas de las otras secciones de la torre están entre el 5 -10 % por debajo de las recomendaciones de diseño. Es posible tener una aproximación mejor si se reducen las áreas de los bajantes, donde se tienen altas relaciones respecto al área transversal; además existe capacidad de inundación por embotellamiento en el bajante ya que se tienen valores del 50% como condición de diseño.
- Reducir las áreas de los bajantes permite disminuir el tiempo de residencia en los bajantes y según los resultados del simulador, los tiempos de residencia están bajos respecto a los mínimos recomendados por diseño de 3-4 segundos mínimo. No obstante, según los cálculos a mano de verificación de los tiempos de residencia, se tienen dudas sobre los criterios de los tiempos de residencia en los bajantes, los cuales están más altos a lo recomendado por diseño. Esto hace que se requiera una evaluación alternativa de los tiempos de residencia con el Software de Koch-Glitsch para poder realizar la disminución de áreas de los bajantes en estas secciones de la torre.

- Disminuir el área de los bajantes en las secciones dos y tres de la torre aumentará la longitud de recorrido de flujo de líquido (FPL) y puede ser favorable para la sección tres la cual tiene un valor de FPL de 16 in y se encuentra en el límite recomendado mínimo de 16 – 18 in.
- También es posible una reducción del área de los bajantes ya que se tiene capacidad por máxima velocidad permitida. Se debe evitar que se promueva el choque en el bajante al superar las velocidades de diseño. También se debe evitar disminuir los tiempos de residencia por debajo de los valores permitidos.
- Usar bajantes inclinados es una opción para disminuir el área ocupada por los bajantes. Se debe evitar que se promueva el choque en el bajante al superar las velocidades de diseño. También se debe evitar disminuir los tiempos de residencia por debajo de los valores permitidos.
- Las áreas fraccionales de los orificios están adecuadas según las recomendaciones de diseño con valores usuales del 10%. Se debe tener presente que existe tendencia al lloriqueo en el plato de alimentación y platos de la sección dos de la torre. Se tienen alternativas de disminuir el diámetro de orificios, disminuir la altura del vertedero.
- Disminuir el diámetro de orificios en la sección dos manteniendo el área activa conlleva a un área fraccional más baja lo cual puede aumentar la caída de presión del vapor seco evitando el lloriqueo. La caída de presión total en esta sección es baja y puede aumentarse a valores inferiores a los 5 in liq según los criterios de diseño. Esta es la opción principal que se recomienda cuando existen problemas de lloriqueo. Sin embargo la mayor limitante por caída de presión en la torre está más restringida por el embotellamiento en el bajante que por pérdida de presión en la torre.
- Los criterios y correlaciones de lloriqueo empleados por Hysys difieren significativamente en resultados con las correlaciones expuestas. La evaluación del turndown de la torre debe ser verificada con cálculos a mano. La correlación que usa Hysys para la predicción del lloriqueo no tiene explicado el rango de aplicación, lo cual puede ser una explicación para las diferencias.

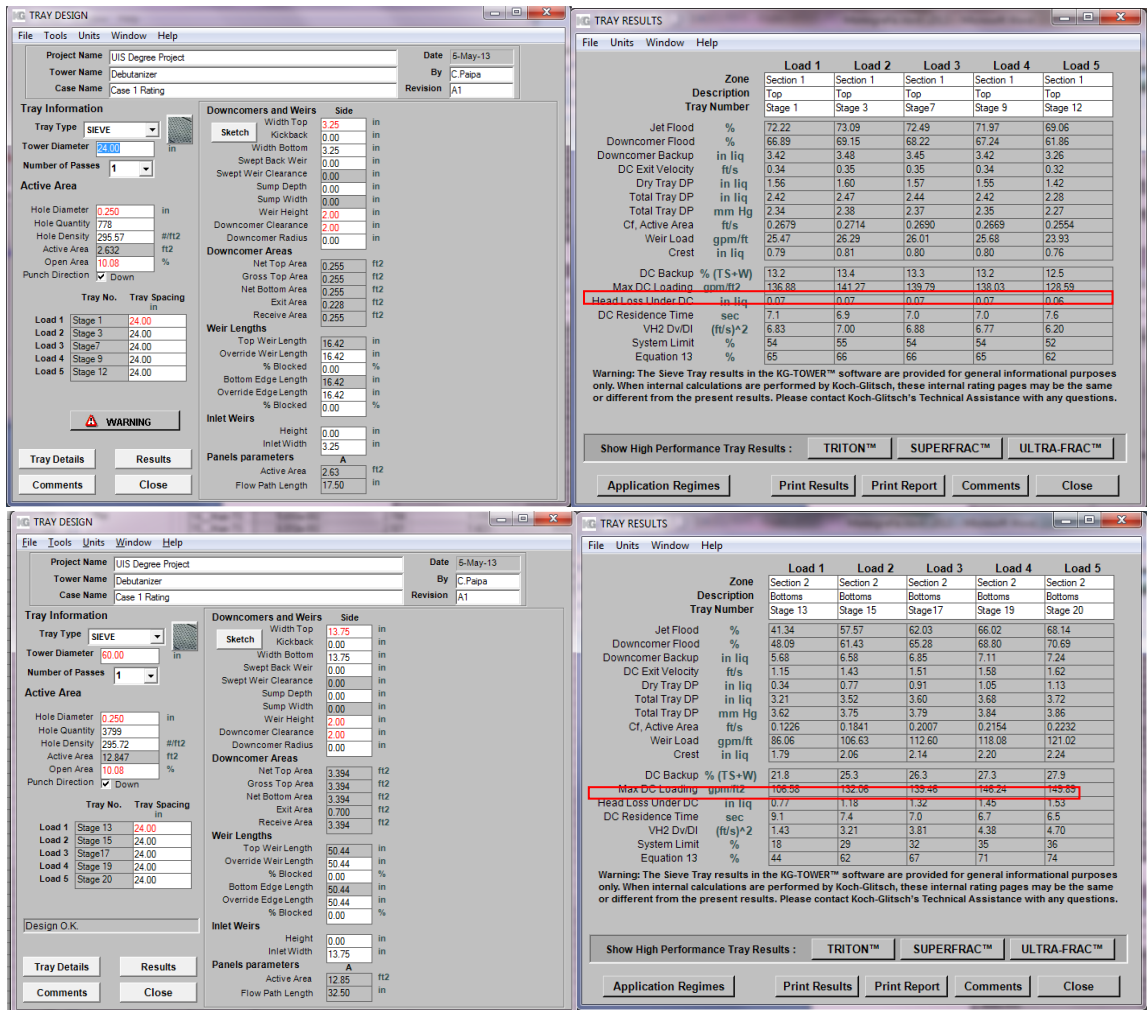
5.12 RATING DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS

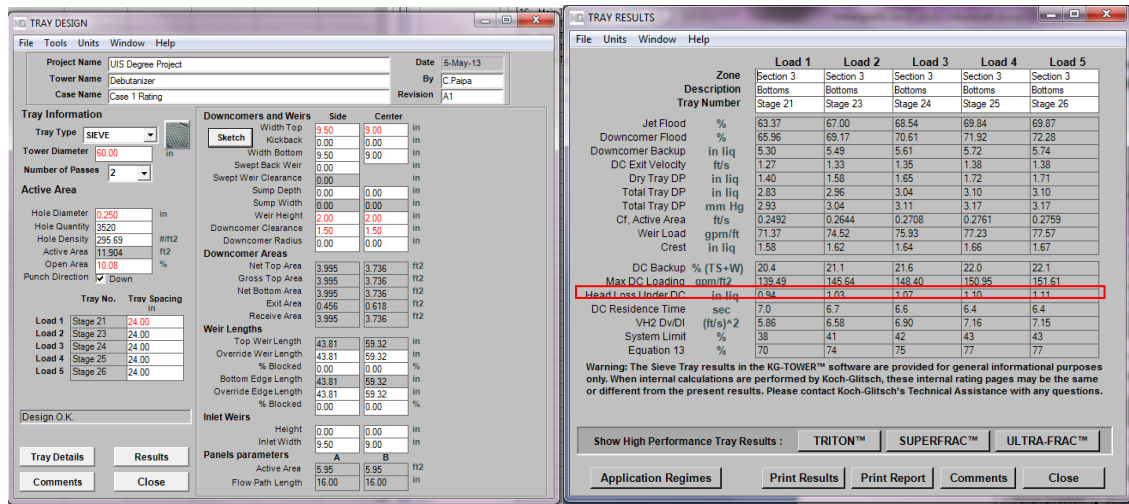
El rating de la torre consiste en realizar las evaluaciones con base al análisis y a las recomendaciones expuestas anteriormente.

5.12.1 Tiempos de residencia en los bajantes

La figura 83 muestra los tiempos de residencia calculados por el Software de Koch-Glitsch en modo rating para las mismas dimensiones especificadas y calculadas en las diferentes secciones de la torre por el Software Aspen Hysys:

Figura 83. Tiempos de residencia calculados por el software Koch-Glitsch





Fuente: Los autores.

La figura 83 confirma los cálculos realizados a mano para estimar el tiempo de residencia en los bajantes de la torre, lo cual significa que se usan los criterios de tiempo de residencia aparente. Sin embargo para Koch-Glitsch¹¹¹, el tiempo de residencia no es una determinante en el diseño del bajante y recomiendan usar mejor los criterios de velocidad permitida en el bajante.

Con base a este análisis, se podrán reducir áreas en bajantes para aumentar el área activa en las secciones dos y tres ya que se tienen capacidad por tiempos de residencia y velocidades de líquido en los bajantes. Se debe evitar que se promueva el choque en el bajante al superar las velocidades de diseño y hacer un seguimiento en evitar disminuir los tiempos de residencia por debajo de los valores permitidos.

5.12.2 Lloriqueo en la sección de alimentación

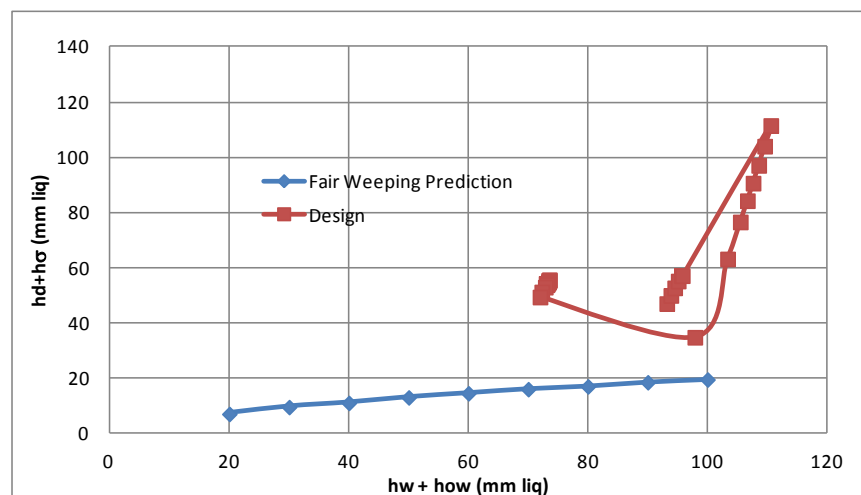
Uno de los aspectos importantes encontrados en la simulación anterior está relacionado con el lloriqueo en la sección dos de la torre a las condiciones de diseño. Como primera aproximación se reducirá el área fraccional de los orificios mediante el aumento del paso de los orificios en los platos. Por recomendaciones de diseño, la relación entre el paso respecto al diámetro del orificio usualmente está entre 2 a 4. Debido a que se tiene baja flexibilidad de turndown, se usará un área fraccional cercana al 6% para permitir una flexibilidad adecuada y estar en los valores recomendados por diseño. Al usar un paso

¹¹¹ GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

0.97 in se tiene un área fraccional de 6% resultando en una relación entre el paso respecto al diámetro del orificio de 3.9.

La figura 84 muestra el balance de fuerzas para cada plato de la torre y la comparación con la curva de Fair para el punto de lloriqueo con áreas fraccionales de orificios respecto al área activa menores o iguales al 10%:

Figura 84. Balance de fuerzas en los platos de la torre



Fuente: Los autores.

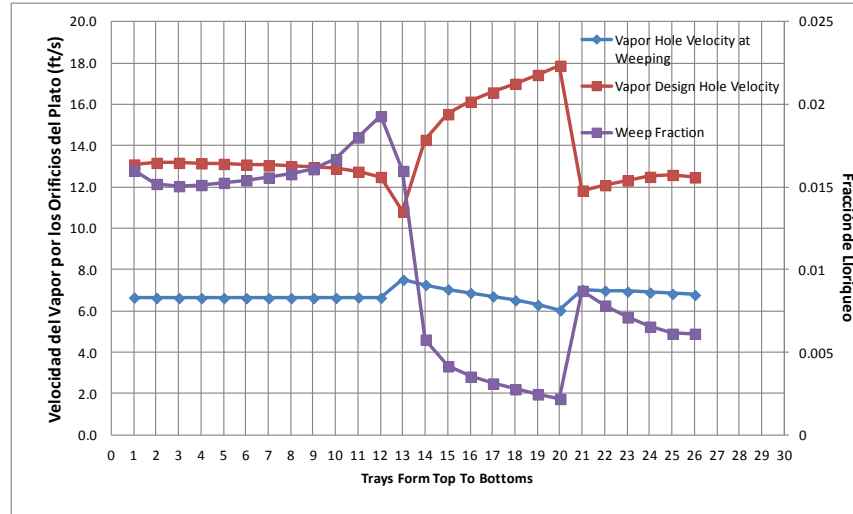
La siguiente figura muestra la fracción calculada para los platos de la torre por el método de Lockett y Banik^{112 113} y Colwell y O'Bara¹¹⁴. También se muestra el análisis de la velocidad del vapor por los orificios en las condiciones de lloriqueo y condiciones de diseño.

¹¹² KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

¹¹³ LOCKETT, M.J y Banik, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.

¹¹⁴ COLWELL C.J y O'BARA, J.T. Paper presented at AIChE annual meeting. April, 1989.

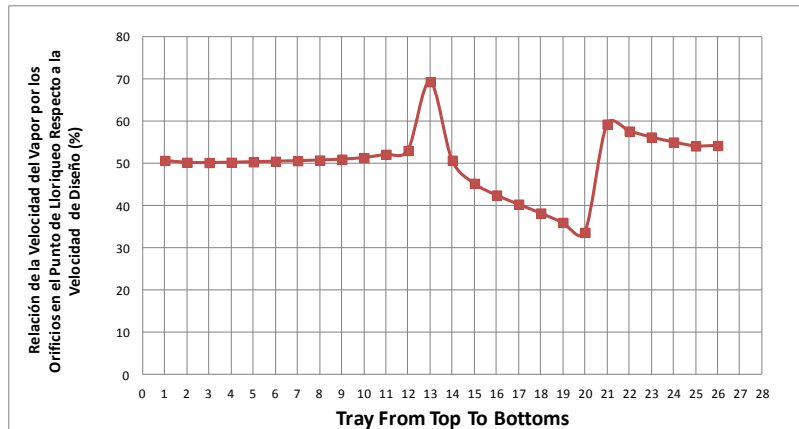
Figura 85. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre



Fuente: Los autores.

La figura 86 muestra la relación entre velocidades de diseño y lloriqueo:

Figura 86. Capacidad de Turndown

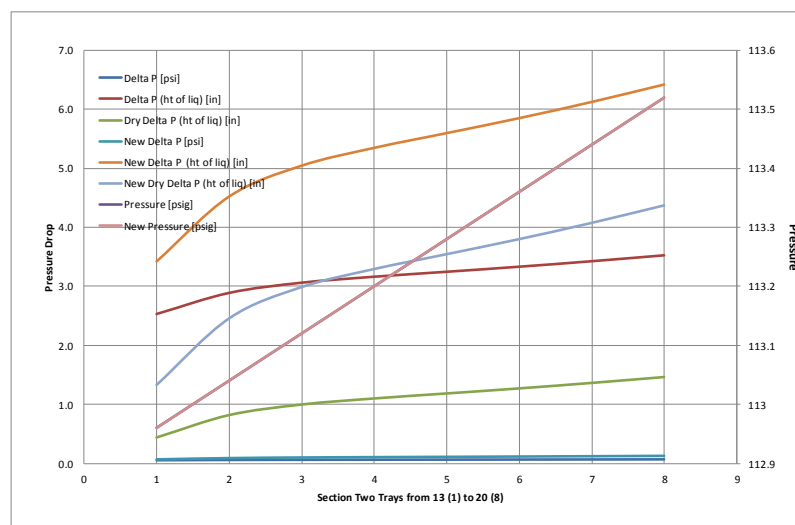


Fuente: Los autores.

La relación de velocidades de vapor por los orificios de los platos en el punto de lloriqueo y punto de diseño para las nuevas condiciones muestra una mejor flexibilidad de operación; la velocidad del vapor en el punto de lloriqueo es menor a la velocidad del vapor en el punto de diseño en un valor del 70% aproximadamente. Los demás platos permitirían una relación de turndown entre el 30-60% aproximadamente. Esto significa mejor flexibilidad en la sección dos de la torre para permitir bajar carga.

Sin embargo, la disminución en el área fraccional aumentó la caída de presión en la sección dos de la torre y la curva de color naranja, en la siguiente figura, muestra que supera los valores permitidos de 5 in liq. Sin embargo, a nivel de desempeño de la torre, la presión total tiene insignificante cambio y el perfil de presión en la torre se mantiene. En esta curva, las condiciones nuevas se refieren a la nueva geometría por disminución del área fraccional. Ver figura 87.

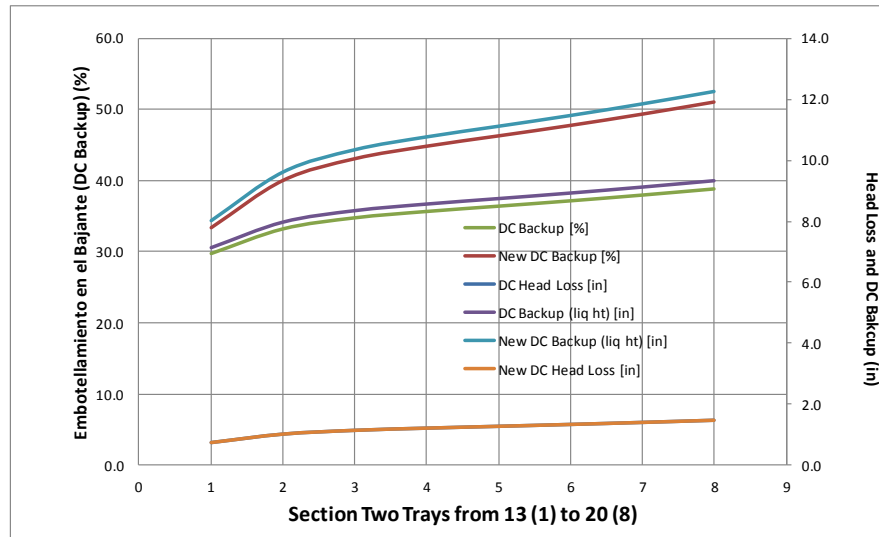
Figura 87. Aumento de la caída de presión en la sección dos de la torre.



Fuente: Los autores.

Debido al aumento en la caída de presión total en cada plato de la sección dos, el embotellamiento se afecta ya que es proporcional a la caída de presión total en la torre, ver figura 88.

Figura 88. Aumento del embotellamiento en la sección dos de la torre.



Fuente: Los autores.

En la figura 88 se muestra que en los platos del fondo de la sección dos, existe un aumento ligero en el embotellamiento del bajante con valores superiores al límite del 50%.

En conclusión se tiene que mejoró la flexibilidad para el turndown de la torre pero la caída de presión y embotellamiento en el bajante están justamente sobre en el límite de diseño.

Ahora se realiza el análisis que con dos pasos en esta sección para verificar que se puede reducir el área de orificios para aumentar la velocidad del vapor a través de estos sin exceder los límites de caída de presión y embotellamiento. Este cambio también permitirá mejorar la carga de líquido por longitud de vertedero la cual está por fuera de especificaciones en el plato del fondo de esta sección. Al mismo tiempo reducir adecuadamente el área fraccional, permitirá que aumente la caída de presión en seco para evitar excesivo lloriqueo en el punto de diseño y turndown.

Al cambiar esta sección a dos pasos, se debe conservar la mínima longitud de recorrido de líquido (FPL) de 16 -18 in. El ancho de los bajantes debe asegurar esta longitud y se debe tener en cuenta que disminuir el ancho de los bajantes, conlleva a disminuir el área de los bajantes y aumentar el área activa.

Las siguientes bases de diseño se imponen para esta sección:

- Número de pasos: Dos
- Paso de los orificios: 0.875 in
- Diámetro de los orificios: 0.25 in
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio: 3.5
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio recomendadas: 2-4
- Relación área del bajante lateral a área transversal:12%
- Relación área del bajante lateral a área transversal recomendada:10% mínimo.
- Ancho superior del bajante lateral: 10.65 in. Según la tabla de diseño de Glitsch¹¹⁵, para mantener la relación del área del bajante lateral a área transversal en 12%. Ver figuras 89 y 90.

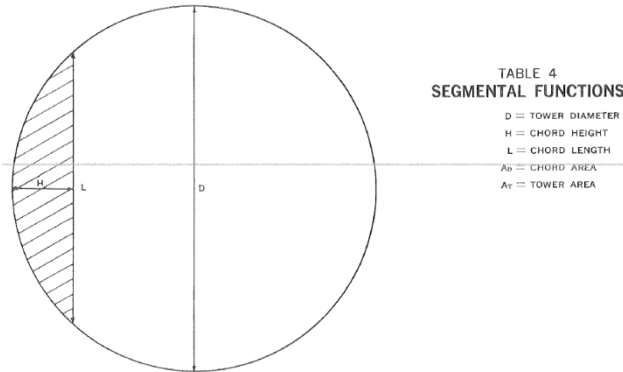
Figura 89. Dimensiones estándar de los bajantes I.

H/D FROM .1 TO .2											
H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T
.1000	.6000	.0520	.1200	.6499	.0680	.1400	.6940	.0851	.1600	.7332	.1033
.1005	.6013	.0524	.1205	.6511	.0684	.1405	.6950	.0855	.1605	.7341	.1037
.1010	.6027	.0528	.1210	.6523	.0688	.1410	.6960	.0860	.1610	.7351	.1042
.1015	.6040	.0532	.1215	.6534	.0692	.1415	.6971	.0864	.1615	.7360	.1047
.1020	.6053	.0536	.1220	.6546	.0696	.1420	.6981	.0869	.1620	.7369	.1051
.1025	.6066	.0540	.1225	.6557	.0701	.1425	.6991	.0873	.1625	.7378	.1056
.1030	.6079	.0544	.1230	.6569	.0705	.1430	.7001	.0878	.1630	.7387	.1061
.1035	.6092	.0547	.1235	.6580	.0709	.1435	.7012	.0882	.1635	.7396	.1066
.1040	.6105	.0551	.1240	.6592	.0713	.1440	.7022	.0886	.1640	.7406	.1070
.1045	.6118	.0555	.1245	.6603	.0717	.1445	.7032	.0891	.1645	.7415	.1075
.1050	.6131	.0559	.1250	.6614	.0721	.1450	.7042	.0895	.1650	.7424	.1080
.1055	.6144	.0563	.1255	.6626	.0726	.1455	.7052	.0900	.1655	.7433	.1084
.1060	.6157	.0567	.1260	.6637	.0730	.1460	.7062	.0904	.1660	.7442	.1089
.1065	.6170	.0571	.1265	.6648	.0734	.1465	.7072	.0909	.1665	.7451	.1094
.1070	.6182	.0575	.1270	.6659	.0738	.1470	.7082	.0913	.1670	.7460	.1099
.1075	.6195	.0579	.1275	.6671	.0742	.1475	.7092	.0918	.1675	.7468	.1103
.1080	.6208	.0583	.1280	.6682	.0747	.1480	.7102	.0922	.1680	.7477	.1108
.1085	.6220	.0587	.1285	.6693	.0751	.1485	.7112	.0927	.1685	.7486	.1113
.1090	.6233	.0591	.1290	.6704	.0755	.1490	.7122	.0932	.1690	.7495	.1118
.1095	.6245	.0595	.1295	.6715	.0760	.1495	.7132	.0936	.1695	.7504	.1122
.1100	.6258	.0598	.1300	.6726	.0764	.1500	.7141	.0941	.1700	.7513	.1127
.1105	.6270	.0602	.1305	.6737	.0768	.1505	.7151	.0945	.1705	.7521	.1132
.1110	.6283	.0606	.1310	.6748	.0773	.1510	.7161	.0950	.1710	.7530	.1137
.1115	.6295	.0610	.1315	.6759	.0777	.1515	.7171	.0954	.1715	.7539	.1142
.1120	.6307	.0614	.1320	.6770	.0781	.1520	.7180	.0959	.1720	.7548	.1146
.1125	.6320	.0619	.1325	.6781	.0785	.1525	.7190	.0963	.1725	.7556	.1151
.1130	.6332	.0623	.1330	.6791	.0790	.1530	.7200	.0968	.1730	.7565	.1156
.1135	.6344	.0627	.1335	.6802	.0794	.1535	.7209	.0973	.1735	.7574	.1161
.1140	.6356	.0631	.1340	.6813	.0798	.1540	.7219	.0977	.1740	.7582	.1166
.1145	.6368	.0635	.1345	.6824	.0803	.1545	.7229	.0982	.1745	.7591	.1171
.1150	.6380	.0639	.1350	.6834	.0807	.1550	.7238	.0986	.1750	.7599	.1175
.1155	.6392	.0643	.1355	.6845	.0811	.1555	.7248	.0991	.1755	.7608	.1180
.1160	.6404	.0647	.1360	.6856	.0816	.1560	.7257	.0996	.1760	.7616	.1185
.1165	.6416	.0651	.1365	.6866	.0820	.1565	.7267	.1000	.1765	.7625	.1190
.1170	.6428	.0655	.1370	.6877	.0825	.1570	.7276	.1005	.1770	.7633	.1195
.1175	.6440	.0659	.1375	.6887	.0829	.1575	.7285	.1009	.1775	.7642	.1200
.1180	.6452	.0663	.1380	.6898	.0833	.1580	.7295	.1014	.1780	.7650	.1204
.1185	.6464	.0667	.1385	.6908	.0838	.1585	.7304	.1019	.1785	.7659	.1209
.1190	.6476	.0671	.1390	.6919	.0842	.1590	.7314	.1023	.1790	.7667	.1214
.1195	.6488	.0676	.1395	.6929	.0847	.1595	.7323	.1028	.1795	.7675	.1219
.1200	.6500	.0680	.1400	.6939	.0851	.1600	.7332	.1033	.1800	.7684	.1224
.1205	.6511	.0684	.1405	.6950	.0855	.1605	.7341	.1037	.1805	.7692	.1229
.1210	.6523	.0688	.1410	.6960	.0860	.1610	.7351	.1042	.1810	.7700	.1234
.1215	.6534	.0692	.1415	.6971	.0864	.1615	.7360	.1047	.1815	.7709	.1239
.1220	.6546	.0696	.1420	.6981	.0869	.1620	.7369	.1051	.1820	.7717	.1244
.1225	.6557	.0701	.1425	.6991	.0873	.1625	.7378	.1056	.1825	.7725	.1249
.1230	.6569	.0705	.1430	.7001	.0878	.1630	.7387	.1061	.1830	.7733	.1253
.1235	.6580	.0709	.1435	.7012	.0882	.1635	.7396	.1066	.1835	.7742	.1258
.1240	.6592	.0713	.1440	.7022	.0886	.1640	.7406	.1070	.1840	.7750	.1263
.1245	.6603	.0717	.1445	.7032	.0891	.1645	.7415	.1075	.1845	.7758	.1268
.1250	.6614	.0721	.1450	.7042	.0895	.1650	.7424	.1080	.1850	.7766	.1273
.1255	.6626	.0726	.1455	.7052	.0900	.1655	.7433	.1084	.1855	.7774	.1278
.1260	.6637	.0730	.1460	.7062	.0904	.1660	.7442	.1089	.1860	.7782	.1283
.1265	.6648	.0734	.1465	.7072	.0909	.1665	.7451	.1094	.1865	.7790	.1288
.1270	.6659	.0738	.1470	.7082	.0913	.1670	.7460	.1099	.1870	.7798	.1293
.1275	.6671	.0742	.1475	.7092	.0918	.1675	.7468	.1103	.1875	.7806	.1298
.1280	.6682	.0747	.1480	.7102	.0922	.1680	.7477	.1108	.1880	.7814	.1303
.1285	.6693	.0751	.1485	.7112	.0927	.1685	.7486	.1113	.1885	.7822	.1308
.1290	.6704	.0755	.1490	.7122	.0932	.1690	.7495	.1118	.1890	.7830	.1313
.1295	.6715	.0760	.1495	.7132	.0936	.1695	.7504	.1122	.1895	.7838	.1318
.1300	.6726	.0764	.1500	.7141	.0941	.1700	.7513	.1127	.1900	.7846	.1323
.1305	.6737	.0768	.1505	.7151	.0945	.1705	.7521	.1132	.1905	.7854	.1328
.1310	.6748	.0773	.1510	.7161	.0950	.1710	.7530	.1137	.1910	.7862	.1333
.1315	.6759	.0777	.1515	.7171	.0954	.1715	.7539	.1142	.1915	.7870	.1338
.1320	.6770	.0781	.1520	.7180	.0959	.1720	.7548	.1146	.1920	.7877	.1343
.1325	.6781	.0785	.1525	.7190	.0963	.1725	.7556	.1151	.1925	.7885	.1348
.1330	.6791	.0790	.1530	.7200	.0968	.1730	.7565	.1156	.1930	.7893	.1353
.1335	.6802	.0794	.1535	.7209	.0973	.1735	.7574	.1161	.1935	.7901	.1358
.1340	.6813	.0798	.1540	.7219	.0977	.1740	.7582	.1166	.1940	.7909	.1363
.1345	.6824	.0803	.1545	.7229	.0982	.1745	.7591	.1171	.1945	.7916	.1368
.1350	.6834	.0807	.1550	.7238	.0986	.1750	.7599	.1175	.1950	.7924	.1373
.1355	.6845	.0811	.1555	.7248	.0991	.1755	.7608	.1180	.1955	.7932	.1378
.1360	.6856	.0816	.1560	.7257	.0996	.1760	.7616	.1185	.1960	.7939	.1383
.1365	.6866	.0820	.1565	.7267	.1000	.1765	.7625	.1190	.1965	.7947	.1388
.1370	.6877	.0825	.1570	.7276	.1005	.1770	.7633	.1195	.1970	.7955	.1393
.1375	.6887	.0829	.1575	.7285	.1009	.1775	.7642	.1200	.1975	.7962	.1398
.1380	.6898	.0833	.1580	.7295	.1014	.1780	.7650	.1204	.1980	.7970	.1403
.1385	.6908	.0838	.1585	.7304	.1019	.1785	.7659	.1209	.1985	.7977	.1409
.1390	.6919	.0842	.1590	.7314	.1023	.1790	.7667	.1214	.1990	.7985	.1414
.1395	.6929	.0847	.1595	.7323	.1028	.1795	.7675	.1219	.1995	.7992	.1419

Fuente: GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

¹¹⁵ GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

Figura 90. Dimensiones estándar de los bajantes II.

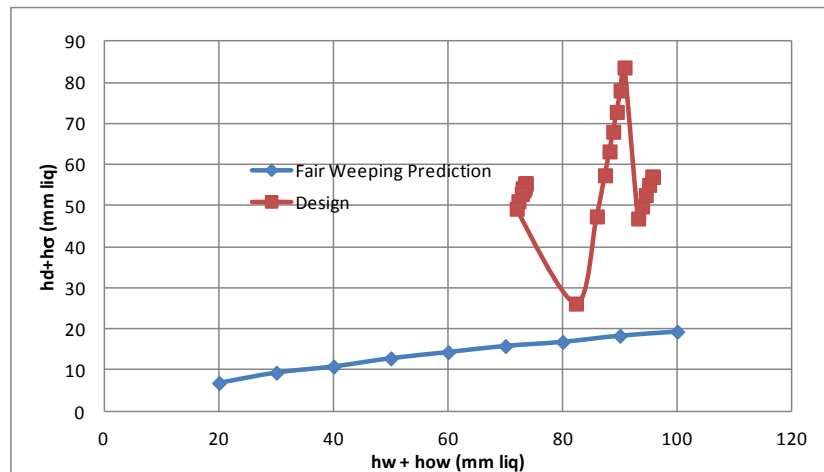


Fuente: GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900, 4th Edition. Dallas, Texas, 1974.

- Ancho inferior del bajante lateral: 6 in
- Ancho superior del bajante central: 10.14 in
- Ancho inferior del bajante central: 7.144 in
- FPL: 18.93 in
- FPL de diseño: 16 -18 in mínimo.

La figura 91 muestra el balance de fuerzas para cada plato de la torre y la comparación con la curva de Fair para el punto de lloriqueo con áreas fraccionales de orificios respecto al área activa menores o iguales al 10%.

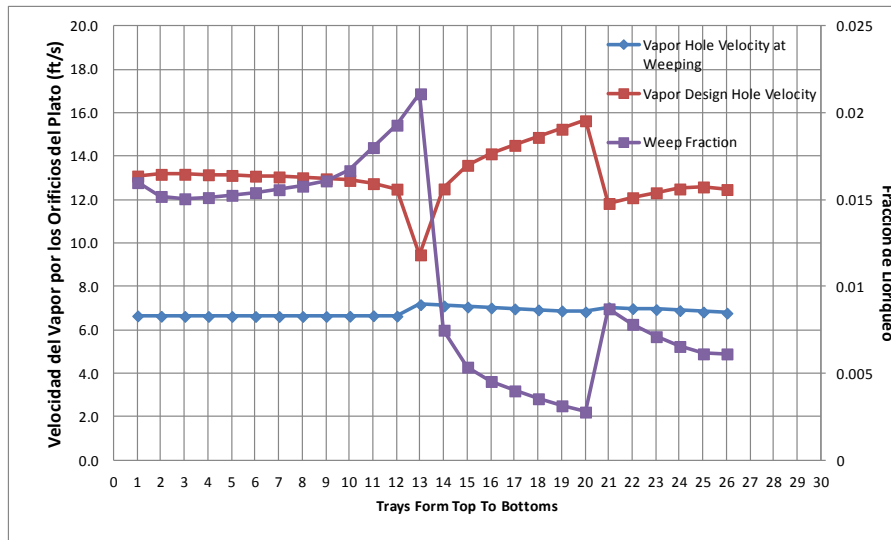
Figura 91. Balance de fuerza de los platos en la torre.



Fuente: Los autores.

La figura 92 muestra la fracción de lloriqueo calculada para los platos de la torre por el método de Lockett y Banik^{116 117} y Colwell y O'Bara¹¹⁸. También se muestra el análisis de la velocidad del vapor por los orificios en las condiciones de lloriqueo y condiciones de diseño.

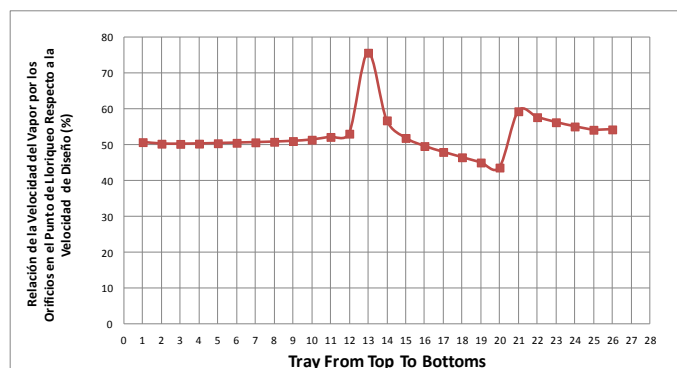
Figura 92. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre.



Fuente: Los autores.

La figura 93 muestra la relación entre velocidades de diseño y lloriqueo:

Figura 93. Capacidad de Turndown.



Fuente: Los autores.

¹¹⁶ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

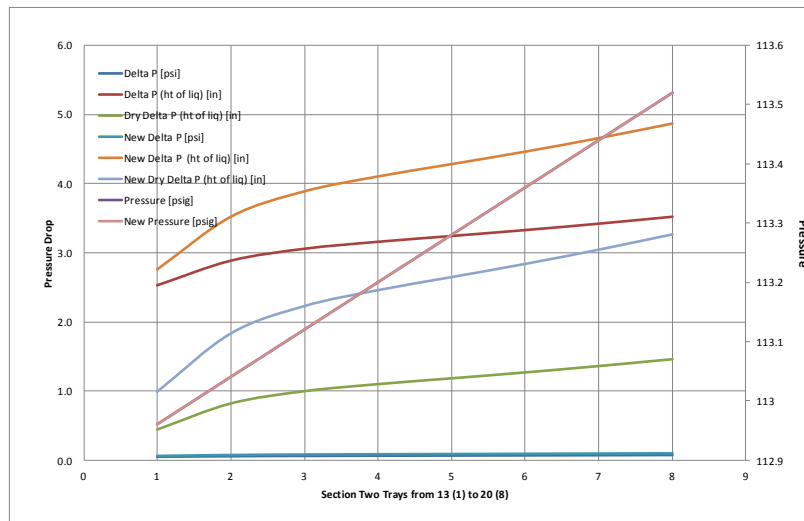
¹¹⁷ LOCKETT, M.J y Banik, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.

¹¹⁸ COLWELL C.J y O'BARA, J.T. Paper presented at AIChE annual meeting. April, 1989.

La relación de velocidades de vapor por los orificios de los platos en el punto de lloriqueo y punto de diseño para las nuevas condiciones muestra una mejor flexibilidad de operación; la velocidad del vapor en el punto de lloriqueo es menor a la velocidad del vapor en el punto de diseño en un valor del 75% aproximadamente. Los demás platos permitirían una relación de turndown entre el 40-60% aproximadamente. Esto significa mejor flexibilidad en la sección dos de la torre para permitir bajar carga.

La disminución en el área fraccional aumentó la caída de presión en la sección dos de la torre y en la figura 94 se muestra que se mantiene con valores inferiores a los permitidos de 5 in liq;

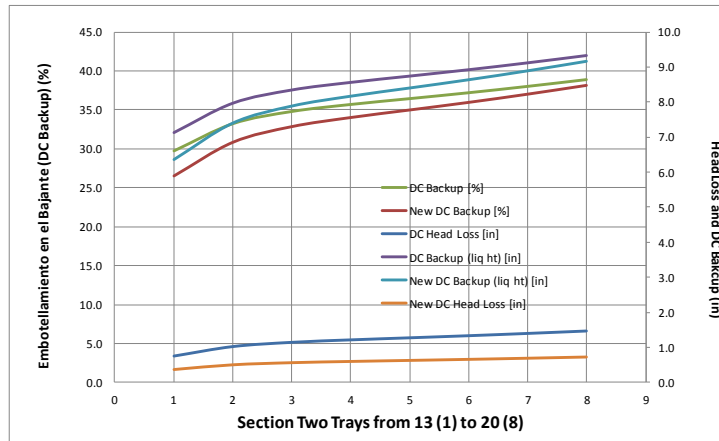
Figura 94. Aumento de la caída de presión en la sección dos de la torre.



Fuente: Los autores.

Debido al aumento en la caída de presión total en cada plato de la sección dos, el embotellamiento se afecta ya que es proporcional a la caída de presión total en la torre, ver figura 95.

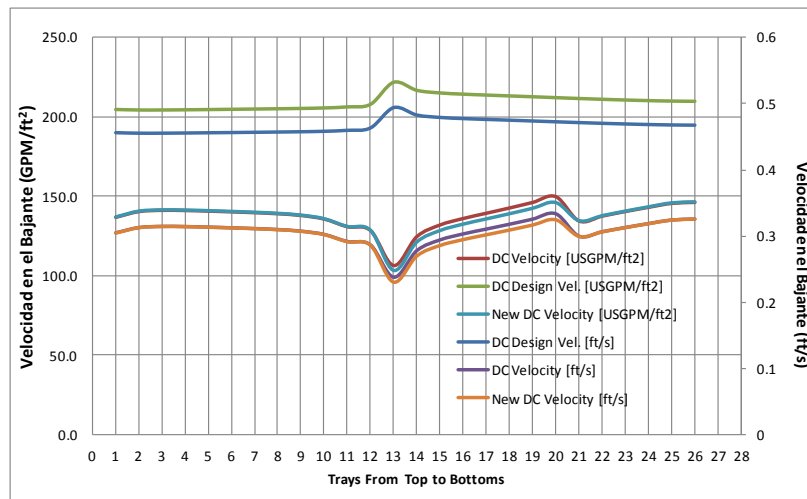
Figura 95. Aumento del embotellamiento en la sección dos de la torre.



Fuente: Los autores.

En la figura 95 se muestra que el embotellamiento del bajante se encuentra con valores inferiores al límite del 50%. En conclusión se tiene que mejoró la flexibilidad para el turndown de la torre dentro de los rangos permitidos de caída de presión y embotellamiento en el bajante. Con dos pasos en esta sección de la torre se disminuyeron las cargas en los bajantes dando una mejor flexibilidad en cargas como se muestra a continuación en la figura 96.

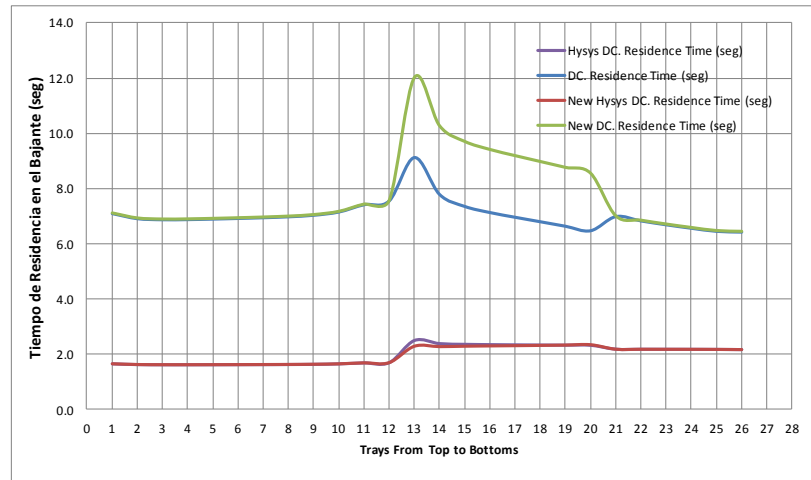
Figura 96. Velocidades en los bajantes.



Fuente: Los autores.

Los tiempos de residencia en el bajante aumentaron debido a que aumentó el área de los bajantes promedio, ver figura 97.

Figura 97. Tiempos de residencia en los bajantes.



Fuente: Los autores.

5.12.3 Simulación final de la torre

Con base a estos resultados, los siguientes cambios fueron realizados para obtener el diseño final de la torre:

- La sección uno tendrá un espaciamiento entre platos de 18 in, debido a que existe capacidad.
- Se aumentará el área de los bajantes para obtener una relación área bajante / área transversal del 10% y relación área bajante / área activa del 12%
- La sección dos tendrá dos pasos como se analizó anteriormente.
- La sección tres tendrá bajantes inclinados para aumentar el recorrido de flujo por el plato (FPL) para superar el rango de 16-18 in.

La tabla 21 muestra los resultados para las secciones de la torre comparando los resultados con las recomendaciones de diseño explicadas a lo largo de este documento:

Tabla 5. Resultados de dimensionamiento final de las secciones de la torre

Parámetros	Sección de la Torre			
	1	2	3	Recomendación de Diseño
Espaciamiento entre platos (in)	18	24	24	18 – 24 (común)
Diámetro (ft)	2	5	5	a. Menor a 3 ft (20 in espaciamiento entre platos)* b. Rango 3 – 10 ft (24 in espaciamiento entre platos)*
Área transversal (ft ²)	3.142	19.63	19.63	
Área activa (ft ²)	2.513	11.95	13.14	
Relación área activa / área transversal (%)	79.9	60.9	66.9	a. 65% para diámetros menores a 3 ft b. 70-74% para diámetros entre 3 – 7 ft.
Área de orificios (ft ²)	0.2533	0.8846	1.324	
Área fraccional de orificios (%)	10	7.4	10	a. 6-15% Comercial b. 10 Usual.
Área del bajante (ft ²)	0.3142	4.469**	3.872**	
Relación área superior del bajante / área inferior	1	2.3 SC*** 1.4 CS***	1.74 SC*** 1.5 CS***	1.5 – 2
Relación área bajante / área transversal (%)	10	8.6 SC*** 18.3 CS***	8.0 SC*** 15.9 CS***	5-10% mínimo para bajantes laterales
Relación área bajante / área activa (%)	12.5	14.1 SC*** 30.1 CS***	11.9 SC*** 23.8 CS***	11% mínimo respecto a bajantes laterales
Altura de la sección (ft)	18	16	12	

* Para sistemas limpios, el espaciamiento puede reducirse alrededor del 15% ^{119 120}

** Corresponde al área promedio entre el área de los bajantes laterales (2.355 ft² área superior y 1.022 ft² área inferior) y bajante central (4.227 ft² área superior y 2.977 ft² área inferior) para la sección dos. Para la sección tres, el área promedio entre el área de los bajantes laterales (1.997 ft² área superior y 1.149 ft² área inferior) y bajante central (3.75 ft² área superior y 2.5 ft² área inferior)

***SC: Un bajante lateral con áreas promedio, CS: Bajante central con áreas promedio

Fuente: Los autores

¹¹⁹ TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.

¹²⁰ BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería 2011.

La tabla 22 muestra los resultados para las secciones de la torre comparando los resultados con las recomendaciones de diseño explicadas a lo largo de este documento:

Tabla 6. Resultados hidráulicos de las secciones de la torre.

Parámetros	Sección de la Torre			
	1	2	3	Recomendación de Diseño
Máxima inundación (%)	76.39	69.08	71.94	80-85% máx.
Máxima inundación por embotellamiento en el bajante (%)	35.19	38.19	36.05	a. 40% para servicios con densidades de vapor superiores a 3 lb/ft ³ . b. 50 para densidades de vapor normales. c. 60% para densidades inferiores a 1 lb/ft ³
Máxima caída de presión por plato (psi)	0.063	0.098	0.067	0.07-0.15 psi para el rango entre presiones atmosféricas hasta 300 psi.
Caída de presión por sección (psi)	0.75	0.67	0.39	
Máxima carga en el vertedero (gpm / ft de longitud de vertedero de salida)	24.75	57.67	65.47	7 – 13 gpm/in (84 – 156 gpm/ft), siendo 10 gpm/in (120 gpm/ft) un valor conservador.

Fuente: Los autores.

La tabla 23 muestra los resultados para las secciones de la torre comparando los resultados con las recomendaciones de diseño explicadas a lo largo de este documento:

Tabla 7. Resultados detallados de las secciones de la torre.

Parámetros	Sección de la Torre			Recomendación de Diseño
	1	2	3	
Longitud superior del vertedero o bajante lateral (ft)	1.453	3.821	3.651	
Longitud inferior del vertedero o bajante lateral (ft)	1.453	3.00	3.108	
Longitud superior del vertedero o bajante central (ft)	-	5	5	
Longitud inferior del vertedero o bajante central (ft)		5	5	
Longitud total del vertedero (in)	17.44 (1.45 ft)	105.6 (8.8 ft)*	103.8 (8.65 ft)*	
Diámetro de la torre (ft)	2	5	5	
Relación longitud del vertedero / diámetro de la torre (%)	72.65	68% SC** 100% CS**.	67.6% SC** 100% CS**	a. 55- 80% para un paso. b. 50- 60 % para más de dos pasos. c. 70% relación típica. d. Mayor a 80% para +14% relación área bajante / área transversal. e. 65-70% para 6.9 – 8.8 % relación área bajante / área transversal. f. 99% para 20% relación área bajante / área transversal.
Ancho superior del bajante lateral (in)	3.756	10.65	9.5	
Ancho inferior del bajante lateral (in)	3.756	6	6.5	
Ancho superior del bajante central (in)	-	10.14	9.0	
Ancho inferior del bajante central (in)	-	7.144	6	
Relación ancho del vertedero / diámetro de la torre (%)	15.65	13.875 SC 14.4 CS	13.3 SC 12.5 CS	a. 10-15% para 5 – 10% relación área bajante / área transversal. b. 20-25% para 15 – 20 % relación área bajante / área transversal. c. 15-20% para 20 – 25% relación área bajante / área transversal.
Altura del vertedero (in)	2	2	2	a. 1.5 in para espaciamiento entre platos de 12 in.

Parámetros	Sección de la Torre			Recomendación de Diseño
	1	2	3	
				b. 2 in para espaciamento entre platos de 12 – 24 in. c. 2.5 in para espaciamento entre platos mayor a 24 in. d. 2 – 4in valores normalmente encontrados.
Holgura del bajante (in)	1.5	2	1.5	a. 0.5 in menor que la altura del vertedero b. Debe mantener el sello hidráulico entre el bajante y el piso del plato y al mismo tiempo evitar el embotellamiento en el bajante. c. No exceder la caída de presión 1 -1.5 in liq. d. No exceder la velocidad de líquido en el bajante 1 – 1.5 ft/s e. Mínimo 0.5 in para para operaciones atmosféricas, 0.2 in para operaciones a vacío y 2 in para sistemas a alta presión
Longitud del flujo (in)	16.5	18.9	19	Evitar valores inferiores al rango 16-18 in.

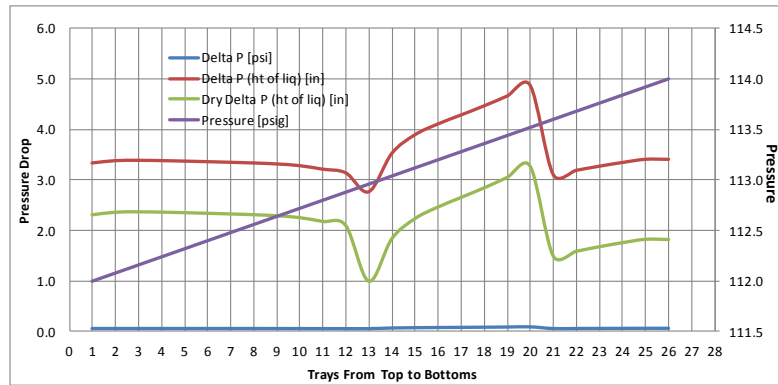
* Corresponde a la longitud total del vertedero para esta sección que corresponde a la suma de longitudes del vertedero central y lateral.

**Tomando el promedio de longitudes superiores e inferiores.

Fuente:Los autores.

La figura 98 muestra los resultados de presión en los diferentes platos de la torre:

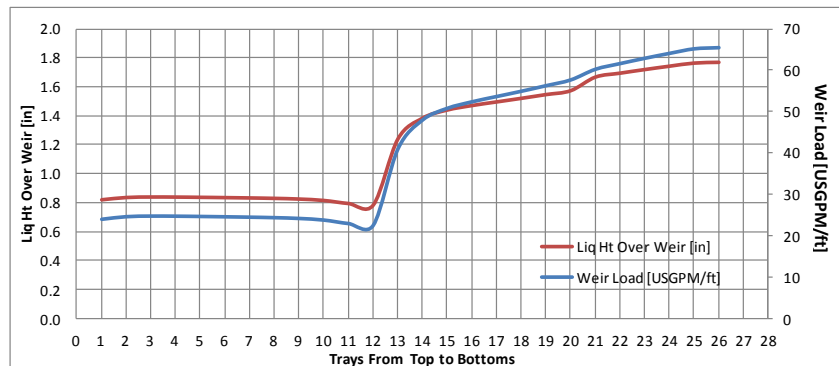
Figura 98. Perfil de presión de la torre.



Fuente: Los autores.

La figura 99 muestra la altura de líquido claro sobre el vertedero y carga de líquido por longitud de vertedero de salida, las cuales se relacionan proporcionalmente:

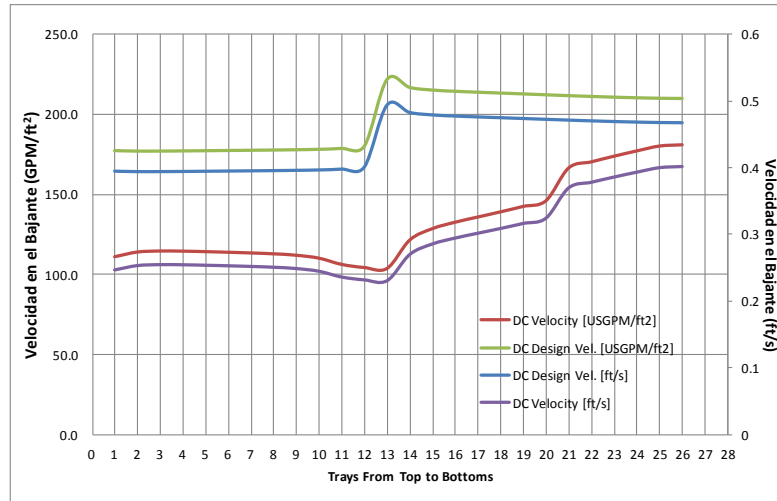
Figura 99. Altura del líquido y carga del vertedero en la torre.



Fuente: Los autores.

La figura 100 muestra las velocidades de diseño y velocidades calculadas en los bajantes de la torre:

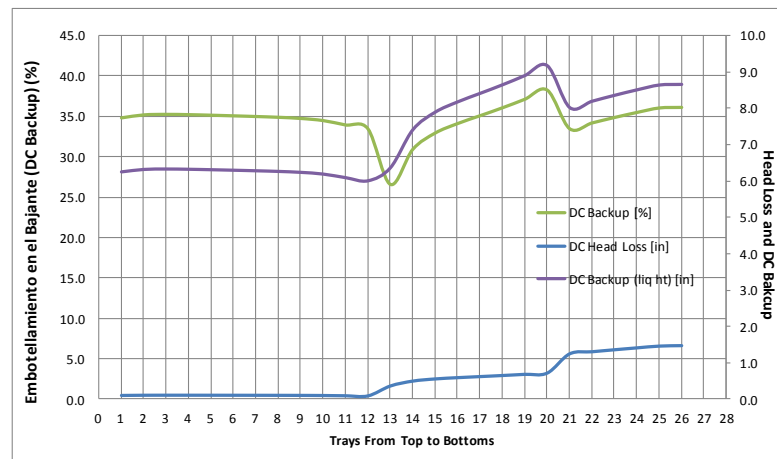
Figura 100. Velocidades en los bajantes de la torre.



Fuente: Los autores.

La figura 101 muestra los resultados de embotellamiento en el bajante a través de la torre.

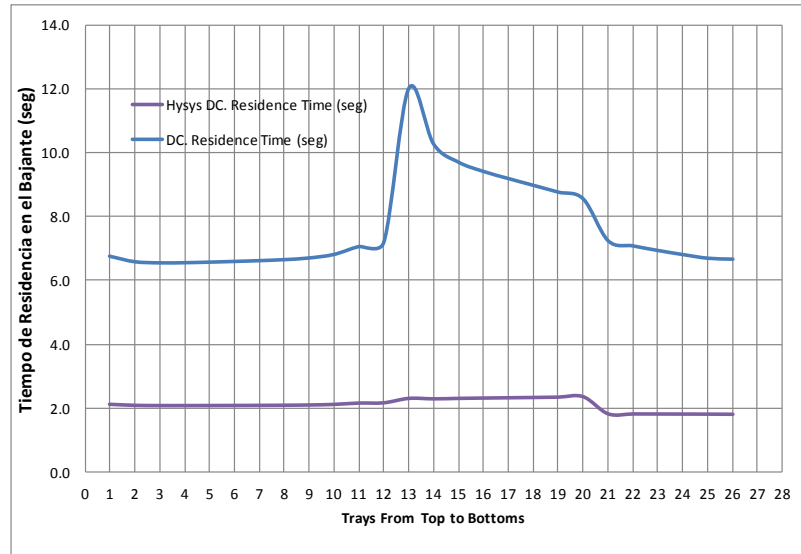
Figura 101. Embotellamiento en los bajantes de la torre.



Fuente: Los autores.

La figura 102 muestra los tiempos de residencia calculados por el simulador y los tiempos de residencia calculados por la geometría del bajante, espaciamiento entre platos, altura del vertedero y flujo de líquido en los bajantes de cada etapa de la torre:

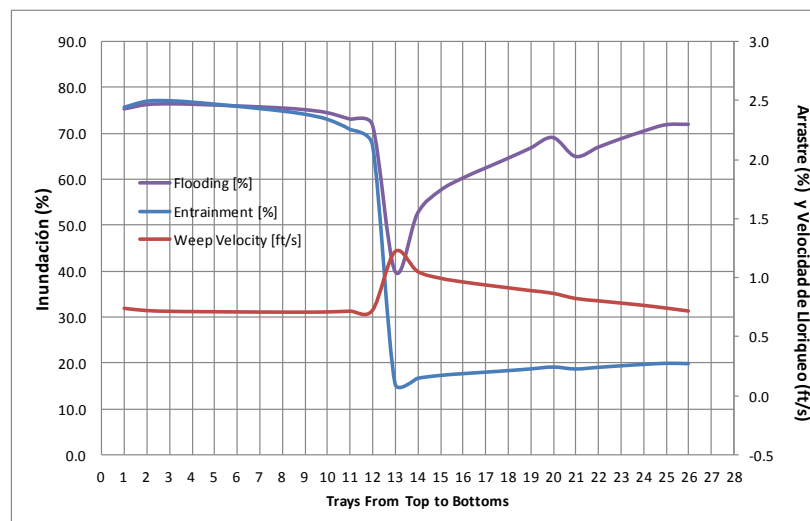
Figura 102. Tiempo de residencia en los bajantes de la torre.



Fuente: Los autores.

La figura 103 muestra los resultados de los parámetros de inundación, arrastre y lloriqueo en los platos de la torre:

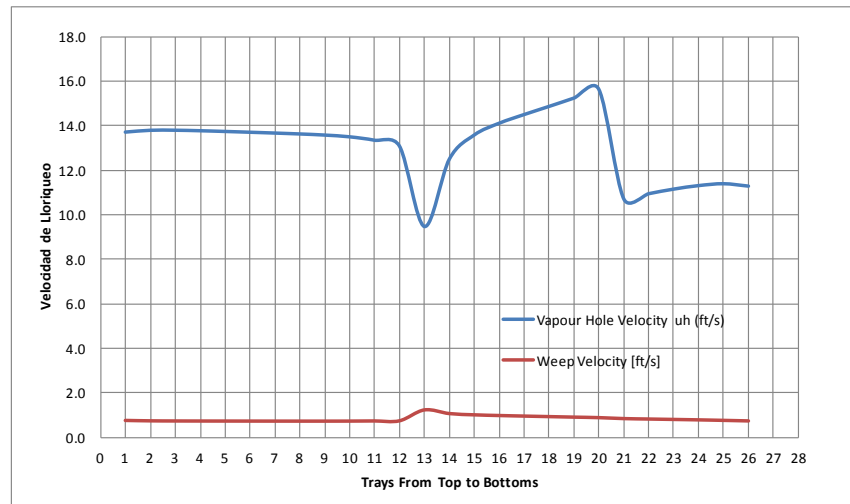
Figura 103. Inundación, arrastre y lloriqueo en la torre



Fuente: Los autores.

La figura 104 muestra la comparación entre la velocidad en el punto de lloriqueo calculada por el simulador y la velocidad del vapor por los orificios de los platos en el punto de diseño, donde se puede concluir que aparentemente no existe lloriqueo en el punto de diseño ya que la velocidad del vapor es mayor.

Figura 104. Velocidad del vapor por los orificios en punto de diseño y punto de lloriqueo

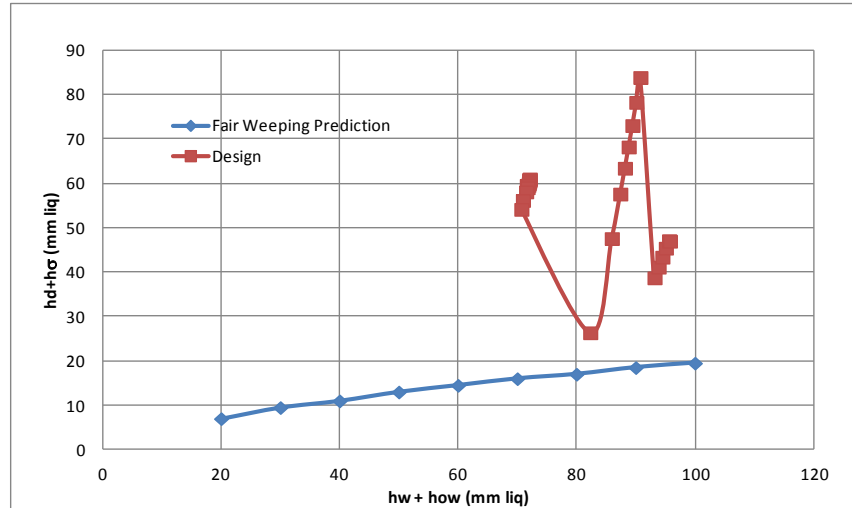


Fuente: Los autores.

El lloriqueo en los platos se evaluó alternativamente por el método de Fair por el balanceo de fuerzas en el plato. La siguiente figura muestra el balance de fuerzas para cada plato de la torre y la comparación con la curva de Fair¹²¹, para el punto de lloriqueo con áreas fraccionales de orificios respecto al área activa del 10%:

¹²¹ FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).

Figura 105. Balances de fuerzas en los platos de la torre.



Fuente: Los autores.

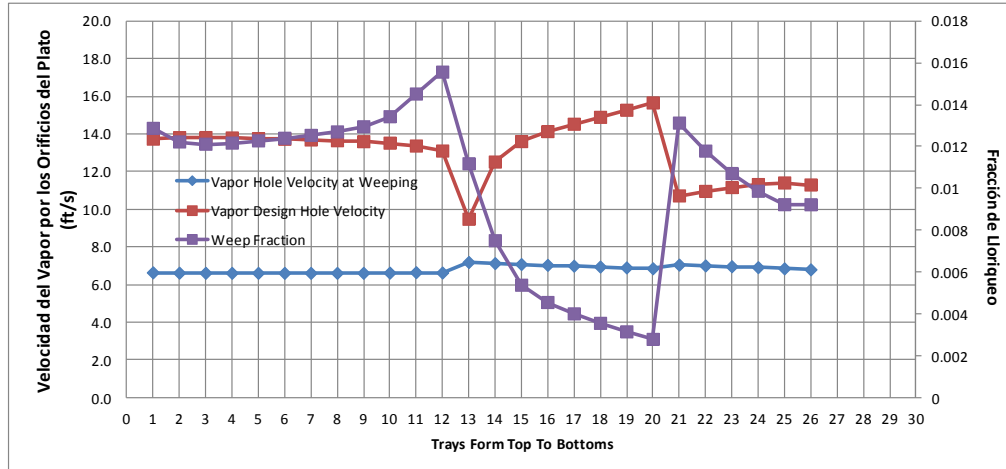
Otro parámetro para evaluar la tendencia al lloriqueo es la fracción de lloriqueo permitida por diseño, la cual es 0.1 flujo de lloriqueo respecto al flujo por el plato. La siguiente figura muestra la fracción calculada para los platos de la torre por el método de Lockett y Banik^{122 123} y Colwell y O'Bara¹²⁴. En la figura 106 también se muestra el análisis de la velocidad del vapor por los orificios en las condiciones de lloriqueo y condiciones de diseño:

¹²² KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

¹²³ LOCKETT, M.J y Banik, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.

¹²⁴ COLWELL C.J y O'BARA, J.T. Paper presented at AIChE annual meeting. April, 1989.

Figura 106. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre.



Fuente: Los autores.

En este caso la velocidad del vapor por los orificios en el punto de lloriqueo se calcula por la correlación de Fair con la caída de presión en seco del vapor en el punto de lloriqueo. La figura 107 muestra la relación entre velocidades de diseño y lloriqueo.

Figura 107. Capacidad de Turndown.

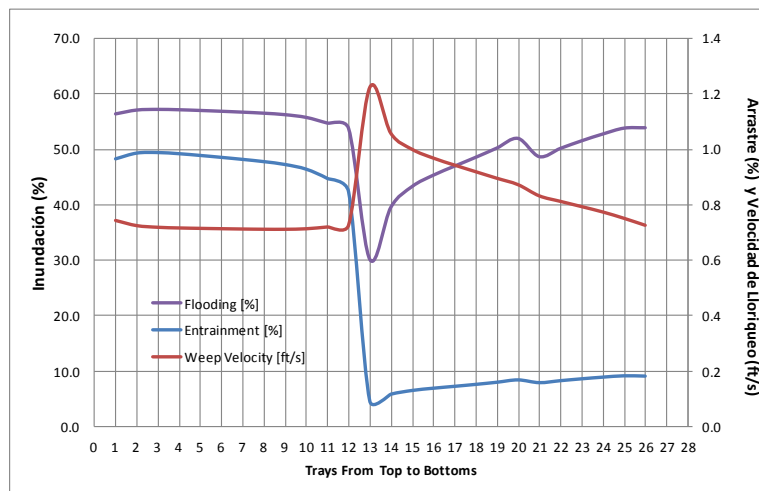


Fuente: Los autores.

6 TURNDOWN

Según los resultados anteriores se estima que se puede tener un turndown del 75% aproximadamente por limitaciones en la sección de alimentación. La figura 108 muestra los resultados de los parámetros de inundación, arrastre y lloriqueo en los platos de la torre:

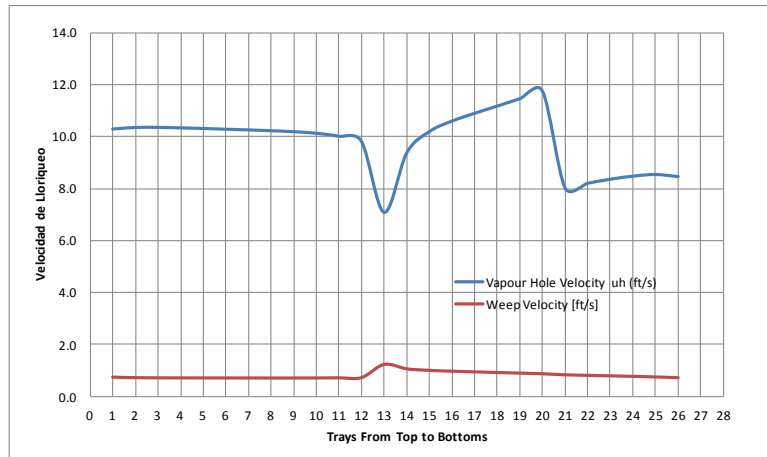
Figura 108. Inundación, arrastre y lloriqueo en la torre.



Fuente : Los autores.

La figura 109 muestra la comparación entre la velocidad en el punto de lloriqueo calculada por el simulador y la velocidad del vapor por los orificios de los platos en el punto de diseño, donde se puede concluir que aparentemente no existe lloriqueo en el punto de diseño ya que la velocidad del vapor es mayor.

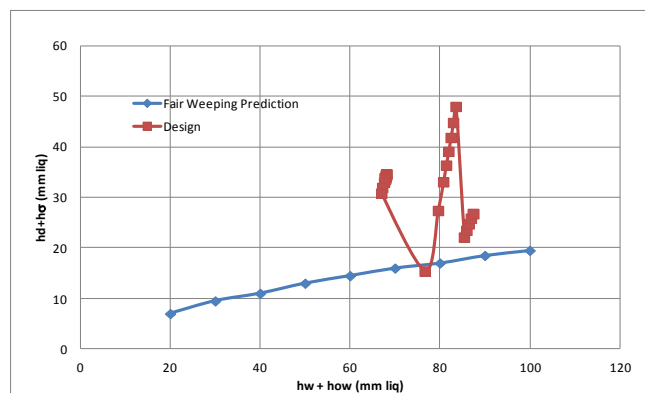
Figura 109. Velocidad del Vapor por los Orificios en Punto de Diseño y Punto de Lloriqueo



Fuente: Los autores.

El lloriqueo en los platos se evaluó alternativamente por el método de Fair por el balanceo de fuerzas en el plato. La figura 110 muestra el balance de fuerzas para cada plato de la torre y la comparación con la curva de Fair¹²⁵ para el punto de lloriqueo con áreas fraccionales de orificios respecto al área activa del 10%:

Figura 110. Balance de fuerzas en los platos de la torre.

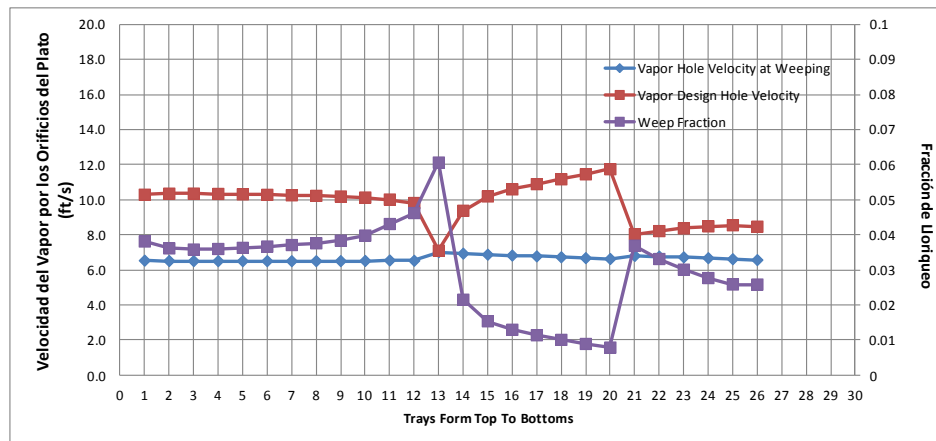


Fuente: Los autores.

¹²⁵ FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).

Otro parámetro para evaluar la tendencia al lloriqueo es la fracción de lloriqueo permitida por diseño, la cual es 0.1 flujo de lloriqueo respecto al flujo por el plato. La siguiente figura muestra la fracción calculada para los platos de la torre por el método de Lockett y Banik^{126 127} y Colwell y O'Bara¹²⁸. En la figura 11 también se muestra el análisis de la velocidad del vapor por los orificios en las condiciones de lloriqueo y condiciones de diseño:

Figura 111. Fracción de lloriqueo en los platos de la torre



Fuente: Los autores.

En este caso la velocidad del vapor por los orificios en el punto de lloriqueo se calcula por la correlación de Fair con la caída de presión en seco del vapor en el punto de lloriqueo.

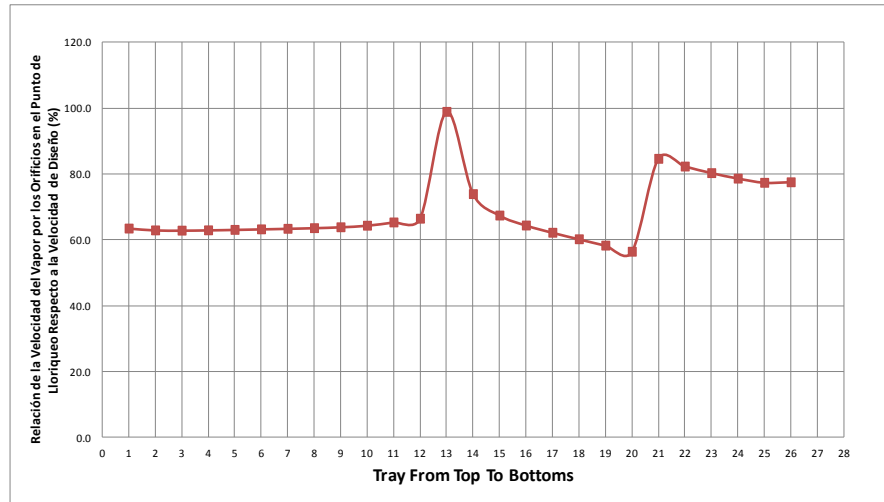
La figura 112 muestra la relación entre velocidades de diseño y lloriqueo:

¹²⁶ KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.

¹²⁷ LOCKETT, M.J y Banik, S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.

¹²⁸ COLWELL C.J y O'BARA, J.T. Paper presented at AIChE annual meeting. April, 1989.

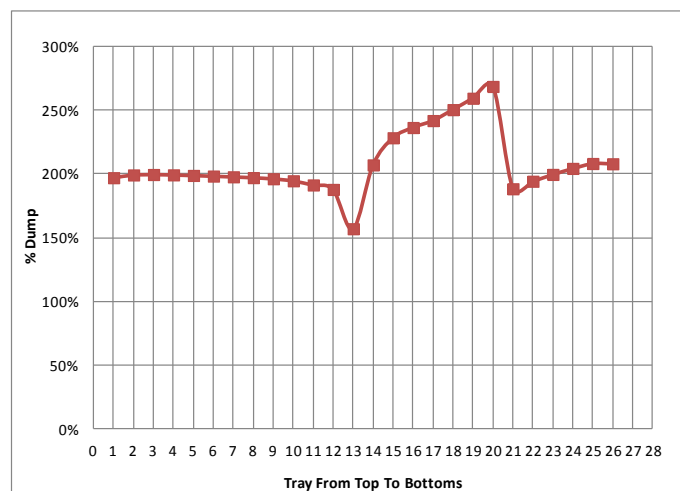
Figura 112. Flexibilidad de Turndown



Fuente: Los autores.

En la figura 113 se observa que no existe punto de pérdida de sello ya que todos los platos tienen un factor de velocidad del vapor por los orificios de los platos mayor al factor para el 100% de lloriqueo.

Figura 113. Pérdida de sello en los platos.



Fuente: Los autores.

Si el objetivo es lograr un mayor turndown, es posible modificar la configuración de la sección dos y tres para aumentar el flujo de vapor y tener una mejor flexibilidad para aumentar el turndown. La alternativa consiste en aumentar el paso entre orificios para disminuir el área de los orificios y área fraccional para aumentar la velocidad del vapor y alejarse del lloriqueo evitando baja eficiencia. Sin embargo, en la sección dos de la torre existen limitaciones por caída de presión que están al límite.

Los platos cercanos a la carga presentan baja caída de presión y velocidad del gas, mientras que los demás platos tienden a tener mayor caída de presión, llevando al límite de diseño. Es posible que los platos cercanos a la carga tengan mayor velocidad del vapor sin exceder la caída de presión, por medio de reducción aún más de los diámetros de los orificios. Por esta razón, los dos platos inmediatos a la sección de la alimentación, tendrán más reducción en el área de los orificios y área fraccional.

Las siguientes bases de diseño se plantean para los platos inmediatos a la carga de la sección dos de la torre:

- Número de pasos: Dos
- Paso de los orificios: 1.00 in
- Diámetro de los orificios: 0.25 in
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio: 4
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio recomendadas: 2-4
- Área fraccional: 5.67%
- Relación área del bajante lateral a área transversal: 12%
- Relación área del bajante lateral a área transversal recomendada: 10% mínimo.
- Ancho superior del bajante lateral: 10.65 in.
- Ancho inferior del bajante lateral: 6 in
- Ancho superior del bajante central: 10.14 in
- Ancho inferior del bajante central: 7.144 in
- FPL: 18.8 in
- FPL de diseño: 16 -18 in mínimo
- Espaciamiento entre platos: 18 in

Las siguientes bases de diseño se plantean para los demás platos de la sección dos de la torre:

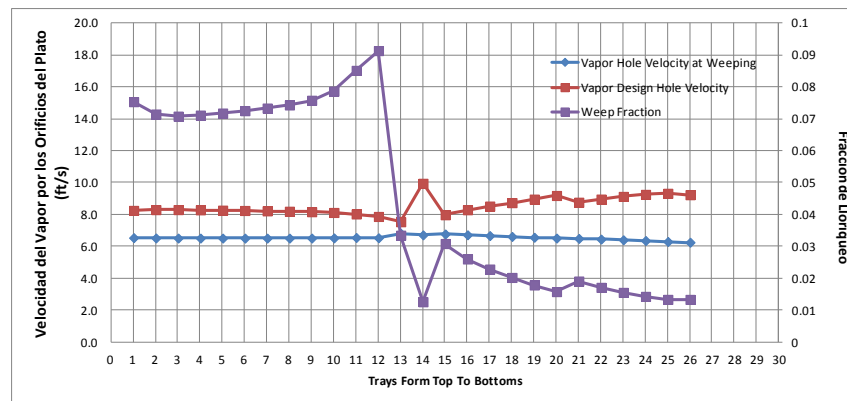
- Número de pasos: Dos
- Paso de los orificios: 0.875 in
- Diámetro de los orificios: 0.25 in
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio: 3.5
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio recomendadas: 2-4
- Área fraccional:7.4%

Las siguientes bases de diseño se plantean para los platos de la sección tres de la torre:

- Número de pasos: Dos
- Paso de los orificios: 0.875 in
- Diámetro de los orificios: 0.25 in
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio: 3.5
- Relación entre el paso respecto al diámetro del orificio recomendadas: 2-4
- Área fraccional:7.4%

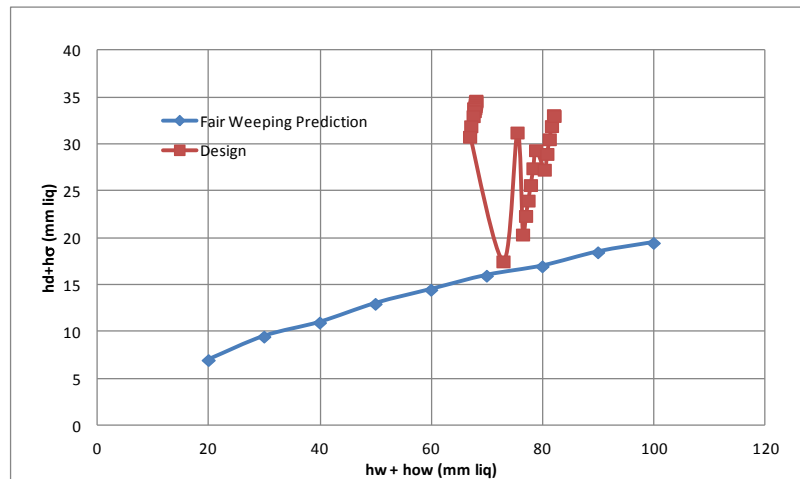
La figura 114 muestra la flexibilidad para un turndown del 60% con base la configuración propuesta:

Figura 114.Flexibilidad de Turndown del 60% para la nueva configuración



Fuente: Los autores.

Figura 115. Balance de fuerzas para Turndown del 60% en la nueva configuración



Fuente: Los autores.

El anterior diseño puede ser adecuado en caso que se requiera reducir la carga hasta un 60%. El aumento en la velocidad del vapor en las secciones con altas cargas de líquido y vapor, mediante el aumento del paso de orificios para reducir el área fraccional, favoreció la flexibilidad para la operación a bajas cargas evitando un excesivo lloriqueo en los platos.

7 CONCLUSIONES

Las siguientes conclusiones se tienen como resultados de los análisis realizados sobre los resultados de las simulaciones:

- Al reducir el área fraccional en la sección de carga con el objetivo de aumentar la velocidad del vapor y caída de presión en seco para evitar el lloriqueo, se logró evitar el lloriqueo en esta sección con un *turndown* cercano al 70%. Sin embargo, aumentó la caída de presión y el embotellamiento en el bajante.
- Aumentando el área fraccional y seleccionando dos pasos en la sección de alimentación para disminuir la pérdida de presión húmeda, buscando aumentar la caída de presión en seco sin salirse de la especificación de caída de presión total permitida. Para este caso se obtuvieron especificaciones hidráulicas adecuadas con un *turndown* del 70-75%.
- Si existe capacidad de inundación disponible, disminuir el espaciamiento entre platos permite reducir la altura total de la torre sin afectar el *turndown*.
- Se observó que existen limitaciones hidráulicas de lloriqueo, caída de presión y embotellamiento en el bajante especialmente los platos inferiores cercanos a la zona de carga, lo que no permite disminuir el lloriqueo reduciendo el área fraccional de esta sección.
- Haciendo una nueva sección con los platos con restricciones hidráulicas (inferiores a la zona de alimentación), permitió disminuir el área fraccional manteniendo una configuración de dos pasos para atacar los problemas sobre estos platos sin afectar a los demás. Este cambio permitió mayor flexibilidad de *turndown*, permitiendo llevar la torre al rango de 50%.
- Se observaron diferencias entre cálculos del simulador HYSYS y los cálculos a mano, así como con el Software *KG Tower* (caídas de presión, embotellamiento en el bajante e inundación). Por ejemplo, mientras los cálculos manuales y el software *KG Tower* evidenciaron problemas hidráulicos en la sección de carga, HYSYS no reportó ningún problema de lloriqueo en esta sección. Adicionalmente, se comprobó que las correlaciones usadas por el simulador HYSYS para algunos parámetros hidráulicos difieren a lo reportado por la literatura y otros simuladores.

8 BIBLIOGRAFÍA

1. ASPEN TECHNOLOGY INC. Customization Guide. Burlington, 2011.
2. BERNAL, D., CASTELLANOS, O., BEJARANO, P., RODRIGUEZ, G. Análisis y Diseño de Columnas de Platos. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá. Facultad de Ingeniería, 2011.
3. BILLET, R. Distillation Engineering. Chemical Publishing Co. 1979 .
4. BOLLES, W.L. Distillation Theory and Practice Intensive Course. University of New South Wales and University of Sydney. August 9-11, 1977.
5. COLWELL C.J y O'BARA, J.T. Estimate Sieve Tray Efficiency in the Weeping Region. En: AIChE annual meeting. April, 1989.
6. CHASE J.D. Sieve-Tray design-Part I. Chemical Engineering, Julio 1967.
7. CHASE J.D. Sieve-Tray design-Part II. Chemical Engineering, Agosto, 1967.
8. DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and Separation Process. Prentice Hall, 2007.
9. FAIR, J.R. Petro/Chem. Eng., 33,211-218 (Sept. 1961).
10. FRANK, O. Chemical Engineering, 111-128.1977
11. GLITSCH INC. Ballast Tray Design Manual. Bulletin 4900 Dallas, Texas, 4th Edition. 1974.
12. GPSA. Engineering Data Book. Tulsa, Oklahoma. 12th Edition, Section 19. 2004
13. HSEI, C.L y McNULTY K.J. Paper presented at AIChE annual meeting. November 2-7, 1986.
14. JERONIMO, M.A y SAWITOWSKI, H. Trans. Inst.Chem.Engrs. London 51, p265. 1973.
15. KG Tower 5.1, User Help Guide.
16. KISTER, H. Distillation Design. Alhambra, California: Mc Graw Hill, 1992.
17. KISTER, H. Distillation Operation. Alhambra, California, Mc Graw Hill, Inc, 1990.
18. KOCH ENGINEERING CO, INC. Design Manual – Flexitray. Bulletin 960-1. Kansas, 1982. NUTTER ENGINEERING. Float Valve Design Manual. Tulsa, Oklahoma, 1976.
19. LOCKETT M.J., Banik S. Ind.Eng.Echm.Proc.Des. Dev.25, pag 561, 1986.
20. LOCKETT M.J. Distillation Tray Fundamentals. Cambridge University Press. London 1986.
21. LOCKETT M.J., GHARANI A.W. I. Chem. E. Symp. Ser. 56, p 2,3/43. The Institution of Chemical Engineers UK, 1979.
22. LOCKETT M.J. Distillation Tray Fundamentals. Cambridge University Press. Cambridge, England, 1986.
23. MADOX, R.N. Process Engineer's Absorption Pocket Handbook. Gulf Publishing, Houston 1985.

24. NUTTER ENGINEERING. Float Valve Design Manual. Tulsa, Oklahoma, 1976.
25. SEADER, J.D y HENLEY E. Separation Process Principles. New Jersey: Jhon Wiley & Sons Inc. Second Edition, 2006.
- Smith, B. Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw Hill. 1963.
26. SMITH, R.B, DRESSER, OHLSWAGER, H. Hydrocarbon Processing and Petroleum Refining.1963.
27. TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. México: Mc Graw Hill, Inc, 1996.
28. VAN WINKLE, M. Distillation. McGraw Hill. 1967.