



TÍTULO DEL TRABAJO DE GRADO
SIMULACIÓN DE UN BANCO DE PRUEBAS DE TRASFERENCIA DE CALOR A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS.

AUTORES

LUIS ALBERTO LANDINEZ BARRERA
DAVID FELIPE VARGAS BENITEZ
JULIO CESAR SANDOVAL REYES

UNIDADES TECNOLÓGICAS DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES E INGENIERÍA
PROGRAMA INGENIERIA ELECTROMECHANICA
BARRANCABERMEJA

Fecha de Presentación: (25-08-2018)



TÍTULO DEL TRABAJO DE GRADO
**SIMULACIÓN DE UN BANCO DE PRUEBAS DE TRASFERENCIA DE CALOR A
TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS.**

AUTORES

LUIS ALBERTO LANDINEZ BARRERA
DAVID FELIPE VARGAS BENITEZ
JULIO CESAR SANDOVAL REYES

**Trabajo de Grado para optar al título de
INGENIERO ELECTROMECHANICO**

DIRECTOR

LEIDYS RODRIGUEZ CASTRO

Proyecto de investigación- DIANOIA

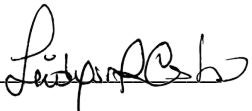
UNIDADES TECNOLÓGICAS DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES E INGENIERÍA
PROGRAMA INGENIERIA ELECTROMECHANICA
BARRANCABERMEJA

Fecha de Presentación: (25-08-2018)

Nota de Aceptación

Trabajo de grado titulado: simulación de un
banco de pruebas de transferencia de calor a
través del software ASPEN HYSYS.

Presentado por: LUIS ALBERTO LANDINEZ
BARRERA, DAVID FELIPE VARGAS
BENITEZ Y JULIO CESAR SANDOVAL
REYES, Para optar el título de INGENIERO
ELECTROMECAÁNICO



Firma del jurado

Firma del Jurado

DEDICATORIA

Ofrecer mi gratitud, al Dios todopoderoso, por acompañarme en el proceso arduo de mi carrera, y también a mi familia que siempre me ha apoyado, dándome ánimos y aconsejándome, para luchar y seguir creciendo profesionalmente, afrontando los obstáculos que hay en el camino, y deseo dedicarle este proyecto a aquellos que con alegría llevo en mi corazón.

LUIS ALBERTO LANDINEZ BARRERA

Primeramente, darle gracias a Dios por sus incontables bendiciones, y a mi familia que siempre me apoya, de manera que puedo seguir adelante con mis estudios y avanzar profesionalmente, estoy muy agradecido con la institución por brindarme la oportunidad de alcanzar este proyecto que tanto anhelaba, y sin olvidar a mis amigos, a quienes también dedico este trabajo.

DAVID FELIPE VARGAS BENITEZ

Este proyecto lo dedico a mis Padres, por el apoyo continuo que me han dado y que ha hecho posible que logre culminar con mi carrera profesional. A Dios por concederme la vida y las oportunidades de conocimiento y progreso. A mis amigos que me motivaron para seguir adelante, también lo dedico a las generaciones futuras que se beneficiaran de esta investigación, para que tengan una base sólida en la cual puedan respaldarse. A mi director de proyecto por su asesoría y dirección en colaboración con mis lectores y sinodales.

JULIO CESAR SANDOVAL REYES

AGRADECIMIENTOS

Primordialmente, agradecemos a Dios por acompañarnos en todo momento y bendecirnos, para tener fuerzas y ánimos de continuar nos nuestro crecimiento como personas y profesionalmente. Con el fin de culminar con éxitos el largo camino que comprende los estudios realizados, y los que faltan por realizar, esto no sería posible sin el apoyo de nuestras familias y amigos, que dieron de su parte para alcanzar esta meta. Con su ayuda y consejos, nos permitieron seguir adelante a pesar de los retos que se presentaron en el proceso de nuestro estudio universitario.

Mil gracias a las Unidades Tecnológicas de Santander sede Barrancabermeja, por brindarnos la oportunidad de darnos las herramientas necesarias para formarnos como profesionales y enfrentar las exigencias del campo laboral. Por último, y no menos importante, a la Ing. LEIDYS MARLEYN RODRIGUEZ CASTRO por su paciencia y sabiduría, al guiarnos en el proceso de este trabajo, además de ser un gran docente y apoyarnos en el tiempo que duró nuestra carrera.

CONTENIDO

	pág.
RESUMEN EJECUTIVO	15
INTRODUCCIÓN	17
1. DESCRIPCIÓN DEL TRABAJO DE INVESTIGACIÓN	19
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	19
1.2. JUSTIFICACIÓN	20
1.3. OBJETIVOS	21
1.3.1. Objetivo general	21
1.3.2. Objetivos específicos	21
1.4. ESTADO DEL ARTE / ANTECEDENTES	22
2. MARCOS REFERENCIALES	28
2.1. MARCO TEÓRICO	28
2.2. MARCO CONCEPTUAL	36
2.2.1. Simuladores de procesos comerciales	36
2.2.2. Simulación	36
2.2.3. Calor	37
2.2.4. Transferencia de calor	37
2.2.5. La transferencia de calor de un lugar u objeto a otro ocurre de tres formas diferentes: mediante conducción, convección y radiación	38
2.2.6. Sistemas cerrados	40
2.2.7. Sistemas abiertos	40
2.3. MARCO HISTÓRICO	42
2.4. MARCO LEGAL	44

2.4.1. Sistemas de calentamiento solar doméstico de agua (transferencia de calor de un líquido a otro)	44
2.5. MARCO AMBIENTAL	46
2.5.1. Guía técnica colombiana GTC – 104, Gestión del riesgo ambiental, principios y procesos.....	46
2.5.2. Ley 99 de 1993, Ley del medio ambiente	48
3. DESARROLLO DEL TRABAJO DE GRADO	51
3.1. SIMULAR DETALLADAMENTE EL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBO Y CORAZA, DETERMINANDO EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN DE FLUJO INTERNO Y EXTERNO, Y EL ESPESOR DE AISLAMIENTO TÉRMICO.....	51
3.1.1. Identificar procesos de conducción, convección y radiación para la ejecución de actividades complejas.	52
3.1.2. Propiedades físicas mecánicas para los componentes del intercambiador de calor de tubos y coraza.	63
3.1.3. Datos del diseño mecánico para el intercambiador de calor de casco y tubos	65
3.1.4. Diseño térmico.....	70
3.1.5. Efectuar cálculos analíticos con base a problemas de transferencia de calor en sistemas cerrados.	72
3.1.6. Simular en el software ASPEN HYSYS el intercambiador de calor de tubo y coraza.	80
3.2. ESTIMAR LOS COSTOS DE CONSTRUCCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR A TRAVÉS DEL SIMULADOR CON EXTENSIÓN ASPEN CAPITAL COST ESTIMATOR.	89

3.3. ELABORAR LOS MANUALES BÁSICOS PARA EL ESTUDIO Y USO DE LA HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN, PARA QUE SIRVAN COMO APOYO A LAS ASIGNATURAS DE TERMODINÁMICA Y TRANSFERENCIA DE CALOR.....	92
4. RESULTADOS.....	104
5. CONCLUSIONES	109
6. RECOMENDACIONES	110
7. BIBLIOGRAFÍA	111
ANEXOS	115

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Flujo contracorriente y paralelo	34
Figura 2. Numero de Nusselt.....	58
Figura 3. Factor de corrección.....	60
Figura 4. Bomba C Y T.....	81
Figura 5. Corrientes de energía.....	82
Figura 6. TK – 001 y TK - 002	83
Figura 7. Intercambiador de calor de tubo y coraza	84
Figura 8. Condensadora.....	85
Figura 9. Calentador.....	86
Figura 10. Composición.....	87
Figura 11. Simulación sistema intercambiador de calor	88
Figura 12. Abriendo Aspen HYSYS.....	92
Figura 13. Entorno inicial Aspen HYSYS.....	93
Figura 14. Menú principal	94
Figura 15. Algoritmo para simular en Aspen HYSYS	94
Figura 16. Creación de un caso en Aspen HYSYS	95
Figura 17. Selección de componentes.	96
Figura 18. Entorno para agregar componentes	96
Figura 19. Selección del paquete termodinámico.....	97
Figura 20. Entorno para la selección de paquete termodinámico.....	98
Figura 21. Modelo según tipo de mezcla	99
Figura 22. PFD.....	100
Figura 23. Condiciones de corriente.....	101
Figura 24. Condiciones de operación en equipos	102
Figura 25. Generación de reportes.....	103

R-DC-95

Simulación de un banco de pruebas de transferencia de calor a través del software ASPEN HYSYS

VERSIÓN: 01

Figura 26. Selección del modelo NRTL.....	104
Figura 27. Corriente de materiales	108

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Propiedades físicas y mecánicas del acrílico y el vidrio.	63
Tabla 2. Propiedades físicas y mecánicas del cobre y el aluminio.	64
Tabla 3. Propiedades mecánicas y físicas del acero al carbono y el acero inoxidable.	65
Tabla 4. Datos de la coraza.	65
Tabla 5. Datos para el arreglo de tubos.	66
Tabla 6. Selección de datos para las barras de soporte.	66
Tabla 7. Datos de las mamparas.	67
Tabla 8. Dimensiones de las barras de soporte	67
Tabla 9. Datos de los espejos.	68
Tabla 10. Continuación cuadro de propiedades para cabezales.	68
Tabla 11. Propiedades para cabezales	69
Tabla 12. Propiedades de temperatura	70
Tabla 13. Propiedades y constantes del fluido de la coraza y los tubos	71
Tabla 14. EQUIPOS	89
Tabla 15. Generalidades del proyecto.	90
Tabla 16. Tiempos de ejecución.	90
Tabla 17. Datos de inversión.	91
Tabla 18. Recursos utilizados	91
Tabla 19. Descripción de resultados	105
Tabla 20. Dimensiones de tubos	106
Tabla 21. Características de mamparas.	107
Tabla 22. Parámetros de coraza	107
Tabla 23. Parámetros de proceso	107

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo 1. Condensadora.....	115
Anexo 2. Continuación cuadro Condensadora	116
Anexo 3. Continuación condensadora.....	117
Anexo 4. Intercambiador de tubo y coraza	120
Anexo 5. Línea ATK - 001	123
Anexo 6. Línea A TK-002	125
Anexo 7. Línea de descarga agua fría.....	127
Anexo 8. Línea descarga tubo.....	128
Anexo 9. Línea de salida de agua caliente.....	130
Anexo 10. Línea de salida de Coraza	132
Anexo 11. Línea de succión agua fría	134
Anexo 12. Línea de succión de tubos	135
Anexo 13. Tk - 001	137
Anexo 14. Tk - 002	139
Anexo 15. Bomba C	141
Anexo 16. Bomba C	143
Anexo 17. Bomba T.....	143
Anexo 18. Q- Calor TK - 001	145
Anexo 19. Bomba C	146
Anexo 20. Guías prácticas	149
Anexo 21. Guía práctica 02.....	152
Anexo 22. Guía práctica 03.....	156

RESUMEN EJECUTIVO

Por muchos años, el estudio de diversos campos de la ingeniería enfocados a evaluar el comportamiento de transferencia de calor se ha convertido en un aspecto altamente relevante, por lo que el surgimiento de nuevos métodos analíticos y sistemas computacionales que faciliten la realización de problemas complejos en el área de producción y conversión de energía ha incrementado vertiginosamente.

Es por esto, que la viabilidad de emplear sistemas computacionales y metodologías estratégicas es altamente factible. Por lo que se establece la estructuración de un proyecto investigativo referente a la simulación de un banco de pruebas de transferencia de calor el cual permita la disponibilidad didáctica a los estudiantes de las Unidades Tecnológicas de Santander sede Barrancabermeja mediante la adquisición de una herramienta de programación debidamente aprobada y válida para la ejecución de problemas complejos, expuestos en el desarrollo del proceso formativo del área de electromecánica con base a temáticas de transferencia de calor y termodinámica.

La simulación de una interfaz que efectúe los procesos de ciclos termodinámicos se lleva a cabo mediante el software ASPEN HYSYS, caracterizado por el desarrollo dinámico de operaciones unitarias, diseño de procesos y modelado de rendimiento. La selección del programa se determina debido a su sencilla forma de usar, rigurosa capacidad de simulación y rápida predicción de especificaciones de diseño de proceso, análisis del sistema propuesto y estimación de variables de transferencia de calor según el objeto de estudio.

Por otra parte, la realización de esta investigación le confiere al estudiantado una herramienta de gran envergadura, debido a que permite la interacción didáctica e invaluable de conceptos y teorías expuestas durante el proceso formativo,

mejorando el trabajo y desarrollo de cálculos numéricos de forma rápida y con un margen de error significativo.

La investigación requiere de la implementación de una metodología descriptiva que establece la derivación de una columna de variables, estructuradas con información relevante en cuanto a teorías, conceptos de procesos que intervienen en la transferencia de calor y variables obtenidas en problemas termodinámicos. Además, de conclusiones y teorías señaladas por parte de antecedentes que diseñaron actividades con igual medida al presentado.

INTRODUCCIÓN

En el desarrollo de la investigación y la academia que se viene dando en el país, es de vital importancia generar espacios académicos dentro de las instituciones educativas de alto impacto en la región que permitan a los estudiantes interactuar de manera directa con una metodología clara y estructurada frente a los comportamientos de sistemas estudiados en las cátedras institucionales, este es el caso de la asignatura termodinámica y transferencia de calor, las cuales ejercen una influencia significativa en el desarrollo técnico de los egresados de las Unidades Tecnológicas de Santander, por ende el estudio de estas áreas del conocimiento necesariamente deben tener un enfoque pragmático, que consienta un mayor desempeño a los estudiantes como profesionales.

A partir de esto, el objetivo primordial de esta memoria es la estructuración de una metodología clara de estudio de un intercambiador de calor de tubo y coraza; con este fin se desarrollan manuales básicos para el análisis y uso de la herramienta de software utilizada en la simulación del sistema propuesto, no obstante para llegar a este fin es necesario recorrer una brecha de investigación, diseño y desarrollo multidisciplinario que permita abastecer de herramientas robustas para llevar a cabo los alcances establecidos, asimismo de manera preliminar es necesario plantear una interfaz de usuario en el modelado con el fin de generar una retroalimentación posteriori, por lo que se considera necesario definir unas bases teóricas claras sobre los procesos de transferencia de calor observados en el medio.

Del mismo modo se identificara los mecanismos básicos de transferencia de calor en el sistema tales como la conducción, convección y radiación, posteriormente se efectuara cálculos analíticos con base a problemas de transferencia de calor en sistemas cerrados, el fin de este paso es llevar a cabo una identificación del medio

R-DC-95

Simulación de un banco de pruebas de transferencia de calor a través del
software ASPEN HYSYS

VERSIÓN: 01

para posteriormente realizar una simulación del sistema en una herramienta de software dispuesta por los autores, la cual se espera que en un futuro cercano se convierta en una herramienta básica para cualquier egresado de nuestra institución.

1. DESCRIPCIÓN DEL TRABAJO DE INVESTIGACIÓN

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la actualidad el surgimiento de software y técnicas matemáticas direccionadas a minimizar el desarrollo de extensos cálculos, reducir errores, tiempos y esfuerzos ha aumentado notoriamente por lo que el uso de estos sistemas se ha caracterizado por ser de gran necesidad en el campo de estudio. Con base a esto las Unidades Tecnológicas de Santander regional Barrancabermeja a pesar de manejar temáticas de sistemas de programación, se ha evidenciado que no se imparte de forma adecuada, profundizada y pertinente a los problemas enfrentados en el campo industrial el uso de metodologías y modelos computacionales que permitan al estudiante del área electromecánica la diversificación de distintas técnicas de solución matemática orientadas a la minimización de extensos procesos matemáticos por lo que se ha visto un déficit en el desarrollo de actividades didácticas donde se interactúe con la modelación de problemas que a pesar de ser complejos y amplios cuenten con una solución altamente rápida, eficiente, versátil y con menor esfuerzo.

Las Unidades Tecnológicas de Santander sede Barrancabermeja cuenta con un banco de pruebas de transferencia de calor el cual se encuentra obsoleto por la falta de un mantenimiento, lo cual desencadeno efectos adversos en el funcionamiento, ocasionando la interrupción de las funciones del sistema operativo y de control y en ultimas la inhabilitación del mismo. Por lo tanto, se considera el rediseño del equipo que permita la caracterización y modelado matemático del sistema de transferencia de calor el cual consta de un intercambiador de calor de tubo y coraza, una caldera, intercambiador de placas y una unidad de refrigeración, con el propósito de efectuar la simulación del banco de pruebas mediante el software ASPEN HYSYS.

1.2. JUSTIFICACIÓN

Al emplear una interfaz como método para el modelado de datos, el cual permita que, al ingresar una serie de variables o datos exactos, la información sea interpretada y transcrita en forma de patrones y comandos que posibilite la ejecución de un programa, se busca crear una herramienta útil para la recopilación y lectura de datos numéricos que dé como resultado un cálculo avanzado que facilite medir la transferencia de calor en sistemas cerrados por medio de un proceso de simulación digital.

La ejecución de la interfaz mediante el software ASPEN HYSYS, da cabida al uso de herramientas de programación para la conversión de códigos y variables numéricas, accediendo a la solución de problemas relacionados con la transferencia de energía: en este caso calórico, procesos de conducción, convección y radiación en circuitos de acuerdo a los parámetros medibles ingresados. El sistema de simulación implementado otorga una técnica de trabajo de medición, que permite a los estudiantes la elaboración de cálculos de forma dinámica según los requisitos exigidos por el banco de pruebas para la representación gráfica y desarrollo de las operaciones.

En la estructuración del proyecto de investigación este instrumento de simulación cede a los estudiantes del área electromecánica la posibilidad de efectuar un procedimiento que garantice una mayor confiabilidad en los resultados con relación a los datos ingresados en el banco de pruebas de transferencia de calor, evitando innumerables ciclos de prueba y error por medio de la validación de variables. Sin dejar de lado, que esta se cataloga como un instrumento útil en cuanto calidad, eficacia y rápido desarrollo de los procesos, aprobado y validado a través de la medición de un margen de error significativo.

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. Objetivo general

Modelar un banco de pruebas de transferencia de calor usando las potencialidades del software ASPEN HYSYS.

1.3.2. Objetivos específicos

- Simular detalladamente el intercambiador de calor de tubo y coraza, determinando el coeficiente global de transferencia de calor por convección de flujo interno y externo, y el espesor de aislamiento térmico.
- Estimar los costos de construcción del intercambiador de calor a través del simulador con extensión Aspen capital Cost Estimator.
- Elaborar los manuales básicos para el estudio y uso de la herramienta de simulación, para que sirvan como apoyo a las asignaturas de termodinámica y transferencia de calor.

1.4. ESTADO DEL ARTE / ANTECEDENTES

Diego Martinez (2017) afirma en su tesis que se realizó el diseño de un software para el cálculo de un intercambiador de calor desde los distintos aspectos que lo proceden. Los intercambiadores de calor forman parte de la industria en general ya que con estos equipos se logran cambios de temperatura en los fluidos ya sea calentando o enfriando, estas operaciones son importantes dado que hay equipos que necesitan un fluido para conservar su temperatura de operación. Dependiendo del uso específico de estos, se pueden clasificar en Condensador, Rehervidor, Vaporizador, Enfriador, Calentador. Se planteó un proyecto interno en el cual mediante unas características dadas se realizó un software para el diseño preliminar de un intercambiador tanto hidráulico como térmico. Este programa fue realizado mediante el uso del software MATLAB y su herramienta para interfaces gráficas Guide.

En este proyecto se realizó un programa para el diseño de intercambiadores de calor de coraza y tubo en el software MATLAB, el cual funciona con cinco fluidos (Agua, Queroseno, Gasolina, Petróleo y Aceite Refrigerante) y tres materiales (Acero Inoxidable AISI 304, Acero al carbono AISI 4140 y Cobre) (Diego Fernando, 2017). Concluye que, con el desarrollo de este software se creó una herramienta versátil, la cual bajo unos parámetros iniciales desarrolla el diseño de un intercambiador de coraza y tubos obteniendo los datos necesarios para su implementación, minimizando tiempo en el diseño de este.

Pablo Andrés (2014) afirma que los objetivos de su proyecto fueron validar la información termodinámica calculada por la herramienta UNIFAC de Hysys, para luego llevar a cabo el diseño del sistema de destilación basándose en los datos de entrada incluidos en la ingeniería básica de ABB. Luego validamos el modelo de

simulación con los datos planteados por ABB, el cual nos permita manejar las diferentes corrientes, variables y condiciones de los equipos que interactúan en este proceso y de esta forma reunir la información necesaria que permita mediante el conocimiento del fundamento de las operaciones unitarias y termodinámica manejar el proceso y hacer correcciones respectivas en su funcionamiento. El alcance del proyecto se enmarca en optimizar el proceso de recuperación mediante cambios significativos en corrientes de la simulación, por medio de las variables manipuladas en el proceso, de la misma manera hacer comparaciones con respecto a las ventajas de seleccionar un modelo de columna convencional frente a la planteada por ABB.

La principal fuente de parámetros de interacción binarios para los modelos de actividad son los datos experimentales. Hysys para predecir los datos de equilibrio usa una extensiva base de datos (Data Collection DECHEMA) (Pablo Andrés, 2014). Los cuales no se encuentran en todas las condiciones de operación, conllevando a la interpolación de los coeficientes binarios. Para las interacciones desconocidas, Hysys, predice los parámetros través del método de UNIFAC. Luego de verificar, y definir los modelos termodinámicos a utilizar, se elabora el "Shortcut distillation".

La cual permite calcular unos estimados de los parámetros de diseño, que sirven como punto de partida para los cálculos rigurosos. El Shortcut distillation calcula a través de Fenske-Underwood-Gilligham el número de platos teóricos, el plato de alimento, la relación de reflujo mínimo y las temperaturas de condensador y reboiler. Antes de entrar al Shortcut, primero se debe definir la corriente de entrada (Pablo Andrés, 2014). Esta corriente se llamó "Feed", además del nombre de la corriente, también se requiere la presión, la temperatura (o condición de fase), el flujo y las composiciones de cada componente, todo especificado.

Pablo Andrés (2014) Concluye que, se validaron los datos termodinámicos de las interacciones binarias calculadas por UNIFAC, comparándolos con los datos experimentales encontrados en bibliografías científicas. Se determinó que los datos arrojados por Hysys para las interacciones de 1-Buteno-n-Butano, Propano-n-Butano, Propano-Propileno y Propileno-1-Buteno mantienen un coeficiente de regresión cercanos, obteniendo la misma tendencia en los datos graficados, esto nos indica que los modelos utilizados como base en la simulación (NRTL-PR), son válidos para trabajar la mezcla de estudio. Se comparó el diseño calculado en la simulación, con el diseño planteado en la ingeniería básica, teniendo en cuenta criterios importantes de diseño y las concentraciones de los componentes en las corrientes de salida.

Hugo M. & Luis C. (2012) indican que, su trabajo presenta el desarrollo de una herramienta computacional para estimar los costos puestos en puerto (F.O.B, por sus siglas en ingles) de equipos de procesos industriales. Para esto se hizo una clasificación de los equipos comunes utilizando los simuladores de procesos comerciales: Hysys, Unisim, Chemcad y SuperProDesign, de donde se obtuvo una matriz de estos equipos, como por ejemplo los tanques, intercambiadores de calor, bombas, compresores, entre otros. Para validar la efectividad de esta herramienta los resultados obtenidos se compararon con los arrojados por el software Aspen In PlantCost evaluando tres casos de estudio que incluían equipos tales como columna de destilación, evaporador e intercambiador de calor los cuales son representativos de industrias de procesos químicos y biotecnológicos.

Algunas de las fuentes que permiten conocer cuáles son los equipos industriales utilizados en distintos procesos y operaciones unitarias, son precisamente, los simuladores comerciales tales como Hysys, Unisim, super pro, Chemcad, entre otros (Hugo M. & Luis C., 2012). De acuerdo con lo anterior se seleccionaron equipos

convencionales como bombas, intercambiadores de calor, compresores y filtros, debido a que son indispensables para el transporte de fluidos y para optimizar el rendimiento energético dentro de la planta. También se seleccionaron equipos de transferencia de masa comunes, tales como torres de destilación, secadores, y evaporadores.

Hugo M. & Luis C. (2012) Determina que, el estudio de los métodos de estimación de costos de equipos reveló que estos están basados principalmente en datos de construcción de equipos de diferentes plantas de proceso, que son compilados, depurados y luego relacionados mediante una correlación matemática, que involucra, uno o más factores de medida característicos con un precio de adquisición F.O.B, los cuales son actualizados mediante un índice de costo. Mayoría de los softwares comerciales han abordado la evaluación de costos de equipos convencionales de manera amplia, como consecuencia de que originalmente fueron concebidos para la industria petroquímica.

Sánchez (2012) declara en su tesis el dimensionamiento, modelado y control de un intercambiador de calor agua-gas, de coraza y tubos, con fluidos a contracorriente. El dimensionamiento se realizó en función de las condiciones del aire que sale del compresor (flujo másico y temperatura) y de la temperatura de operación de la celda de combustible (80°C). En esta tesis se aborda el control del subsistema de manejo de temperatura para el aire que entra al cátodo de la celda de combustible con el propósito de mejorar el simulador, por medio de una dinámica controlada de un intercambiador de calor.

La dinámica del intercambiador de calor está controlada por un regulador auto sintonizable y un controlador PI (Sánchez, 2012). El controlador PI fue agregado para asegurar que la temperatura del aire que sale del intercambiador de calor T_h

alcance el valor de la temperatura de referencia del aire si esta cambia y principalmente para compensar en su totalidad las perturbaciones en la corriente de carga. La primera prueba que se realizó fue simular al sistema ante una corriente de carga de 191Amp, que hace que el compresor produzca un flujo másico de 0.05205 kg/s con una temperatura 114.74°C de aire que entra al intercambiador de calor, siendo este el punto de operación estable del sistema donde se realizó la linealización.

Sánchez (2012) Indicó que, con las simulaciones realizadas en Aspen Plus® del intercambiador de calor se verificó el valor en estado estable de la temperatura del aire y del agua que sale del sistema no lineal del intercambiador de calor sin control con un factor de corrección fijo de 0.9 que se tiene en Matlab®, obteniendo valores muy parecidos entre las simulaciones realizadas en Aspen Plus® y Matlab® de dichas temperaturas de salida del sistema.

F. Brs. Dresden, G. Benjamín, & F. Fabiana (2011) afirman que el objetivo principal de su investigación fue elaborar un programa en el lenguaje de programación LabView que permita, de manera rápida y sencilla, evaluar el desempeño de los intercambiadores de calor de doble tubo, carcasa y tubos, placas lisas y placas corrugadas tipo chevron. El presente trabajo inicia con la creación de una base de datos para la obtención de propiedades físico-químicas de hidrocarburos, alcoholes, entre otros. Posteriormente, se obtienen los modelos matemáticos que rigen el proceso de intercambio de calor en estado estacionario y dinámico.

F. Brs. Dresden, G. Benjamín, & F. Fabiana (2011) concluyeron que en su trabajo especial de grado, se determinó que para el proceso de intercambio de calor en estado estacionario deben especificarse para cada corriente: presión, flujo másico, temperatura de entrada y todas las composiciones menos una. Se determinó que

para el proceso de intercambio de calor en condiciones dinámicas a lazo cerrado se deben especificar para cada corriente: presión, temperatura, flujo másico de entrada y todas las composiciones menos una. Además, el volumen ocupado por el fluido en cada sección. Se desarrolló una base de datos para las propiedades físico-químicas de los componentes en Microsoft Access.

Eduardo Silva (2012) Señala en su Trabajo con el Título denominado, "simulación de intercambiadores de calor, diseño de redes de intercambio calórico y estimación de costos usando aspen", se han utilizado las herramientas del programa para realizar estimaciones económicas de un proceso, diseñar redes de intercambio calórico y simular un intercambiador de calor.

Se utilizó el programa Aspen Capital Cost Estimator para estimar el costo de equipos y el costo de la inversión de capital fijo de un proceso de obtención de gas natural licuado, simulado en Aspen HYSYS. Los costos entregados por Aspen Capital Cost Estimator se compararon con los resultados obtenidos a través de ecuaciones y métodos bibliográficos para la estimación de la inversión de capital fijo. Se crearon tres diseños de redes de intercambiadores de calor para un proceso simple, utilizando las herramientas del Aspen Energy Analyzer (Eduardo Silva, 2012). Se analizaron los diseños creados para luego elegir el más económico.

Eduardo Silva (2012) Concluye que el programa Aspen Capital Cost Estimator brinda ayuda para optimizar el diseño de un proceso creado en un simulador, ya que, alerta al usuario de posibles errores en el dimensionamiento de equipos. Aspen CCE resulta ser una gran herramienta para realizar evaluaciones económicas, debido a que el programa entrega información con gran detalle de una planta de proceso en un período corto de tiempo. Esto permite comparar diferentes alternativas en etapas iniciales del proyecto.

2. MARCOS REFERENCIALES

2.1. MARCO TEÓRICO

Transmisión de calor

Está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor (Fonseca & Riveros, 2009). Este fenómeno se verifica debido a la fuerza impulsora de una diferencia de temperaturas, el calor fluye de la región de alta temperatura a la temperatura baja.

Fonseca & Riveros (2009) “La transferencia de energía en forma de calor es muy común en muchos procesos químicos y de otros tipos. La transferencia de calor suele ir acompañada de otras operaciones unitarias, tales como secado, destilación, combustión y evaporación” (pág. 39).

Ley de Fourier

Si se considera una placa de un material sólido que se encuentra a la temperatura T_0 y en un instante dado una de las caras se somete a una temperatura $T_1 > T_0$, se origina un flujo de calor Q , variable durante el tiempo que tarda la placa en alcanzar la distribución lineal de temperaturas (Fonseca & Riveros, 2009). En el flujo de calor a través de una pared, el flujo se realiza por la diferencia de temperaturas entre las superficies calientes y frías, existe una resistencia al flujo de calor. La conductancia es la recíproca de la resistencia al flujo de calor, se puede expresar como flujo de:

Conductancia x potencial

Para hacer la expresión anterior una igualdad se debe evaluar de tal manera que ambos lados sean dimensional y numéricamente correctos.

$$Q = \frac{Q}{\theta} = \text{conductancia} \times \Delta T \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde:

Q^1 es igual al calor transmitido (BTU)

Θ es igual al intervalo de tiempo (h)

ΔT es igual a la diferencia de temperatura que es igual al potencial ($^{\circ}\text{F}$)

La conductancia tiene dimensiones de BTU/h $^{\circ}\text{F}$. Cuando este valor se reporta para un material de pie de grueso con un área de flujo de pie² (Fonseca & Riveros, 2009).

La unidad de tiempo (Θ) 1 h y la diferencia de temperaturas (ΔT) 1 $^{\circ}\text{F}$ se llama conductividad térmica K. las correlaciones entre la conductividad térmica y la conductancia de una pared de grueso (L) y área (A) están dadas por:

Conductancia = K A/L, entonces:

$$Q = K \frac{A}{L} \Delta t \quad \text{Ecuación 2}$$

El declive de temperaturas en el fluido depende de las características de flujo de este y a menudo son complejas (Gonzalez, 1998). Por consiguiente, es más conveniente calcular el flujo de calor disipado por el sistema en términos de la diferencia total de temperaturas entre la superficie de este y el fluido. Es decir:

$$Q = h A \Delta T \quad \text{Ecuación 3}$$

“Esta ecuación se conoce como la ley del enfriamiento de Newton, y define el coeficiente de transferencia de calor h , sobre este término tiene influencia la naturaleza del fluido y la forma de agitación y debe ser evaluada experimentalmente” (Gonzalez, 1998, pág. 51).

Cuando la radiación se emite desde una fuente a un receptor, parte de la energía se absorbe por este y parte es reflejada (Gonzalez, 1998). Un radiador perfecto o cuerpo negro es aquel que emite energía radiante de su superficie a una razón proporcional a la cuarta potencia de su temperatura.

$$q = \sigma T^4 \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde:

Q es igual a la densidad de flujo de calor

T es igual a la temperatura absoluta

σ Es igual a la constante de Stefan - Boltzman

Por otra parte, un cuerpo real no satisface las características de un cuerpo negro, dado que emite una menor cantidad de radiación que este (Gonzalez, 1998). Si un cuerpo emite a una temperatura dada, una fracción constante de emisión a un cuerpo negro, a cada longitud de onda, se conoce como cuerpo gris.

$$q = \epsilon \sigma T \quad \text{Ecuación 5}$$

Disposición de los fluidos

González (2012) establece que para determinar el lugar de circulación de cada uno de los fluidos involucrados, se deben tener en cuenta los siguientes aspectos, teniendo en cuenta las condiciones físicas del fluido y procesos:

- El fluido más corrosivo debe hacerse circular por el interior de la tubería, con el fin de evitar la corrosión de todo el intercambiador.
- Los fluidos con un alto factor de ensuciamiento es recomendable ubicarlos dentro de los tubos, ya que se puede modificar la velocidad de los mismos con el fin de reducir este efecto.
- Los fluidos con menor pérdida de presión admisible deben ser alojados dentro de los tubos.
- El fluido con mayor viscosidad debe ser colocado fuera de los tubos con el fin de obtener altos coeficientes de transferencia al crearse una mayor turbulencia.
- El fluido con menor flujo másico es recomendable alojarlo fuera de los tubos para que sea sometido a una mayor turbulencia y de esta manera mejorar el coeficiente global de transferencia de calor.

Los intercambiadores de calor son dispositivos que permiten la transferencia de calor entre dos medios, los cuales pueden estar separados o en contacto (Llangari & Solis, 2012). Estos dispositivos son de vital importancia en muchos sistemas encargados del acondicionamiento de aire, dispositivos de refrigeración y producción de energía.

Llangari & solis (2012) indican que estos dispositivos se pueden clasificar de tres maneras:

Por su función

- Intercambiador de calor regenerativo
- Intercambiador de calor no regenerativo

Por su construcción:

- Intercambiadores de coraza y tubos
- Intercambiadores de calor de placa
- Intercambiadores de calor de paso simple
- Intercambiadores de calor de múltiples pasos
- Intercambiadores de calor regenerador
- Intercambiadores de calor no regenerativos

Por su operación

- Intercambiador de calor de flujo paralelo
- Intercambiador de calor de contra flujo
- Intercambiador de calor de flujo cruzado

Tubos

Su función es la de proporcionar la superficie de transferencia de calor entre el fluido que fluye por ellos y el que se encuentra en el exterior de los mismos. Los tubos pueden estar desnudos o poseer aletas con el fin de elevar el coeficiente convectivo del fluido del exterior al proporcionar un área externa de transferencia de calor hasta 5 veces mayor (Gonzalez, 2012).

Estos pueden ser fabricados en diversos materiales como: cobre, acero, acero inoxidable, etc. “El diámetro de la tubería debe estar dentro de las tolerancias

dimensionales existentes comercialmente, ya que estos tendrán espesores de pared ya predeterminados y dados por la industria” (Burbano, 2014, pág. 26).

Coraza

Son construidas en acero con un espesor que varía según la presión de trabajo correspondiente. La norma TEMA establece diversos tipos de coraza para intercambiadores de calor, los cuales se identifican con tres letras, el diámetro en pulgadas del casco y la longitud nominal de los tubos en pulgadas.

“La primera letra indica el tipo de cabezal estacionario, los de tipo A representan el canal y la cubierta desmontable y los de tipo B representan el casquete, siendo estos los más comunes” (Burbano, 2014, pág. 27). La segunda letra indica el tipo de casco o coraza, la letra E representa una coraza de un paso y es la más común, la F representa la coraza de dos pasos, los de tipo G, H y J, son empleados para reducir las pérdidas de presión en la coraza, el K es utilizado en re hervidores de calderas y el de tipo U es el más económico.

Baffles

Se encuentran divididos mediante segmentos dobles, sencillos y triples. El uso de estos elementos está orientado al aumento del coeficiente de transferencia, los cuales bloquean parte de la sección transversal con el fin que el fluido en la carcasa induzca un movimiento de dirección alternante. “El flujo es entonces una combinación de flujos cruzado y paralelo con respecto al haz de tubos. Los baffles son segmentos circulares con perforaciones para dejar pasar los tubos” (Kern, 1987, pág. 72).

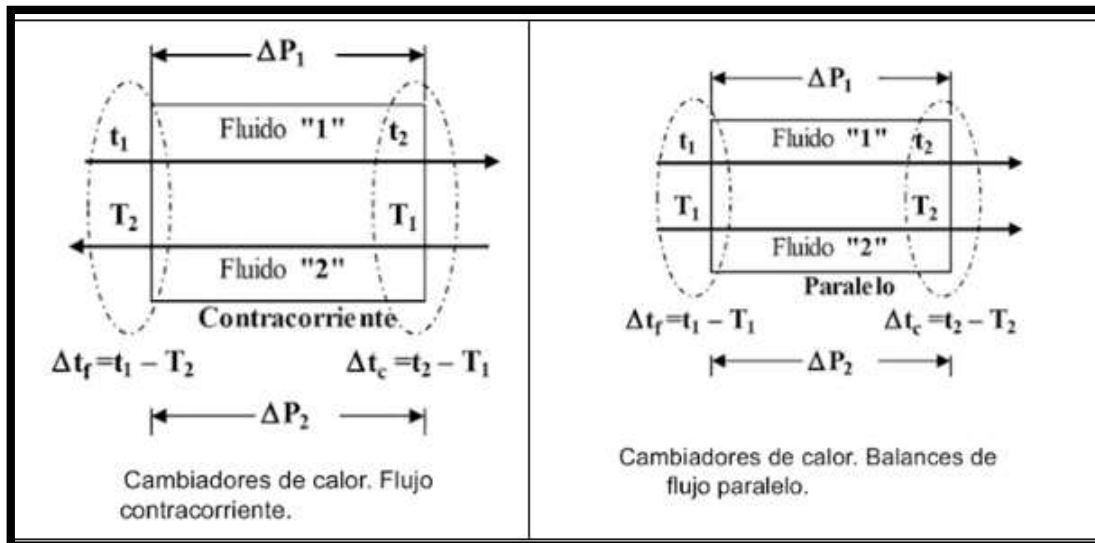
Tapas

Son elementos empleados en los cabezales de entrada y salida con el fin de proporcionar el cierre de los extremos del intercambiador. “Hay dos tipos de tapas (Abombadas y planas), las cuales se seleccionan teniendo en cuenta las condiciones de servicio” (Burbano, 2014, pág. 28).

Flujo contracorriente y paralelo.

González (2013), señala que ocurre cuando los fluidos circulan en diferentes sentidos (contracorriente), mientras que el cocorriente deriva de la circulación del fluido.

Figura 1. Flujo contracorriente y paralelo



Fuente: GONZÁLEZ, Rogelio. Fluidos y equipos de gasificación criogénicos. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, 2013. p. 190.

Métodos de diseño intercambiadores de calor

“Para realizar el diseño de un intercambiador de calor de coraza y tubos es necesario tener en cuenta el diseño térmico, en el cual se realiza el análisis termodinámico del equipo en donde se puede conocer la tasa de transferencia de calor” (Burbano, 2014, pág. 29). Seguidamente la selección de un método de diseño abarca el análisis de dos métodos que son: el LMTD (Diferencia de temperatura media logarítmica o diferencia de temperatura logarítmica media) y el NTU (Número de Unidades de Transferencia).

El método NTU es, permite el análisis de intercambiadores de calor. Por lo que se puede analizar el comportamiento de un determinado intercambiador de calor (un equipo que ya está construido) bajo parámetros diferentes a los de diseño. En este método se emplean varias curvas para la determinación de la relación entre la efectividad y los NTU⁵⁴. El LMTD es un método de diseño. En él, con el conocimiento de las temperaturas de entrada y salida y el flujo másico de los fluidos es posible determinar el área de transferencia de calor siguiendo un procedimiento lógico. Considerando que lo que se desea es realizar el diseño, más no el análisis, de un intercambiador, se selecciona el método LMTD. Además, este método facilita la utilización de programas de computadora para realizar el diseño. (Cengel, 2007, pág. 76)

2.2. MARCO CONCEPTUAL

2.2.1. Simuladores de procesos comerciales

Victor Hugo (2000) Señala que existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, algunos de las cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. Algunos de estos simuladores de procesos de propósitos generales son: Aspen Plus y Speedup (de Aspen Technology, USA), Pro II (de Simulations Sciences, USA), Hysys (de Hyprotech, Canadá), Chemcad (de Chemstations, USA), etc.

“Aspen Plus, Pro II y Chemcad son simuladores de procesos en estado estable, Speedup es un simulador de procesos dinámico y Hysys es útil para los dos tipos de simulación” (pág. 37). Un aspecto muy importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso, estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía al grado de que, si tenemos buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables.

2.2.2. Simulación

La simulación, constituye un soporte indispensable para el proceso de construcción del modelo en sus diferentes aproximaciones (niveles de agregación), ya que ella aporta imágenes (comportamiento de cada variable) que van indicando al modelador que tan acertado está en la representación matemática de la realidad (Parra, 2005). Así mismo, la simulación es la herramienta para la validación final de

un modelo, el análisis de sensibilidad y en general para la experimentación con propósitos de conocimiento o de definición de estrategias de control o intervención sobre la realidad.

2.2.3. Calor

Rolle (2009) "Lo define como la energía en transición a través de la frontera de un sistema, que no se puede identificar con una fuerza mecánica que actúa a lo largo de una distancia (pág. 17). El calor aparece en un proceso cuando hay alguna diferencia de temperatura entre el sistema y sus alrededores, la dirección de transición de energía siempre es hacia la zona de menor temperatura.

El calor saldrá de un sistema si el sistema está más caliente que sus alrededores, si es más frío que ellos, el calor entrará al sistema (Rolle, 2009). Esta transición de energía continuará en la misma dirección hasta que el sistema y sus alrededores estén aislados térmicamente uno del otro, o bien hasta que se alcance el equilibrio térmico.

2.2.4. Transferencia de calor

Es la expresión usada para indicar el transporte de energía originado en una diferencia de temperatura. La "Velocidad de Transferencia de Calor" o "Flujo de Calor" (Q , [W] o [BTU/h]), es la expresión de la energía térmica transportada por unidad de tiempo, y "Densidad de Flujo de Calor" o "Flux de Calor" (q , [W/m²] o [BTU/hr.pie²]) (Betancourt, 2003). Es la velocidad de transferencia de calor por unidad de área. El cálculo de las velocidades locales de transferencia de calor requiere conocer las distribuciones locales de temperatura, las cuales proveen el potencial para la transferencia de calor.

2.2.5. La transferencia de calor de un lugar u objeto a otro ocurre de tres formas diferentes: mediante conducción, convección y radiación

2.2.5.1 La transferencia de calor – Conducción

El mecanismo de conducción (transferencia de calor a través de un material sin movimiento macroscópico) se realiza a través de los materiales sólidos. La transferencia de calor por contacto físico. Cuando una región más caliente y otra más fría entran en contacto, la temperatura de ambas tiende a igualarse. “El fenómeno puede verse como un trasvase de energía cinética en el que las moléculas más frías ganan energía al chocar con las más calientes, hasta que la velocidad de ambas se equilibra y cesa la transferencia de calor” (Martinez, 2005, pág. 60).

Según el IDAE (2007), la ecuación que rige el intercambio de calor por conducción es la conocida ecuación de Fourier, la cual considera que la densidad de flujo de calor por unidad de área es proporcional al gradiente de temperaturas en la dirección perpendicular al área considerada:

$$\frac{q}{A} = -k \frac{dT}{dn} \quad \text{Ecuación 6}$$

2.2.5.2 Transferencia de calor - convección

Se realiza a través de los gases o líquidos, pudiendo ser el movimiento provocado o natural (por diferencia de densidades). El modo de transferencia de calor por convección en realidad consiste en dos mecanismos que operan de manera simultánea. “El primero es la transferencia de energía generada por el movimiento molecular, es decir, el modo conductivo. Superpuesta a este modo se encuentra la

transferencia de energía por el movimiento macroscópico de fracciones de fluido” (Kreith, 2012, pág. 22). El movimiento de fluido es un resultado de fracciones de fluido, donde cada una consiste en una gran cantidad de moléculas, que se mueven por la acción de una fuerza externa.

El IDAE (2007), señala que la ecuación que rige el intercambio de calor por convección es la conocida ecuación de Newton, la cual considera que la densidad de flujo de calor por unidad de área es proporcional a la diferencia de temperaturas entre la superficie y la temperatura del fluido (líquido o sólido).

$$\frac{q}{A} = h_{conv} (\Delta T) \quad \text{Ecuación 7}$$

En este caso la constante de proporcionalidad se conoce como coeficiente de convección o coeficiente de película (y en la realidad es lo menos parecido a una constante). “Dicho coeficiente de convección presenta gran variación en función del tipo y cantidad de movimiento que presente el fluido, así como de su estado, e incluso del mismo gradiente de temperaturas (pared-fluido)” (IDAE, 2007, pág. 10).

En cuanto al movimiento se debe diferenciar entre movimiento provocado (forzado) por un elemento (bomba, ventilador) o por el ambiente (velocidad viento), y movimiento natural (debido a la diferencia de temperaturas dentro del fluido que a su vez provoca diferencia de densidades y por tanto desplazamiento). “Respecto a su estado, cabe diferenciar el caso de gases, líquidos o fluidos que en las condiciones de trabajo presenten cambios de fases (tuberías bifásicas)” (IDAE, 2007, pág. 11).

2.2.6. Sistemas cerrados

Son aquéllos en los que existe la posibilidad de intercambiar energía con el medio exterior, pero resulta imposible la transferencia de materia a través de sus límites. “Esto no excluye la posibilidad de un cambio de composición interno como consecuencia de una reacción química” (Rojadell, 2005, pág. 37).

Un sistema cerrado se considera térmicamente aislado cuando las paredes que le limitan no permiten el flujo de calor; mecánicamente aislado cuando está limitado por paredes rígidas y totalmente aislado cuando son imposibles de todo punto los intercambios de materia y de energía. Un sistema cerrado en contacto con un recipiente calorífico sin aislamiento térmico es libre de recibir o perder energía de éste, mediante un flujo calorífico. Igualmente, un sistema cerrado en contacto con un pistón es libre de recibir o realizar trabajo por medio del movimiento del pistón. La atmósfera que rodea un sistema cerrado puede actuar también como recipiente del flujo calorífico o como pistón de transmisión de trabajo. (Watson, 2005, pág. 45)

2.2.7. Sistemas abiertos

Son aquéllos que pueden intercambiar, con sus alrededores, tanto energía como materia (Rojadell, 2005). Es decir, un sistema abierto no queda definido por una porción dada de materia; sino, más bien, por una región del espacio, con forma geométrica especificada, a través de la cual puede transferirse materia y energía.

En el estudio de los sistemas abiertos se producen dos situaciones bien diferenciadas: La de flujo estacionario o permanente y la de flujo no estacionario, variable o transitorio (Zamora, 2008). En la primera, las propiedades de los

materiales que circulan adquieren siempre el mismo valor en cada punto del circuito, de modo que en cada localización las propiedades no varían con el tiempo.

Como consecuencia de ello, en el volumen de control no cabe la acumulación de materia, las cantidades que entran deben ser iguales a las que salen en el mismo tiempo (Zamora, 2008). Como cabe esperar, el flujo transitorio se caracteriza por todo lo contrario, de manera que las propiedades de la materia fluente dependen tanto de la posición como del tiempo y, consecuentemente, el volumen de control puede sólo recibir o sólo ceder materia, o tomarla y cederla con gastos diferentes.

2.3. MARCO HISTÓRICO

En el 1939, en la Universidad de Iowa State, John Atanasoff diseñó y se construyó la primera computadora digital mientras trabajaba con Clifford Berr, un estudiante graduado (Lopategui, 2015). Más tarde, Atanasoff y Berry se dedicaron a trabajar en un modelo operacional llamado el ABC, el “Atanasoff-Berry Computer”, esta computadora, completada en el 1942, usaba circuitos lógicos binarios y tenía memoria regenerativa.

En la Historia del diseño asistido por computadora, se vieron involucrados varios integrantes, que desde sus inicios aportaron su conocimiento en la creación de programas de modelación y diseño (Manocivh, 2013). Le llamó meta medio a un amplio abanico de medios ya existentes y otros aún por inventar, de los cimientos necesarios para que existan estas metas medio se estipularon entre los sesenta y finales de los setenta.

En ese periodo, la mayoría de los medios físicos y electrónicos disponibles hasta la fecha fueron simulados sistemáticamente en software, a la par que se inventaron varios nuevos (Manocivh, 2013). Este avance nos lleva desde el primer programa de diseño interactivo (Sket-chpad, de Iván Sutherland, 1962) hasta las aplicaciones comerciales de sobremesa que popularizaron la autoría y el diseño de medios a partir de software entre los integrantes de distintas profesiones.

Expresó que la complejidad cada vez mayor, sobre todo de circuitos digitales como los microprocesadores, obliga a describir el sistema cada vez a un nivel mayor de abstracción para hacer manejable su diseño. Históricamente, la descripción más utilizada ha sido la RTL (Register Transfer Level) que significa, nivel de transferencia del registro, utilizando un lenguaje de descripción de hardware.

Dicho código RTL describe cada bit de estado en el sistema y todas las operaciones que pueden tener lugar en ese estado. Posteriormente los avances en informática y herramientas CAD han permitido elevar aún más el nivel de abstracción y utilizar construcciones muy parecidas a las de los programas y algoritmos software (bucles, cláusulas if-then-else, etc.) (Rubio, 2003, pág. 25). El sistema queda descrito entonces de forma funcional.

En el desarrollo de la tesis, se presenta un análisis del material para aislante térmico. Esto involucra los parámetros que se tienen en cuenta en la transferencia de calor, y se definieron las condiciones iniciales y todas las propiedades (Mosquera & Valencia, 2014, pág. 96). Se validó junto con el modelo matemático, donde se verificó que el comportamiento es similar bajo diferentes métodos de análisis. El programa que se implementó, fue simulado y comprobado para definir el resultado y las variables que condicionan en el código.

El transformador eléctrico, es posiblemente uno de los dispositivos más útiles que se han desarrollado en la electricidad (Federico, 2013). El primer prototipo de ellos fue construido por Faraday durante la realización de sus experimentos en los que descubrió la inducción electromagnética en el año de 1831.

Durante el transcurso del siglo actual, se han presentado una cantidad innumerable de avances científicos y desarrollos tecnológicos que han ayudado a mejorar la eficiencia de los conductores de transferencia de calor, el trabajo principal consiste en desarrollar materiales de calidad mayor para los núcleos con la finalidad de evitar pérdidas de energía o un valor excesivo de corrientes parasitas que incrementen la temperatura (Federico, 2013).

2.4. MARCO LEGAL

2.4.1. Sistemas de calentamiento solar doméstico de agua (transferencia de calor de un líquido a otro)

La presente norma trata sobre el desempeño, durabilidad y seguridad de los sistemas integrados de calentamiento solar doméstico de agua, diseñados para uso en edificaciones pequeñas (NTC 5291, 2004). Se puede usar para evaluar los sistemas de calentamiento solar doméstico de agua que se basan en transferencia de calor por líquidos y en medios de almacenamiento de calor por líquidos, y están diseñados para uso todo el año.

NTC 5291 (2004) “Esta norma establece los requisitos para sistemas integrados, como los propone un fabricante, y para todos los subcomponentes y materiales” (pág. 4). Esta norma tiene que ver con los componentes y materiales suministrados por el fabricante, con la suficiencia de las instrucciones para instalación y ensamble, y con el sistema después de ensamble, de acuerdo con estas instrucciones (NTC 5291, 2004). No trata sobre los procedimientos particulares para la preparación en el sitio o la instalación. “Esta norma no está prevista como una especificación de diseño o un manual de instrucciones para personas sin entrenamiento” (NTC 5291, 2004, pág. 6).

2.4.1.1 Definiciones

Las siguientes definiciones se aplican a esta norma:

En donde es posible, se ha usado el significado común en construcción residencial.

Accesible (según se ha aplicado al equipo) (NTC 5291, 2004). Permite la aproximación personal; no bloqueado por puertas con llave, paredes u otro medio efectivo (véase la definición de fácilmente accesible).

- Agua potable agua segura para consumo humano, y cuya calidad bacteriológica y química cumple los requisitos de la autoridad de salud pública regulatoria apropiada.
- Aire ambiente aire en el espacio que rodea el dispositivo de almacenamiento de energía térmica o los colectores solares, cualquiera que sea aplicable.
- Aire exterior hace referencia al aire externo; la atmósfera exterior a la edificación.
- Capacidad térmica la cantidad de calor necesaria para elevar 1 °C la temperatura de una masa dada.
- Clasificación de toxicidad Gosselin 2 la dosis oral letal probable en humanos de 5-15 g/kg de peso corporal (ligeramente tóxica) con base en Gosselin, Hodge, Smith and Gleason, Clinical Toxicology of Comercial Products, 4th edition, Williams and Welkins Co., Baltimore, Maryland, USA, 1975.
- Colector solar dispositivo diseñado para absorber la radiación solar incidente y transferir la energía a un líquido que pasa a través de él.
- Compatibilidad física la capacidad de los materiales y componentes en contacto entre sí, para resistir la degradación por acciones físicas tales como la expansión térmica diferencial.

2.5. MARCO AMBIENTAL

2.5.1. Guía técnica colombiana GTC – 104, Gestión del riesgo ambiental, principios y procesos

2.5.1.1 Beneficios de la gestión del riesgo ambiental

Proporciona un enfoque sistemático y estructurado para la toma de decisiones relacionadas con el ambiente (GTC 104, 2009). La fortaleza del enfoque de la gestión del riesgo está en que combina diferentes evaluaciones técnicas y enfoques de consulta, en un proceso que apoya la toma de decisiones consistente, justificable y basada en información sólida.

2.5.1.2 Características especiales de la gestión del riesgo ambiental

Es diferente de la gestión de otros tipos de riesgo en que sus características particulares reflejan la complejidad del ambiente (GTC 104, 2009). La gran variedad de ecosistemas y organismos, y la manera en que interactúan entre sí, crean un alto grado de complejidad e introducen una incertidumbre significativa.

2.5.1.3 Nivel estratégico

“Comúnmente, la gestión del riesgo ambiental en el área estratégica implica tratar los problemas ambientales y la manera en que ellos pueden afectar a los negocios, es decir, los riesgos para una organización relacionados con temas ambientales” (GTC 104, 2009, pág. 12).

La aplicación de la gestión ambiental en esta área estratégica puede incluir:

- Crear o actualizar la política ambiental de la organización y de los sistemas de gestión para incorporar los objetivos y principios de la gestión de riesgo.
- Empezar la planeación estratégica para la organización usando un enfoque basado en el riesgo.
- Gestión total del riesgo, con el propósito de obtener un buen gobierno corporativo.

2.5.1.4 Nivel operativo

“Implica con frecuencia enfocarse en los riesgos específicos por el ambiente, la aplicación de la gestión del riesgo ambiental en el contexto operativo puede incluir” (GTC 104, 2009, pág. 13).

- Determinar los riesgos para un ecosistema que rodea una operación.
- Proporcionar información para apoyar el informe ambiental.

2.5.1.5 Gestión del riesgo ambiental en la organización

La implementación de la gestión del riesgo en diferentes niveles dentro de la organización requiere el establecimiento de programas para gestionar los riesgos de cada nivel (GTC 104, 2009). Es necesario considerar los procesos para la comunicación de las políticas y los programas.

El proceso para la gestión del riesgo se debería integrar con otras actividades de gestión y planificación. Se sugiere documentar la responsabilidad y la autoridad del personal involucrado en el trabajo que afecta a la gestión del riesgo, así como sus

interrelaciones, particularmente para las personas de la organización que necesitan libertad y autoridad para realizar una o más de las actividades (GTC 104, 2009).

- Iniciar acciones para evitar o reducir los impactos adversos del riesgo.
- Identificar y registrar problema relacionado con la gestión del riesgo.
- Iniciar, recomendar o brindar soluciones a través de los canales designados.

La gestión del riesgo ambiental debería formar parte del enfoque de la gestión global (GTC 104, 2009). Define la forma en la que los procesos de gestión del riesgo encajan o interactúan con el sistema de gestión ambiental o cualquier otro sistema de gestión establecido. Para esta no es necesaria la duplicación de los recursos.

2.5.2. Ley 99 de 1993, Ley del medio ambiente

2.5.2.1 Principios Generales Ambientales.

Ley 99 (1993), Ley del medio ambiente “La política ambiental colombiana seguirá los siguientes principios generales” (pág. 5).

- El proceso de desarrollo económico y social del país se orientará según los principios universales y del desarrollo sostenible contenidos en la Declaración de Río de Janeiro de junio de 1992 sobre Medio Ambiente y Desarrollo.
- La biodiversidad del país, por ser patrimonio nacional y de interés de la humanidad, deberá ser protegida prioritariamente y aprovechada en forma sostenible.

- El Estado fomentará la incorporación de los costos ambientales y el uso de instrumentos económicos para la prevención, corrección y restauración del deterioro ambiental y para la conservación de los recursos naturales renovables (Ley 99, 1993).
- La acción para la protección y recuperación ambientales del país es una tarea conjunta y coordinada entre el Estado, la comunidad, las organizaciones no gubernamentales y el sector privado (Ley 99, 1993). El Estado apoyará e incentivará la conformación de organismos no gubernamentales para la protección ambiental y podrá delegar en ellos algunas de sus funciones
- El manejo ambiental del país, conforme a la Constitución Nacional, será descentralizado, democrático y participativo.

2.5.2.2 Creación y Objetivos del Ministerio del Medio Ambiente

Créase el Ministerio del Medio Ambiente como organismo rector de la gestión del medio ambiente y de los recursos naturales renovables, encargado de impulsar una relación de respeto y armonía del hombre con la naturaleza (Ley 99, 1993). Y, de definir, en los términos de la presente Ley las políticas y regulaciones a las que se sujetarán la recuperación, conservación, protección, ordenamiento, manejo, uso y aprovechamiento de los recursos naturales renovables y el medio ambiente de la Nación a fin de asegurar el desarrollo sostenible.

El Ministerio del Medio Ambiente formulará, junto con el Presidente de la República y garantizando la participación de la comunidad, la política nacional ambiental y de recursos naturales renovables, de manera que se garantice el derecho de todas las personas a gozar de un medio ambiente sano y se proteja el patrimonio natural y la soberanía de la Nación (Ley 99, 1993).

Corresponde al Ministerio del Medio Ambiente coordinar el Sistema Nacional Ambiental, SINA, que en esta Ley se organiza, para asegurar la adopción y ejecución de las políticas y de los planes, programas y proyectos respectivos, en orden a garantizar el cumplimiento de los deberes y derechos del Estado y de los particulares en relación con el medio ambiente y con el patrimonio natural de la Nación (Ley 99, 1993).

2.5.2.3 Concepto de Desarrollo Sostenible

Se entiende por desarrollo sostenible el que conduzca al crecimiento económico, a la elevación de la calidad de la vida y al bienestar social, sin agotar la base de recursos naturales renovables en que se sustenta (Ley 99, 1993). Ni, deteriorar el medio ambiente o el derecho de las generaciones futuras a utilizarlo para la satisfacción de sus propias necesidades.

2.5.2.4 Sistema Nacional Ambiental - SINA

El Sistema Nacional Ambiental, SINA, es el conjunto de orientaciones, normas, actividades, recursos, programas e instituciones que permiten la puesta en marcha de los principios generales ambientales contenidos en esta Ley (Ley 99, 1993). Estará integrado por los siguientes componentes:

- Los principios y orientaciones generales contenidos en la Constitución Nacional, en esta Ley y en la normatividad ambiental que la desarrolle.
- Las entidades públicas, privadas o mixtas que realizan actividades de producción de información, investigación científica y desarrollo tecnológico en el campo ambiental.

3. DESARROLLO DEL TRABAJO DE GRADO

3.1. SIMULAR DETALLADAMENTE EL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBO Y CORAZA, DETERMINANDO EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN DE FLUJO INTERNO Y EXTERNO, Y EL ESPESOR DE AISLAMIENTO TÉRMICO.

La transferencia de calor trata de la cantidad de energía que pasa por un proceso que se encuentra en estado de equilibrio a otro, por medio de unos mecanismos básicos de transferencia, sin embargo existen multitud de factores que pueden afectar directamente la transferencia de energía en el sistema, con este fin se plantean directrices para organizar e identificar las propiedades que influyen los sistemas sometidos a transferencia de calor por método intercambiador de calor de tubo y coraza.

El alcance principal de este capítulo es simular con ayuda de una herramienta computacional todo el proceso de intercambio de energía en el que se ve involucrado un intercambiador de calor de tubo y coraza, con este fin es necesario investigar de manera minuciosa las variables de entrada y salida del proceso, propiedades térmicas, químicas y mecánicas del fluido de intercambio, además de las propiedades mecánicas del intercambiador de calor y materiales con los que este equipo se encuentra construido, los cuales hablando en ámbito térmico, mantienen una influencia significativa en la eficiencia del intercambiador de calor.

En este orden de ideas el análisis del tipo de mecanismo básico de transferencia de calor como son la conducción, convección y radiación, es de vital importancia en el modelado del proceso, debido a que de este análisis depende el planteamiento de ecuaciones que posteriormente se modelaron matemáticamente en la interacción

del sistema con el medio. Los resultados permitieron calcular la información técnica del intercambiador de calor de tubo y coraza, no obstante, para el desarrollo ideal del objetivo principal, es de vital importancia un análisis sistemático con base a problemas de transferencia de calor en sistemas cerrados, esto con el fin de llevar a cabo un reconocimiento global del campo de aplicación y su influencia.

3.1.1. Identificar procesos de conducción, convección y radiación para la ejecución de actividades complejas.

El análisis de principios físicos y leyes que permitan la identificación de variables para la resolución de problema matemático derivado del ingreso de variables en un banco de prueba de transferencia de calor requiere recurrir de forma aleatoria al estudio de como la energía se puede transferir de tres modos diferentes (conducción, convección y radiación) de un sistema a otro como resultado de la diferencia de temperatura (Cengel, 2007).

En primer lugar, el proceso de conducción se refleja como un fenómeno de propagación de calor mediante el contacto directo de sólidos, líquidos o gases. De aquí que la transferencia de calor mediante el mecanismo de conducción se considere como un elemento fundamental en la implementación de sistemas sujetos a cambios de temperatura como resultado de la interacción entre partículas.

Seguidamente, el modo de transferencia por convección comprende la propagación de energía a través de un proceso de transporte de energía consecuente al movimiento de un líquido o gas en contacto sobre una superficie. En último lugar, la radiación se caracteriza por ser la más rápida, ya que es producida mediante la emisión de ondas electromagnéticas (fotones) que son propagados mediante el espacio (Cengel, 2007).

Transferencia de calor por unidad de tiempo

Considerando que el calor cedido por un fluido es totalmente absorbido por otro, es decir, no hay pérdidas económicas se considera la aplicación de la siguiente ecuación de balance de energía:

$$Q = mC * cpC * (Tc_1 - Tc_2) \quad \text{Ecuación 8}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia interior entre el flujo frío y el tubo:

El coeficiente de transferencia de calor para el banco de pruebas de tubo y coraza puede describirse como:

$$Nu = \frac{h_1 * d_1}{k} \quad \text{entonces, } h_1 = \frac{Nu * K}{d_1} \quad \text{Ecuación 9}$$

Donde:

h_1 - es el coeficiente de transferencia de calor interior y el tubo en $W/m^2\text{°C}$.

d_1 - es el diámetro interior del tubo interior en m.

k - es la conductividad térmica $W/m\text{°C}$, tabulado.

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor del flujo caliente

$$h_2 = 0,725 \left(\frac{k^3 * \rho^2 * g_o * h_{fg}}{ND_1 * \mu * \Delta_t} \right) \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde

K : Es el coeficiente de conductividad térmica en $kcal\ m/h\ m^2\ \text{°C}$

P: es la densidad del vapor en kg/ m³

g₀: Es la aceleración de la gravedad en m/h²

h_{fg}: Es la entalpía de vapor saturado en kcal/kg

N: Número de tubos

D₁: Diámetro exterior del tubo interior en m

μ: Viscosidad dinámica en kg/h m

Variación de temperatura de vapor en °C.

El coeficiente de transferencia de calor de flujo caliente h² por esta ecuación se convierte en kcal/ h m² °C, al multiplicarlo por el factor de conversión 1,163 del sistema internacional de unidades quedaría en W/m² °C.

Coeficiente integral de transferencia de calor

El parámetro U especifica el coeficiente integral de transferencia de calor para superficies, por tanto, puede describir la resistencia térmica entre los fluidos caliente y frío. La incorporación del concepto de coeficiente integral se relaciona mediante la siguiente ecuación:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + R} \quad \text{Ecuación 11}$$

Dónde: U- es el coeficiente integral de transferencia de calor

W/m² °C, h₁- es el coeficiente de transferencia de flujo frío

W/ m² °C, h₂- es el coeficiente de transferencia de flujo caliente en W/m² °C

R- son las resistencias a la transferencia de calor en W/m² °C, se encuentra tabulado por Cengel (2002).

Cálculo del área de transferencia

$$A_2 = \frac{Q}{U * \Delta T_m} \quad \text{Ecuación 12}$$

Dónde:

Q- es el calor absorbido en kcal, U- es el coeficiente integral de transferencia de calor y ΔT_m - es la temperatura media logarítmica en °C.

Cálculo de las pérdidas de calor por convección

$$Q_c = h_3 * A_2 * \Delta T \quad \text{Ecuación 13}$$

Para presentar el resultado producido por convección se emplea la ley de Newton del enfriamiento, la cual establece que el índice de pérdida de calor de un cuerpo es proporcional a la discrepancia de temperatura entre el cuerpo y sus alrededores.

Cálculo de las pérdidas de calor por radiación

$$Q_r = \epsilon_1 * \vartheta * A_2 (T_t^4 - T_a^4) \quad \text{Ecuación 14}$$

Donde:

Q_r: Son las pérdidas de calor por radiación en W

A²: Es el área de transferencia en m²

T_t: Es la temperatura exterior del tubo en °C

T_a: Es la temperatura del aire en °C

Σ : Es la constante de Stefan Boltzmann en W/m²·K⁴

ϵ_1 : Es la emisividad del acero inoxidable (0,55-0,57)

Cálculo del área total de transferencia de calor

$$At = \frac{Qt}{U * \Delta T_m} \text{ Ecuación 15}$$

Dónde:

Qt: Es la cantidad de calor transferido en W,

U: Es el coeficiente integral de transferencia de calor

ΔT_m : Es la temperatura media logarítmica en °C.

Cálculo de la eficiencia térmica del IC

$$n = \frac{T_{f2} - T_{f1}}{T_{c2} - T_{f1}} \text{ Ecuación 16}$$

Donde:

T_{c1}: Es la temperatura de entrada del flujo frío en °C

T_{c2}: Es la temperatura de salida del flujo frío en °C

T_{h1}: Es la temperatura de entrada del flujo caliente en °C.

Coeficiente convectivo interno.

En un intercambiador de calor que contiene un banco de tubos, éstos suelen colocarse en una coraza (y de ahí el nombre de intercambiador de calor de coraza y tubos), en especial cuando el fluido es un líquido, y éste fluye a través del espacio entre los tubos y el casco (Cengel, 2007). En un intercambiador de calor que

contiene un banco de tubos, éstos suelen colocarse en una coraza, en especial cuando el fluido es un líquido, y éste fluye a través del espacio entre los tubos y el casco.

Los tubos en un banco suelen disponerse alineados o escalonados en la dirección del flujo, El diámetro exterior del tubo D se toma como la longitud característica. La disposición de los tubos en el banco se caracteriza por el paso transversal ST , el paso longitudinal SL y el paso diagonal SD entre los centros de los tubos. Según Cengel (2007) el paso diagonal se determina a partir de:

$$SD = \sqrt{SL^2 + \left(\frac{ST}{2}\right)^2} \quad \text{Ecuación 17}$$

Conforme el fluido entra en el banco, el área de flujo disminuye de $A_1 = STL$ hasta $AT = (ST - D)L$ entre los tubos y, como consecuencia, la velocidad del flujo aumenta. En la disposición escalonada la velocidad puede aumentar todavía más en la región diagonal si las filas de tubos están muy próximas entre sí (Cengel, 2007). En los bancos de tubos las características del flujo son dominadas por la velocidad máxima $V_{m\acute{a}x}$ que se tiene dentro del banco más que por la velocidad aproximada V . Por lo tanto, el número de Reynolds se define sobre la base de la velocidad máxima como

$$Re_D = \frac{\rho V_{m\acute{a}x} D}{\mu} = \frac{V_{m\acute{a}x} D}{\nu} \quad \text{Ecuación 18}$$

La velocidad máxima se determina con base en el requisito de conservación de la masa para el flujo incompresible estacionario.

$$V_{m\acute{a}x} = \frac{ST}{ST-D} V \quad \text{Ecuación 19}$$

El nivel de turbulencia y, por consiguiente, el coeficiente de transferencia de calor se incrementa con el número de filas en virtud de los efectos combinados de las filas corriente arriba (Cengel, 2007). Pero no se tiene un cambio significativo en el nivel de turbulencia después de unas cuantas de las primeras filas y, de este modo, el coeficiente de transferencia de calor permanece constante.

$$h = \frac{k}{D} Nu \text{ Ecuación 20}$$

La incertidumbre en los valores del número de Nusselt obtenido a partir de estas relaciones es de 15%. (2010) señalan que todas las propiedades, excepto Prs se deben evaluar a la temperatura media aritmética del fluido determinada a partir de

$$T_m = \frac{T_i + T_e}{2} \text{ Ecuación 21}$$

Donde T_i y T_e son las temperaturas del fluido en la admisión y en la salida del banco de tubos, respectivamente.

Figura 2. Numero de Nusselt

Disposición	Rango de Re_D	Correlación
Alineados	0-100	$Nu_D = 0.9 Re_D^{0.4} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	100-1 000	$Nu_D = 0.52 Re_D^{0.5} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	1 000- 2×10^5	$Nu_D = 0.27 Re_D^{0.63} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	2×10^5 - 2×10^6	$Nu_D = 0.033 Re_D^{0.8} Pr^{0.4} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
Escalonados	0-500	$Nu_D = 1.04 Re_D^{0.4} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	500-1 000	$Nu_D = 0.71 Re_D^{0.5} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	1 000- 2×10^5	$Nu_D = 0.35 (S_T/S_L)^{0.2} Re_D^{0.6} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	2×10^5 - 2×10^6	$Nu_D = 0.031 (S_T/S_L)^{0.2} Re_D^{0.8} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$

Fuente: CENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa. sd: McGraw Hill , 2007.

Las relaciones del número de Nusselt promedio de la tabla 7-2 son para bancos de tubos con 16 o más filas. También se pueden usar esas correlaciones para bancos de tubos con $NL < 16$, siempre que se modifiquen como

$$NU_{D1NL} = FNU_D$$

Donde F es un factor de corrección cuyos valores se dan en la Figura 2. Para $Re_D > 1000$, el factor de corrección es independiente del número de Reynolds (Cengel, 2007).

Una vez que se conoce el número de Nusselt y, por tanto, el coeficiente de transferencia de calor promedio para el banco de tubos completo, se puede determinar la razón de la transferencia de calor a partir de la ley de Newton de enfriamiento, mediante una diferencia de temperaturas apropiada, ΔT . El primer pensamiento que viene a la mente es usar $\Delta T = T_s - T_m = T_s - (T_i + T_e) / 2$. Pero, en general, con esto se predecirá la razón de la transferencia de calor en exceso. A continuación se demuestra que la diferencia de temperaturas apropiada para el flujo interno (el flujo sobre los bancos de tubos todavía es interno a través del casco) es la diferencia media logarítmica de temperaturas, ΔT_{ln} . (Cengel, 2007, pág. 416)

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_s - T_e) - (T_s - T_i)}{\ln[(T_s - T_e) / (T_s - T_i)]} = \frac{\Delta T_e - \Delta T_i}{\ln(\Delta T_e / \Delta T_i)} \quad \text{Ecuación 22}$$

También se demuestra que la temperatura de salida del fluido T_e se puede determinar a partir de

$$T_e = T_s - (T_s - T_i) \exp\left(\pm \frac{A_s h}{m c_p}\right) \quad \text{Ecuación 23}$$

Figura 3. Factor de corrección

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13
Alineados	0.70	0.80	0.86	0.90	0.93	0.96	0.98	0.99
Escalonados	0.64	0.76	0.84	0.89	0.93	0.96	0.98	0.99

Fuente: CENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa. sd: McGraw Hill , 2007.

La razón de la transferencia de calor se puede determinar a partir de

$$Q = hA_S \Delta T_{in} = mc_p (T_e - T_i) \quad \text{Ecuación 24}$$

Otra cantidad de interés asociada con los bancos de tubos es la caída de presión, ΔP , la cual es la diferencia entre las presiones en la admisión y a la salida del banco (Cengel, 2007). Es una medida de la resistencia que los tubos ofrecen al flujo sobre ellos y se expresa como:

$$\Delta P = N_L f X \frac{\rho V^2 máx}{2} \quad \text{Ecuación 25}$$

Donde f es el factor de fricción y x es el factor de corrección.

La potencia requerida para mover un fluido a través de un banco de tubos es proporcional a la caída de presión y, cuando se cuenta con esta caída, la potencia requerida de bombeo se puede determinar a partir de

$$W_{bomba} = V \Delta P = \frac{m \Delta P}{\rho} \quad \text{Ecuación 26}$$

Donde $V = V(N_T S_T L)$ es el gasto volumétrico y $m = \rho V = \rho V(N_T S_T L)$ es el gasto de masa del fluido a través del banco de tubos. Nótese que la potencia requerida

para mantener el fluido en movimiento a través del banco (y, por tanto, el costo de operación) es proporcional a la caída de presión. Por lo tanto, deben evaluarse los beneficios de mejorar la transferencia de calor en un banco de tubos a través de un cambio en la disposición contra el costo de las necesidades adicionales de potencia.

Temperatura adimensional

$$T(r, x) = \frac{T_s(x) - T(r, x)}{T_s(x) - T_b(x)} \quad \text{Ecuación 27}$$

Coefficiente de fricción de darcy

$$\tau_p = -\mu \frac{dv(r, x)}{dr} \quad \text{Ecuación 28}$$

En un conducto dispuesto horizontalmente, el balance de energía aplicado a una porción diferencial indica que la diferencia de presión entre sus extremos debe ser la suficiente para vencer las pérdidas por fricción:

$$-\pi \frac{D^2}{4} dp = \tau_p \pi D dx = -\frac{dp}{dx} = \frac{4\tau_p}{D} \quad \text{Ecuación 29}$$

Hernández, Rodriguez, & Sanz (2010), señalan que el factor de fricción de Darcy está definido según la expresión

$$f = \frac{4\tau_p}{1/2\rho V^2} \quad \text{Ecuación 30}$$

En la superficie del conducto, donde la velocidad del fluido es nula, la transmisión del calor ocurre por conducción, y por lo que se puede calcular a través del perfil de temperatura:

$$hx = Kf \frac{\partial t(r,x)}{\partial} \text{ Ecuación 31}$$

Consideraciones sobre el perfil de temperatura

La evolución de la temperatura del fluido a lo largo del conducto se obtiene mediante un balance de energía en el mismo, considerando una porción diferencial de tubo de longitud dx . La energía que gana (si se calienta) o cede (si se enfría) el fluido durante su circulación es igual al calor transmitido por convección desde o hacia las paredes del conducto, donde P es el perímetro, igual a πD en un conducto de sección circular (Hernández, Rodríguez, & Sanz, 2010).

$$dQ = mc_p dT_b = h_x P (T_s(X) - T_b(x)) dx \text{ Ecuación 32}$$

Correlaciones en conductos no circulares

Para conductos no circulares, es posible emplear las correlaciones anteriores utilizando en la evaluación de las mismas el diámetro hidráulico o diámetro equivalente, definido a continuación, donde A es la sección transversal del conducto y P es su perímetro. Los resultados así obtenidos tienen una precisión suficiente en el caso del régimen turbulento, aunque conducen a errores significativos para régimen laminar.

$$D_h = \frac{4A}{P} \text{ Ecuación 33}$$

3.1.2. Propiedades físicas mecánicas para los componentes del intercambiador de calor de tubos y coraza.

El modelado del intercambiador de calor abarca el cálculo y análisis de las propiedades mecánicas y físicas teniendo en cuenta las recomendaciones, limitaciones y condiciones de las normas internacionales TEMA, ANSI B16.21 y el código ASME sección VIII, DIV 1.

Naranjo, Portilla y Rodríguez (2014) señalan que el objetivo del proyecto abarca la dotación de un equipo para el laboratorio de máquinas térmicas con la capacidad de intercambiar en energía por transmisión de calor a través de dos fluidos de diferente temperatura. Con base a lo referenciado anteriormente se establece a continuación los diferentes parámetros de diseño requeridos para la selección de materiales y componentes del intercambiador de calor.

Tabla 1. Propiedades físicas y mecánicas del acrílico y el vidrio.

PROPIEDADES FISICAS Y MECÁNICAS	MATERIAL	
	Acrílico - Pmma	Vidrio
Visibilidad	alta	Alta
Densidad (kg/m ³)	1150	2000
Conductividad térmica (W/m°C)	0.215	1.05
Coefficiente de expansión térmica ($\times 10^{-6} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$)	60	10
Temperaturas de fusión (°C)	130	730
Resistencia mecánica	No es frágil	Si es frágil
Resistencia a la tensión (MPa)	79	68
Resistencia a la corrosión	Alta	Alta
Temperatura máxima de operación (°C)	90	120

Fuente: CALLIESTER, William D., 2000, Introducción a la Ciencia e Ingeniería de los Materiales, 3ra. ed., México, Editorial Reverte, Vol. 1, p

Tabla 2. Propiedades físicas y mecánicas del cobre y el aluminio.

PROPIEDADES FISICAS Y MECÁNICAS	MATERIAL	
	COBRE SB 88	ALUMINIO SB 324
Densidad (kg/m ³)	7100	2700
Conductividad térmica (W/m°C)	400	245
Temperaturas de fusión (°C)	950	650
Resistencia mecánica	ALTA	ALTA
Resistencia a la tensión (MPa)	270	180
Resistencia a la corrosión	MEDIO	MEDIO
Maleabilidad	ALTO	ALTO

Fuente: CALLIESTER, William D., 2000, Introducción a la Ciencia e Ingeniería de los Materiales, 3ra. ed., México, Editorial Reverte, Vol. 1, p

Naranjo, Portilla y Rodríguez (2014) Seleccionan un intercambiador de calor de tubos y coraza el cual el fluido utilizado es con agua que interactúan entre entrada de la temperatura de funcionamiento oscila entre los 60° C y 65 °C, en estos rangos de operación se debe realizar el cálculo que se realiza para el modelado del intercambiador de calor por medio del software ASPEN HYSYS.

Tabla 3. Propiedades mecánicas y físicas del acero al carbono y el acero inoxidable.

PROPIEDADES FISICAS Y MECÁNICAS	MATERIAL	
	ACERO AL CARBONO - SA 36	ACERO INOX. - SA 304
Densidad (kg/m ³)	7800	7930
Conductividad térmica (W/m°C)	40	17
Temperaturas de fusión (°C)	1500	1435
Coefficiente de expansión térmica (x10 ⁻⁶ °C ⁻¹)	9.8	16
Resistencia a la tensión (MPa)	400	523
Resistencia a la corrosión	BAJO	ALTO
Módulo de elasticidad (GPa)	210	200

Fuente: Calliester, William D., 2000, Introducción a la Ciencia e Ingeniería de los Materiales, 3ra. ed., México, Editorial Reverte, Vol. 1, p

3.1.3. Datos del diseño mecánico para el intercambiador de calor de casco y tubos

Tabla 4. Datos de la coraza.

PARÁMETRO	VARIABLE	FOMÚLA	DATO
Diámetro interno	D_{ic}	$D_{ic} = D_{ec} - 2t_c$	92mm
Diámetro externo	D_{ec}	$D_{ec} = 2t_c + D_{ic}$	112mm
Espesor de la coraza	t_c	$t_c = \frac{D_{ec} - D_{ic}}{2}$	10mm
Longitud de lo coraza	L_c	$L_c = L_{et} + 2Te_{c-e}$	706cm
Presión interna	P_{dc}	$P_{dc} = \frac{20S_c t_c}{D_{ec} + t_c}$	10.8 MPa
Esfuerzo permitido	S_c	$S_c = \frac{\sigma_{ta}}{F_{sc}}$	6.58 MPa

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

Tabla 5. Datos para el arreglo de tubos.

PARÁMETRO	VARIABLE	FOMÚLA	DATO
Diámetro del haz de tubos	D_{ht}	$D_{ht} = D_{eht} - D_{et}$	70.47mm
Diámetro exterior del haz de tubos	D_{eht}	$D_{eht} = D_{ic} - C_{di-ht}$	80mm
Número total de tubos	N_{tt}	$N_{tt} = \frac{0.78D_{ht}^2}{F_s}$	32 tubos
Paso entre tubos	L_{ptt}	$L_{ptt} = f_s D_{et}$	11.9cm
Presión de diseño de tubos	P_{dt}	$P_{dt} = \frac{2S_t E_t t_t}{D_{jt} + 1.2t_t}$	5.7 MPa
Esfuerzo permitido	S_t	$S_t = \frac{\sigma_{tc}}{F_s}$	28.2 MPa
Número total de tubos (empírico)	N_{tt}	$N_{tt} = k_1 \left(\frac{D_{eht}}{D_{et}}\right)^{n_1}$	30 tubos
Área de transferencia de calor	A_{tt}	$A_{tt} = \pi D_{et} L_{et} N_{tt}$	0.6493436m ²
Longitud total de los tubos	L_{tt}	$L_{tt} = L_{et} + 2t_{ef}$	720mm

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

Tabla 6. Selección de datos para las barras de soporte.

Variable	Nombre	Datos
N_{bs}	Es el número de barras de soporte	$N_{bs} = 6$ esparragos
D_{bs}	Diámetro de las barras de soporte	$D_{bs} = 6.4 \text{ mm } \left(\frac{1}{4} \text{ in}\right)$

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

Tabla 7. Datos de las mamparas

PARÁMETRO	VARIABLE	FOMÚLA	DATO
Diámetro de las mamparas	D_m	$D_m = D_{ic} - C_{c-m}$	90.5mm
Corte de las mamparas	C_m	$C_m = \frac{C_{\%m} D_{ic}}{100}$	19.44mm
Diámetro de los agujeros para los tubos	D_{at}	$D_{at} = D_{et} + C_{m-t}$	10.325mm
Distancia de mamparas	$L_{m_{ent}}$ y $L_{m_{sal}}$	$L_{m_{ent}} = L_{m_{sal}}$ $= 0.5[L_{et} - L_{mc}(N_m - 1)]$	51.6mm

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

Tabla 8. Dimensiones de las barras de soporte

Dimensiones de la barra de soporte		
Diámetro nominal de las barras	Diámetro de la barra de acoplamiento	Número mínimo de acoples
6-15 (152-381)	1/4 (6.4)	4
16-27 (406-686)	3/8 (9.5)	6
28-33 (711-838)	1/2 (12.7)	6
34-48 (864-1219)	1/2 (12.7)	8
49-60 (1245-1524)	1/2 (12.7)	10

Fuente: Norma TEMA

De acuerdo a la Tabla 7, conteniendo las dimensiones de las barras de soporte según la norma TEMA se toman los valores asociados en la Tabla 8.

Tabla 9. Datos de los espejos.

Parámetro	Variable	Formula	Dato
Espesor del espejo	t_{ef}	$t_{ef} = \sqrt{\frac{3P_{ac} D_{ic}^2}{16S_{ef}}}$	9.8mm
Esfuerzo permisible	S_{ef}	$S_{ef} = \frac{\sigma_{te}}{F_s}$	181.8MPa

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

Tabla 10. Continuación cuadro de propiedades para cabezales

PARÁMETRO	VARIABLE	FOMÚLA	DATO
Área del corte de la mampara	A_{cm}	$A_{cm} = R_m^2 \frac{\theta_r}{2} - \frac{R_m^2 \text{sen}\theta}{2}$	$101.373 \times 10^{-5} m^2$
Área de un agujero del tubo	A_{at}	$A_{at} = \frac{\pi}{4} D_{at}^2$	$8.3727862 \times 10^{-5} m^2$
Área de un agujero de las barras de soporte	A_{abs}	$A_{abs} = \frac{\pi}{4} D_{abs}^2$	$3.21699087 \times 10^{-5} m^2$
Área de transferencia de los espejos fijos	A_{tef}	$A_{tef} = 2(A_{ic} - N_{tt} A_{et} - N_{bsm} A_{bs})$	$0.00431 m^2$
Área interna de la coraza	A_{ic}	$A_{ic} = \frac{\pi}{4} D_{ic}^2 = \frac{\pi}{4} (92 \times 10^{-3} m)^2$	$6.64761005 \times 10^{-3} m^2$
Área externa de los tubos	A_{et}	$A_{et} = \frac{\pi}{4} D_{et}^2 = \frac{\pi}{4} (9.525 \times 10^{-3} m)^2$	$7.12557392 \times 10^{-5} m^2$
Área de transferencia de las barras de soporte	A_{tbs}	$A_{tbs} = \pi(D_{bs})(L_{ebs})(N_{bs})$	$0.08446 m^2$

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

Tabla 11. Propiedades para cabezales

PARÁMETRO	VARIABLE	FOMÚLA	DATO
Espesos del canal	t_{ca}	$t_{ca} = \frac{P_{dt} R_{eca}}{S_{ca} E_{ca} - 0.6 P_{dt}} + C p_{ca}$	3.77 mm
Espesor de la tapa	t_{ta}	$t_{ta} = \frac{P_{dt} D_{eta}}{2 S_{ta} E_{ta} - 0.2 P_{dt}} + C p_{ta}$	3.34 mm
Longitud total de la tapa	h_{ta}	$h_{ta} = h1 + h2$	36.86 mm
Longitud del canal	h_{ca}	$h_{ca} = H_{c-t} - h_{ta}$	55.14 mm
Diámetro externo de la coraza	D_{ec2}	$D_{ec2} = D_{ec1} (1 + \alpha_{acrilico} (T_1 - t_1))$	112.27 mm
Área de transferencia de las mamparas segmentadas	A_{tms}	$A_{tms} = 17 [A_m - A_{cm} - 29 A_{at} - 4 A_{abs}]$	0.048635 m ²
Diámetro de la mampara neta	A_m	$A_m = \frac{\pi D_m^2}{4}$	643.26073x10 ⁻⁵ m ²
Angulo para un segmento circular	θ	$\theta = 2 \cos^{-1} \left(\frac{R_m - C_m}{R_m} \right)$	110.45° C

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

3.1.4. Diseño térmico

Tabla 12. Propiedades de temperatura

Ítems	Parámetro	Datos de proceso
1	Temperatura de entrada de la coraza	$t_1 = 26^{\circ}c$
2	Temperatura de salida de la coraza	$t_2 = 51^{\circ}c$
3	Temperatura promedio de la coraza	$t_m = 38.5^{\circ}c$
4	Temperatura de entrada de los tubos	$T_1 = 60^{\circ}c$
5	Temperatura de salida de los tubos	$T_2 = T_2$
6	Temperatura promedio de los tubos	$T_m = 56.5^{\circ}c$

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

Tabla 13. Propiedades y constantes del fluido de la coraza y los tubos

Ítems	Parámetro	Datos de proceso
1	Fluido circulante por la coraza:	Agua fría
2	Fluido circulante por los tubos:	Agua caliente
3	Caudal de la coraza:	5 lpm
4	Caudal de los tubos:	18 lpm
5	Densidad del fluido de la coraza	$\rho_c = 992.67 \text{ Kg/m}^3$
6	Densidad del fluido de los tubos	$\rho_t = 984.63 \text{ Kg/m}^3$
7	Flujo másico de la coraza:	$\dot{m}_c = 0.08272 \text{ Kg/s}$
8	Flujo másico de los tubos	$\dot{m}_t = 0.29539 \text{ Kg/s}$
9	Calor específico del fluido de la coraza	$Cp_c = 4178.7 \text{ J/Kg.}^\circ\text{K}$
10	Calor específico del fluido de los tubos	$Cp_t = 4183.6 \text{ J/Kg.}^\circ\text{K}$
11	Viscosidad dinámica del fluido de la coraza	$\mu_c = 0.6731 \times 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$
12	Viscosidad dinámica del fluido de los tubos	$\mu_t = 0.4929 \times 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$
13	Numero de Prandtl del fluido de la coraza	$Pr_c = 4.473$
14	Numero de Prandtl del fluido de los tubos	$Pr_t = 3.172$
15	Conductividad térmica del fluido de la coraza	$k_c = 0.6286 \text{ W/m.k}^\circ$
16	Conductividad térmica del fluido de los tubos	$k_t = 0.6505 \text{ W/m.k}^\circ$
17	Resistencia de ensuciamiento flujo coraza	$Rf_c = 0.0001 \text{ m}^2.\text{c}^\circ/\text{W}$
18	Resistencia de ensuciamiento flujo tubos	$Rf_t = 0.0002 \text{ m}^2.\text{c}^\circ/\text{W}$

Fuente: NARANJO, Javier. PORTILLA, Jesús & RODRIGUEZ, John. Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander.

De la Tabla 4 a la 13, se visualiza los calculo matemáticos realizados por el grupo de estudiantes de ingeniería electromecánica de las unidades tecnológicas de Santander regional Bucaramanga, para el diseño y construcción de un banco de un intercambiador de calor de tubos y coraza, el cual es el componente principal de este proyecto, se colocaron en tablas para conocer que variables utilizaron en el desarrollo de la investigación.

A partir de lo anterior se redirecciona el proyecto del modelado de un banco de pruebas de transferencia de calor a través del software ASPEN HYSYS. La temperatura ambiente de Bucaramanga y Barrancabermeja son distintas y eso hace que los cálculos analíticos varíen, y el diseño original del banco cambie. La ciudad de Bucaramanga se encuentra con una temperatura ambiente promedio de 26 °C, y la temperatura ambiental promedio de Barrancabermeja es de 34 °C, es por ello que se realiza un nuevo cálculo con estas condiciones, para luego utilizar el software ASPEN HYSYS y establecer comparaciones de los datos teóricos hallados con los datos que arroje la simulación de dicho programa con la finalidad de profundizar en el aprendizaje del estudiante, cuando se estén realizando las pruebas prácticas del intercambiador de coraza y tubos.

3.1.5. Efectuar cálculos analíticos con base a problemas de transferencia de calor en sistemas cerrados.

La primera ley de la termodinámica con un balance de energía térmico, en base a los datos conocidos.

$$Q_{req} = \dot{m}_c C p_c \Delta T_c = \dot{m}_c C p_c (t_2 - t_1) \text{ Ecuación 34}$$

Siendo ΔT_c el cambio de temperatura sufrido en el lado de la coraza, en este caso es un incremento de 32 ° C, por ende el calor requerido es:

$$Q_{req} = (0.08272 \frac{Kg}{s})(4178.7 \frac{J}{Kg \cdot ^\circ k})(32 \text{ } ^\circ C)$$

$$Q_{req} = 11061.18 \text{ W}$$

La energía en forma de calor ganado por el flujo de la coraza es el mismo que pierde el flujo de los tubos por tanto la igualdad es valedera. Pudiéndose hallar la temperatura de salida de los tubos (T_2), cabe resaltar que las propiedades obtenidas son halladas con una T_2 asumida.

$$Q_{req} = \dot{m}_c Cp_c \Delta T_c = \dot{m}_t Cp_t \Delta T_t \quad \text{Ecuación 35}$$

$$Q_{req} = \dot{m}_t Cp_t (T_1 - T_2) \quad \text{Ecuación 36}$$

$$T_2 = T_1 - \frac{Q_{req}}{\dot{m}_t Cp_t} \quad \text{Ecuación 37}$$

Sustituyendo en la ecuación

$$T_2 = 60 \text{ } ^\circ C - \frac{11061.18 \text{ W}}{(0.29539 \frac{Kg}{s})(4183.6 \frac{J}{Kg \cdot ^\circ k})}$$

$$T_2 = 51.04 \text{ } ^\circ C$$

Al parecer la temperatura que se asumió desde el principio es muy cercana a la real por tanto se puede decir que $T_2 \approx T_2$.

El calor calculado (Q_{cal}) se realiza a través de la ley de enfriamiento de Newton el cual se le aplica el método de la LMTD (diferencia media logarítmica de temperatura) que es el método más recomendado en el análisis de

intercambiadores de calor debido a que la temperatura a lo largo del intercambiador no es constante.

$$Q_{cal} = U_{cal} A_{TT} \Delta T_{ml} \quad \text{Ecuación 38}$$

Donde U_{cal} es el coeficiente global de transferencia de calor calculado, A_{TT} es el área total de transferencia y ΔT_{ml} es la diferencia de temperatura promedio logarítmica.

Para ΔT_{ml} se tiene en cuenta una configuración de intercambiadores de calor en contraflujo que da como resultado:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \text{Ecuación 39}$$

$$\Delta T_1 = T_2 - T_1 = 60 \text{ }^\circ\text{C} - 51 \text{ }^\circ\text{C} = 9 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{Ecuación 40}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - T_1 = 51.04 \text{ }^\circ\text{C} - 32 \text{ }^\circ\text{C} = 19.04 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{Ecuación 41}$$

Entonces se utilizan los datos en la ecuación

$$\Delta T_{ml} = \frac{9 \text{ }^\circ\text{C} - 19.04 \text{ }^\circ\text{C}}{\ln \frac{9 \text{ }^\circ\text{C}}{19.04 \text{ }^\circ\text{C}}}$$

$$\Delta T_{ml} = 13$$

ΔT_1 y ΔT_2 Representan la diferencia de temperatura entre los dos fluidos en ambos extremos (de entrada y de salida) del intercambiador. La diferencia de temperatura promedio logarítmica no tiene factor de corrección debido a que el intercambiador de calor es de un solo paso tanto en los tubos como en la coraza.

El coeficiente global de transferencia de calor (U_{cal}) está referida al área externa de los tubos, su ecuación se muestra a continuación:

$$U_{cal} = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + Rf_c + \frac{t_t}{K_{tc}} \frac{2r_{et}}{r_{et} + r_{it}} + \left(Rf_t + \frac{1}{h_t}\right) \frac{r_{et}}{r_{it}}} \quad \text{Ecuación 42}$$

En el que h_c y h_t son los coeficientes de transmisión de calor por el lado de coraza y tubos respectivamente, Rf_c y Rf_t son las resistencias de ensuciamiento en la coraza y tubos correspondientemente, t_t es el espesor de los tubos, K_{tc} es la conductividad térmica de los tubos de cobre, r_{et} pertenece al radio externo de los tubos y r_{it} al radio interno de los mismos.

Para apreciar h_t se debe definir el número de Reynolds de los tubos (Re_t):

$$Re_t = \frac{D_{it} G_t}{\mu_t} \quad \text{Ecuación 43}$$

En el cual D_{it} es el diámetro interno de los tubos, μ_t es la viscosidad dinámica del fluido de los tubos a su temperatura promedio respectivamente y G_t es la velocidad másica de flujo de los tubos.

$$G_t = \frac{\dot{m}_t}{a_t} \quad \text{Ecuación 44}$$

\dot{m}_t Es el flujo másico de los tubos y a_t es el área de flujo de los mismos que se halla con el número total de tubos (N_{tt}), diámetro interno de los tubos (D_{it}) y el número de pasos en los tubos n_t .

$$a_t = \frac{\pi N_{tt} D_{it}^2}{4 n_t} = \frac{\pi (31 \text{ tubos})(7.747 \times 10^{-3} \text{ m})^2}{4 (1 \text{ paso en los tubos})} \quad \text{Ecuación 45}$$

$$a_t = 1.46123 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

Sustituyendo en la ecuación

$$G_t = \frac{0.2953 p \text{ Kg/s}}{1.46123 \times 10^{-3} \text{ m}^2}$$

$$G_t = 202.15 \text{ Kg/s.m}^2$$

Reemplazando los valores anteriores se tiene un Reynolds para los tubos de:

$$Re_t = \frac{(7.747 \times 10^{-3} \text{ m})(202.25 \frac{\text{Kg}}{\text{s.m}^2})}{0.4929 \times 10^{-3} \text{ Kg/ms}}$$

$$Re_t = 3177.23$$

$$2100 < Re_t < 10000$$

El Re_t se encuentra en zona de transición, de acuerdo a este criterio la expresión para calcular el coeficiente de transmisión de calor del lado tubos (h_t) es la que se plantea a continuación:

$$\frac{h_t}{c p_t G_t} = 0.116 \left[\frac{Re_t - 125}{Re_t} \right] \left[1 + \left(\frac{D_{et}}{L_{et}} \right)^{0.66} \right] Pr_t^{-0.66} \left(\frac{\mu_t}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación 46}$$

En donde el calor específico (Cp_t), el número de Prandtl (Pr_t) y la viscosidad dinámica (μ_t) están regidos por la temperatura promedio del fluido de los tubos, D_{et} será el diámetro exterior de los tubos, L_{et} es la longitud efectiva de los tubos y μ_w será la viscosidad dinámica de la pared de los tubos a su temperatura correspondiente. Para la temperatura de la pared de los tubos (T_w) se asume un valor aproximado entre las dos temperaturas promedio de los tubos y la coraza.

$$T_w = \frac{T_m + t_m}{2} = \frac{38.5^\circ C + 56.5^\circ C}{2} \quad \text{Ecuación 47}$$

$$T_w = 47.5^\circ C$$

Entonces μ_w provisionalmente tendrá un valor de:

$$\mu_w = 0.6245 \times 10^{-3} \text{ Kg/ms}$$

Sustituyendo los valores en la formula

$$\frac{h_t}{\left(4183.6 \frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot \text{K}}\right) \left(202.25 \frac{\text{Kg}}{\text{sm}^2}\right)} = 0.116 \left[\frac{3177.23^{0.66} - 125}{3177.23} \right] \left[1 + \left(\frac{9.525 \times 10^{-3} \text{ m}}{0.7 \text{ m}} \right)^{0.66} \right] \times 3.172^{-0.66} \left(\frac{0.4929 \times 10^{-3} \text{ Kg/ms}}{0.6245 \times 10^{-3} \text{ Kg/ms}} \right)^{0.14}$$

$$h_t = 1178.1 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

El caculo del coeficiente de transferencia de calor de la coraza (h_c) se utiliza el método de Kern, primero se halla el número de Reynolds de la coraza:

$$Re_c = \frac{D_{eq} G_c}{\mu_c} \quad \text{Ecuación 48}$$

En donde D_{eq} es el diámetro equivalente de la coraza, μ_c es la viscosidad dinámica del fluido de la coraza a su temperatura promedio y G_c es la velocidad másica del flujo de la coraza.

$$G_c = \frac{\dot{m}_c}{a_c} \quad \text{Ecuación 49}$$

\dot{m}_c Es el flujo másico de la coraza y a_c es el área de flujo de la coraza que se halla con el diámetro interno de la coraza (D_{ic}), el claro entre tubos (c), la distancia entre mamparas centrales (L_{mc}) y el paso entre tubos (L_{ptt}).

$$a_c = \frac{D_{ic} \times c \times L_{mc}}{L_{ptt}} \quad \text{Ecuación 50}$$

$$c = L_{ptt} - D_{et} = 11.9 \text{ mm} - 9.525 \text{ mm} \quad \text{Ecuación 51}$$

$$C = 2.38 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Reemplazando en la ecuación (59)

$$a_c = \frac{(92 \times 10^{-3} \text{ m})(2.38 \times 10^{-3} \text{ m})(37.3 \times 10^{-3} \text{ m})}{(11.9 \times 10^{-3} \text{ m})}$$

$$a_c = 0.68632 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

Sustituyendo en la ecuación (58)

$$G_c = \frac{0.08272 \text{ Kg/s}}{0.68632 \times 10^{-3} \text{ m}^2}$$

$$G_c = 120.53 \text{ Kg/sm}^2$$

Para el diámetro equivalente de la coraza (D_{eq}) se utiliza la fórmula para un arreglo triangular obtenida de (intercambiadores de calor de Eduardo CAO)

$$D_{eq} = \frac{4 \left[0.43 \times L_{ptt}^2 - \frac{0.5 \times \pi \times D_{et}^2}{4} \right]}{0.5 \times \pi \times D_{et}} \quad \text{Ecuación 52}$$

$$D_{eq} = \frac{4 [0.43 x (11.9 x 10^{-3}m)^2 - \frac{0.5 x \pi x (9.525x10^{-3})^2}{4}]}{0.5 x \pi x (9.525x10^{-3}m)}$$

$$D_{eq} = 6.75437 x 10^{-3} m$$

Sustituyendo con los valores anteriores se tiene que el número de Reynolds para la coraza (Re_c) es:

$$Re_c = \frac{(6.75437x10^{-3}m)(120.53)}{0.6731x10^{-3}Kg/ms}$$

$$Re_c = 1209.5$$

Para $Re_c > 500$ y para mamparas con segmentaciones simples cercanas al 25% se recomienda la siguiente correlación:

$$\frac{h_c D_{eq}}{K_c} = 0.36 Re_c^{0.55} Pr_c^{0.33} \left(\frac{\mu_c}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ecuación 53}$$

En donde la conductividad térmica del fluido (k_c), el número de Prandtl (Pr_c) y la viscosidad dinámica (μ_c) dependen de la temperatura promedio del fluido de la coraza, D_{eq} será el diámetro equivalente de la coraza y μ_w será la viscosidad dinámica de la pared de los tubos a la temperatura que se asumió anteriormente.

$$\frac{h_c (6.75437x10^{-3}m)}{0.6286 W/mk} = 0.36 (1209.5)^{0.55} (4.473)^{0.33} \left(\frac{0.6731x10^{-3}Kg/ms}{0.6245x10^{-3} Kg/ms}\right)^{0.14}$$

$$h_c = 2752.8 \frac{W}{m^2} ^\circ C$$

Los coeficientes de transferencia de calor en la tubería y en la coraza para calcular el radio crítico.

$$h_t = 1178.1 \text{ w/m}^2\text{C}$$

$$h_c = 2752.8 \frac{W}{m^2} \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$r_{cr} = \frac{k}{h} \quad \text{Ecuación 54}$$

$$K_t = 0.6005 \text{ W/mk} \quad \text{Conductividad térmica de la tubería}$$

$$r_{cr} = \frac{0.6505 \frac{W}{m \cdot K}}{1178,1 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}} =$$

$$r_{cr.Tuberia} = 0.000552 \text{ m} \quad \text{Radio crítico de la tubería.}$$

$$k_c = 0.6286 \frac{W}{m \cdot K} \quad \text{Conductividad térmica del fluido de la coraza}$$

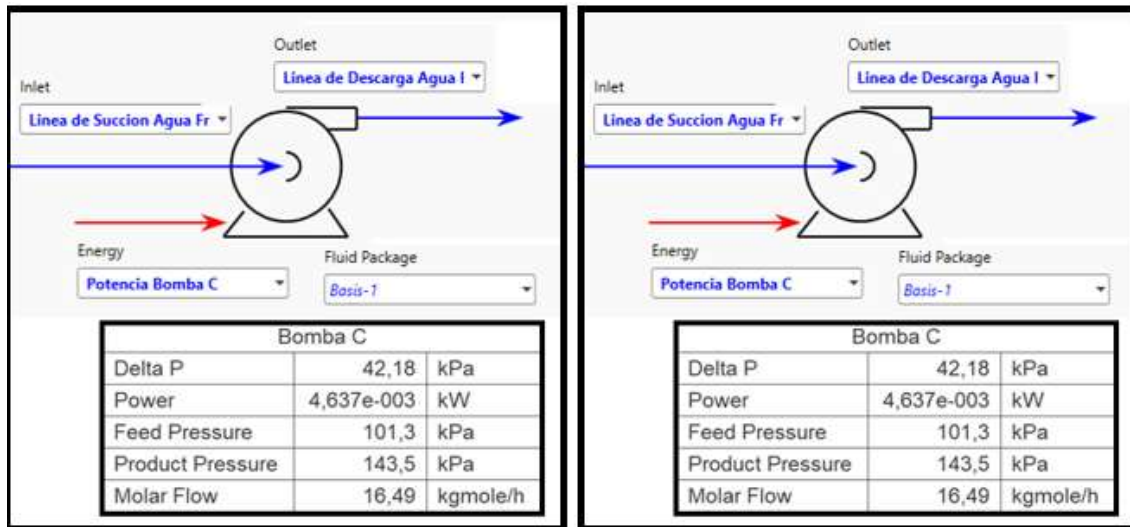
$$r_{cr} = \frac{0,6286 \frac{W}{m \cdot K}}{2752.8 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}} = 0.000228 \text{ m} \quad \text{Radio Crítico de la coraza}$$

3.1.6. Simular en el software ASPEN HYSYS el intercambiador de calor de tubo y coraza.

A continuación, se realiza la simulación de un intercambiador de calor perteneciente a las Unidades Tecnológicas de Santander sede Barrancabermeja cuyos datos de dimensionamiento y accionamiento son extraídos analíticamente. Las variables ingresadas se basan en parámetros de temperatura, presión, corrientes frías, calientes y demás información del proceso.

La construcción del diseño permite identificar detalladamente datos numéricos que componen cada equipo (Bomba, Tanque, intercambiador, condensadora) derivados por el software ASPEN HYSYS, por lo que estos son comparados con los realizados matemáticamente.

Figura 4. Bomba C Y T



Fuente: Autor

El sistema de Bombeo es empleado para incrementar la presión de la corriente de entrada. Por lo que, a partir de la información suministrada, el modulo del software efectúa el cálculo ya sea de la presión, temperatura o eficiencia de la bomba. Una vez completados los requisitos el sistema simula automáticamente calculando los datos faltantes. De forma que se logra el cálculo de variables de presión de descarga, potencia, flujo y demás parámetros según la información de entrada y salida.

La Figura 4 permite evidenciar los sistemas de bombeo y parámetros de cada uno suministrados en el software ASPEN HYSYS. Inicialmente se insertan los equipos, y mediante un doble clic sobre el icono se logra acceder a las propiedades de la

bomba con el propósito de registrar la información necesaria como fluido, energía, nombre, condiciones de corriente de alimentación, presión de salida, etc.

Como se observa en la Figura, la bomba posee un Delta de 42,18 KPa, con una potencia estimada de 4,637e-003 KW. La presión de alimentación infiere un rango de 101,3 KPa y la presión producida de 143,5 KPa.

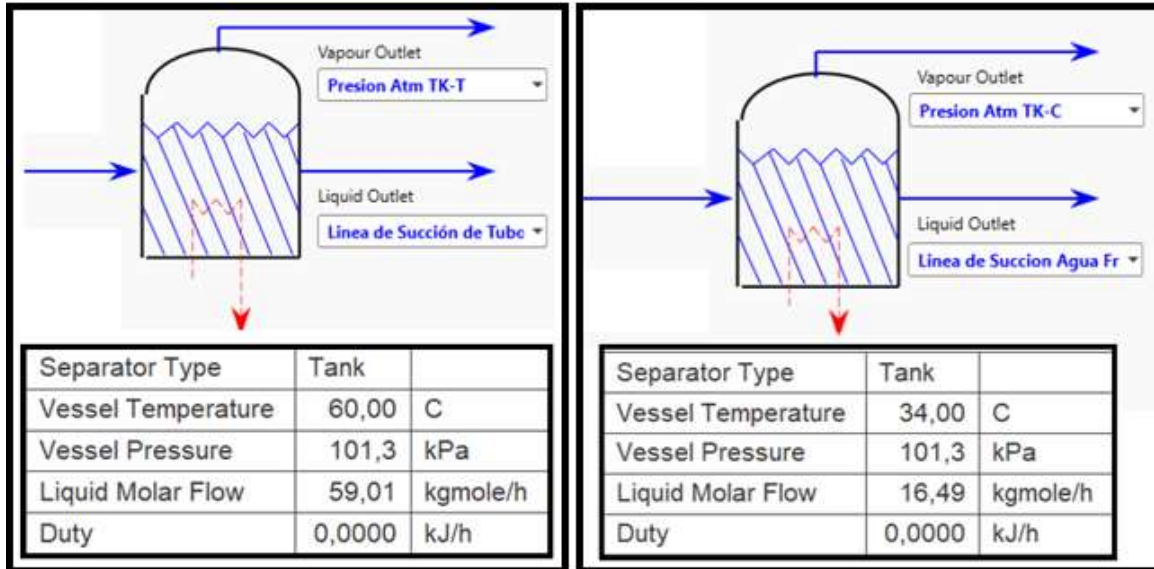
Figura 5. Corrientes de energía

Energy Streams					
		Potencia Bomba C	Potencia Bomba T	Q- Calor TK-001	Q- Calor TK-002
Heat Flow	kJ/h	16,69	221,4	3,161e+004	3,122e+004

Fuente: Autor

La Figura 5, permite evidenciar los parámetros de corriente de energía y/o flujo de calor ingresados a la Bomba C y T. El flujo de calor es expresado como la cantidad de energía térmica que fluye a través de un área. Para la Bomba C, el flujo de calor es de 16,69 KJ/h. Mientras que en la bomba T, posee un promedio de 221,4 KJ/h.

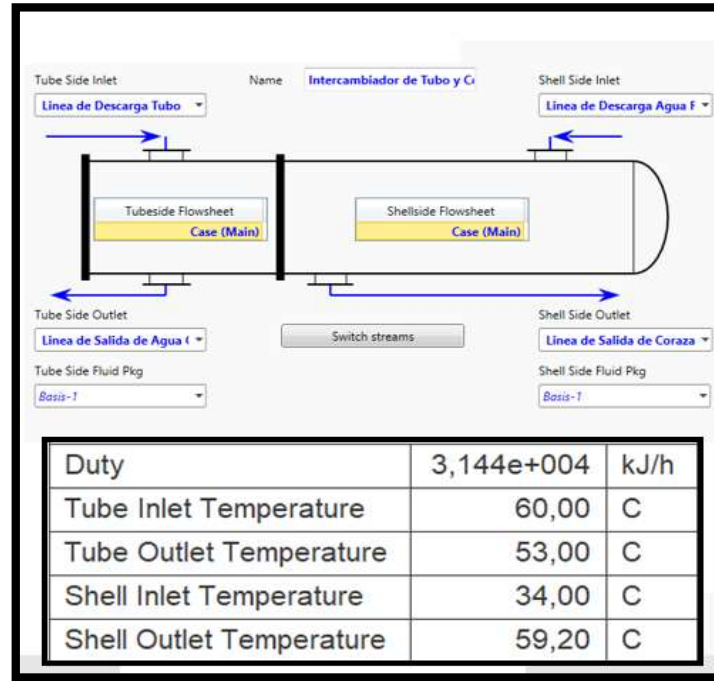
Figura 6. TK – 001 y TK - 002



Fuente: Autor

El TK -001 Y TK -002 evidenciados en la Figura 6, indican una serie de especificaciones basadas en la diferencia de variable en el buque de temperatura y flujo molar líquido. De igual forma se logra observar el buque de presión y representación gráfica del comportamiento de entrada y salida del equipo (Ver Figura 6). La temperatura del recipiente en el caso del TK – 001 es de 60 °C, mientras que el TK -002 posee una temperatura menor de 34 °C. Asimismo, se concluye que la presión del sistema para ambos recipientes es de 101,3 KPa. Mientras que el flujo molar liquido es de 59,01 kgmole/h para el TK-001 y 16,49 kgmole/h para el TK-002.

Figura 7. Intercambiador de calor de tubo y coraza



Fuente: Autor

El intercambiador de calor se consume de energía y material de doble cara equilibrar los cálculos. El equipo es muy flexible, y permite el cálculo de temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo pérdida de calor y la fuga de calor), los flujos de corriente de material, o UA. En el software HYSYS, se lleva a cabo la selección del Intercambiador de Calor Modelo para su análisis siendo el caso el BEM. Sus opciones incluyen un diseño de análisis Punto Final modelo, un ideal ($Ft = 1$) contracorriente modelo de diseño ponderado, un método de clasificación de estado estacionario, y uno de clasificación y simulación dinámica (Jamanca, 2014).

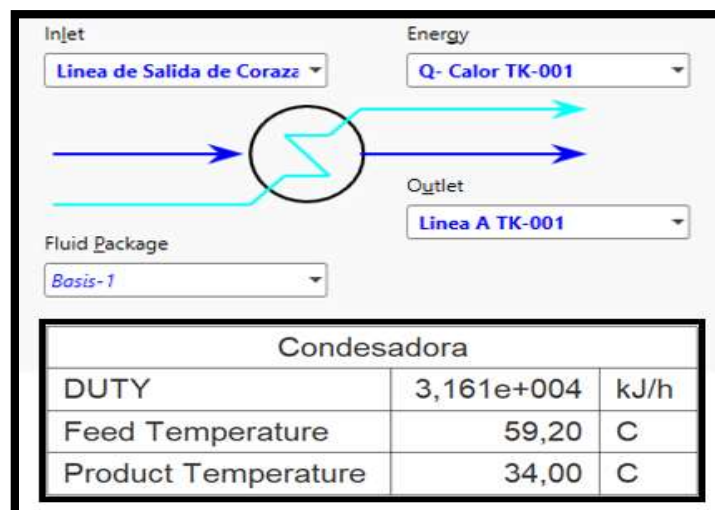
El método de clasificación dinámica es disponible como un modelo básico o detallado, y también puede ser utilizada en el modo de estado estacionario por calificar Intercambiador de calor (Jamanca, 2014). La unidad operación también permite el uso de terceros Intercambiador de calor métodos de diseño a través de OLE

extensibilidad Los cálculos de intercambiadores de calor se basan en balances energéticos para los fluidos caliente y frío.

El UpdateButton le permite actualizar el intercambiador de calor cálculo en el modo dinámico. Por ejemplo, si usted hace un cambio de configuración en el intercambiador de calor, haga clic en este botón para restablecer las ecuaciones aroundthe intercambiador de calor antes de ejecutar el cálculo de simulación en el modo dinámico. Según Jamanca (2014), los principales supuestos del modelo son en general, el coeficiente de transferencia de calor, U es constante y los calores específicos de los flujos tanto de carcasa y tubos secundarios son constante.

A partir de la Figura 7, se logra identificar que los parámetros derivados del software ASPEN HYSYS en cuanto a la simulación del intercambiador de calor. La temperatura de entrada del tubo es de 60 °C, por lo que al momento de efectuar el proceso de transferencia de calor se reduce a una temperatura de salida de 53 ° C. Por otra parte, la carcasa estima una temperatura de entrada de 34 ° C, y se eleva a tal punto de 59,20 ° C como variable de salida del sistema.

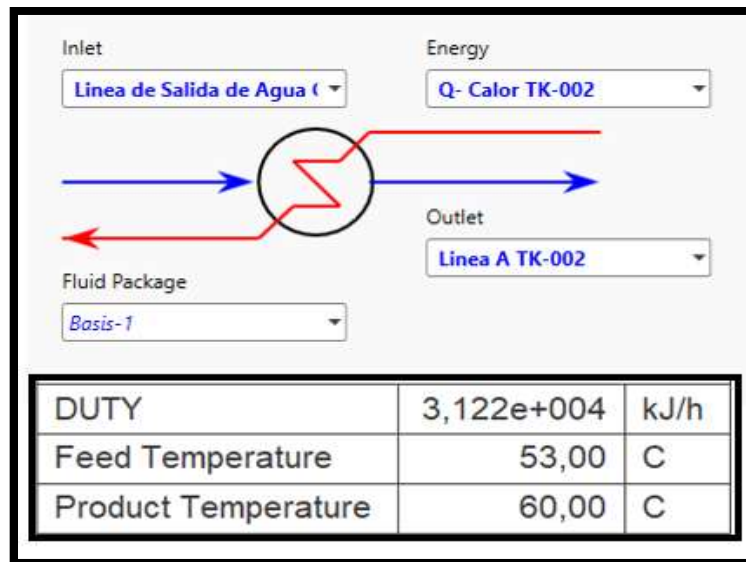
Figura 8. Condensadora



Fuente: Autor

La condensadora ilustrada en la Figura 8, posee una temperatura de alimentación de 59,20 ° C y una temperatura del producto de 34 ° C.

Figura 9. Calentador



Fuente: Autor

Una vez creadas las corrientes de alimentación el siguiente paso es comenzar con la instalación de los equipos. Al igual que ocurre con las corrientes, Hysys da diferentes colores al equipo dependiendo si está completamente definido o no. Si el equipo no está definido o no tiene las corrientes conectadas aparecerá de color rojo, si el equipo está definido, pero no ha simulado por algún motivo aparecerá de color gris con borde de color amarillo y si el equipo está correctamente definido y simulado aparecerá de color gris con bordes en negro. Los colores de las opciones pueden ser cambiados en el menú de preferencias.

El calentador (Ver Figura 9) permite el acondicionamiento térmico, hasta una temperatura determinada para que cuando la corriente de entrada y la que salga del horno se mezclen tenga la temperatura deseada HYSYS. La clase de calentador

instalada necesita la especificación de la corriente de entrada, de salida y una corriente de calor (estas dos últimas creadas desde la ventana de diseño del calentador). Dicho calentador posee unas variables de temperatura de alimentación de 53 ° C y una temperatura producida de 60° C.

Las corrientes de materiales se pueden agregar usando el la flecha azul y las corrientes de energía pueden ser agregado usando la flecha roja. Si se cierra la paleta se puede volver a abrirlo desde la Vista. Abra el formulario de flujo de material haciendo doble clic en la flecha de flujo.

El formulario se abrirá a la Ficha Libro de trabajo > Formulario de condiciones. En la pestaña Hoja de trabajo, ingrese suficientes parámetros para definir completamente ambos la composición de la corriente y su estado termodinámico. Puede ingresar información en cualquier orden.

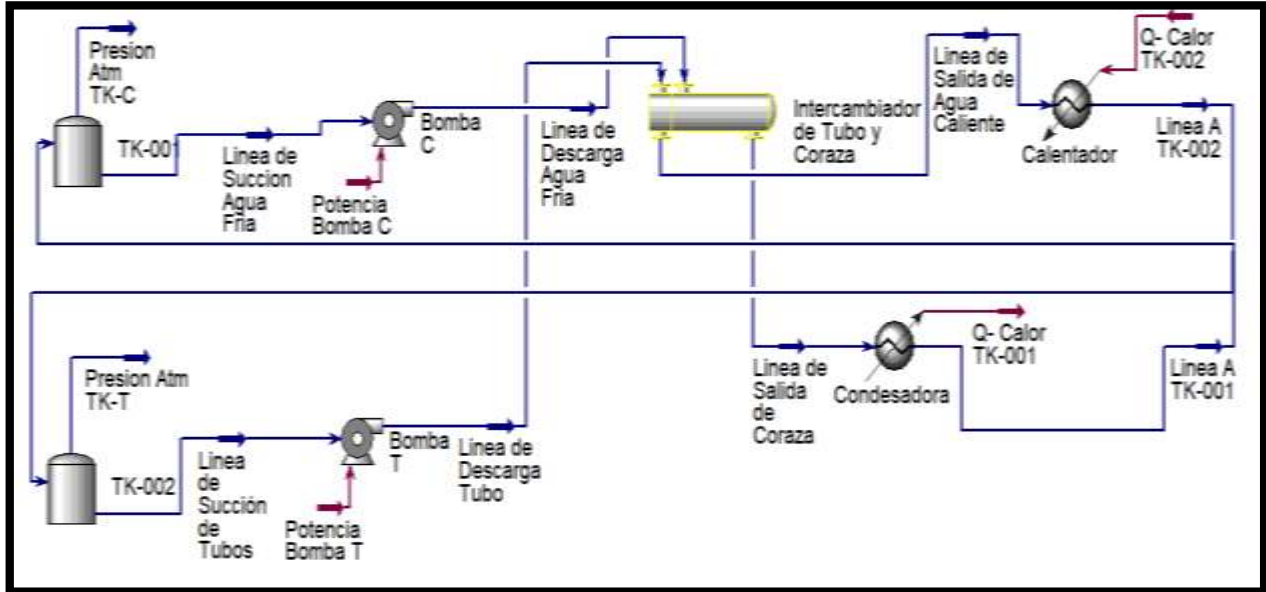
Figura 10. Composición

Compositions			
	Linea de Succion Agua Fria	Linea de Descarga Agua Fria	Linea de Succión de Tubos
Comp Mole Frac (H2O)	1,0000	1,0000	1,0000
	Linea de Descarga Tubo	Linea de Salida de Agua Caliente	Linea de Salida de Coraza
Comp Mole Frac (H2O)	1,0000	1,0000	1,0000
	Linea A TK-001	Presion Atm TK-C	Linea A TK-002
Comp Mole Frac (H2O)	1,0000	1,0000	1,0000
	Presion Atm TK-T		
Comp Mole Frac (H2O)	1,0000		

Fuente: Autor

El segmento de tubo se utiliza para simular una amplia variedad de líneas que van desde tuberías único o de múltiples fases planta con estimación de transferencia de calor, para una gran capacidad de bucle problemas de tuberías. La operación segmento de tubería contiene cuatro modos de cálculo; Caída de presión, Longitud, Flujo y Diámetro.

Figura 11. Simulación sistema intercambiador de calor



Fuente: Autor

Una vez iniciado la ventana principal del Software ASPEN HYSYS, se crea un caso, en el que se procede al ingreso de los componentes para la simulación, los cuales son identificados y seleccionados mediante la herramienta buscador, siendo el caso un compoene puro. En segundo lugar, la selección del paquete termodinámico, permite determinar la información necesaria para desarrollar los cálculos de propiedades físicas, parámetros de interacción, reacciones, tabulaciones, etc. En este caso, el modelo NRTL. Las clases de corriente de energía (Línea color rojo) y materia (Línea color azul) especificadas en HYSYS, son elemento fundamental, por lo que estas requieren de la estimación de todas las propiedades físicas, termodinámicas y representación de parámetros energéticos de los equipos.

Seguidamente, se efectúa la construcción del pfd, para luego agregar respectivamente las condiciones de cada corriente y operación de los equipos. Finalmente, la generación de reportes (Ver Anexos a partir del 1) presenta información detallada del simulador.

3.2. ESTIMAR LOS COSTOS DE CONSTRUCCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR A TRAVÉS DEL SIMULADOR CON EXTENSIÓN ASPEN CAPITAL COST ESTIMATOR.

Para establecer el precio de proceso se considera un factor ineludible, el conocer información clave de los equipos que se van a pagar, es decir, para un sistema de bombeo la potencia requerida, en un tanque el volumen, diámetro, longitud, para un intercambiador de calor el área de transferencia, y así alternativamente para el resto de sistemas. Los equipos de proceso que son costeados a partir de sus valores nominales y flujos de producción por año, tanto materias primas como productos y servicios industriales se muestran en las siguientes tablas.

Tabla 14. EQUIPOS

Nombre de componente	Tipo de componente	Costo directo total (USD)	Costo del equipo (USD)	Peso del equipo (LBS)	Peso instalado (LBS)
Condensadora	DHE TEMA EXCH	44.300	8.000	270	2.765
Bomba C	DCP CENTRIF	27.200	4.100	170	2.155
Bomba T	DCP CENTRIF	28.200	4.100	170	2.402
TK-002	DVT STORAGE	84.600	24.700	7.000	23.122
Intercambiador de Tubo y Coraza	DHE TEMA EXCH	69.800	32.800	6.700	9.396
TK-001	DVT STORAGE	56.900	15.600	2.900	12.127
Total USD		311.000	81.308	17.210	51.967
Total COP		925504.90	241964.4	51215.24	154648.6

Fuente: Autor. Con base a los datos arrojados por el Software Aspen HYSYS

Tabla 15. Generalidades del proyecto.

RESUMEN EJECUTIVO	
NOMBRE DEL PROYECTO	(Banco de transferencia de calor)
CAPACIDAD	1.#INF
LOCACIÓN DE PLANTA	North America
DESCRIPCIÓN BREVE	Este proyecto está modelado para la planificación de recursos y los resultados que se pueden lograr con su ejecución real

Fuente: Autor. Con base a los datos suministrados en el software Aspen HYSYS.

Tabla 16. Tiempos de ejecución.

TIEMPOS Y FECHAS	
Fecha de inicio para ingeniería	Agosto 2018
Duración de fase EPC	15 Semanas
Fecha de finalización de la construcción	Noviembre 2018
Duración del período de puesta en marcha	20 Semanas

Fuente: Autor. Con base a lo arrojado por la modelación.

Tabla 17. Datos de inversión.

INVERSIÓN		
Tasa de conversión de moneda	1	USD/U.S. DOLLAR
Costo total de capital del proyecto	2,47E+06	USD
Costo total de operación	957385	USD/año
Costo total de las materias primas	0	USD/año
Costo Total de Servicios Públicos	38237	USD/año
Ventas totales de productos	0	USD/año
Tasa de rendimiento deseada	20	porcentaje/'año
P.O. del periodo	0	año
Total	995,645	

Fuente: Autor. Con base a los datos que arroja el software Aspen HYSYS.

Tabla 18. Recursos utilizados

UTILRES.ICS (Recursos utilizados)						
Descripción	Fluido	Tasa	Unid	Unidad de tasa	Costo por hora	Costo por unidad
Electricidad		52,507	KW	KW	4,069292	USD/H
Agua de refrigeración	Agua	0,00018	MMGAL	MMGAL/H	0,0216	USD/H
Vapor @100PSI	Vapor	0,033301	KLB	KLB/H	0,27107	USD/H
Total USD		52.507			4,36196	
Total COP		156255.5			12979.9	

Fuente: Autor. Con base a los datos generador por el software Aspen HYSYS.

3.3. ELABORAR LOS MANUALES BÁSICOS PARA EL ESTUDIO Y USO DE LA HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN, PARA QUE SIRVAN COMO APOYO A LAS ASIGNATURAS DE TERMODINÁMICA Y TRANSFERENCIA DE CALOR.

Manual básico para el estudio y uso de la herramienta de simulación, el cual define e ilustra las actividades que se deben realizar al sistema al momento de manipular el software y detectar posibles inconsistencias de accionamiento operativo.

Abriendo el programa. Haciendo doble clic sobre el icono de Aspen HYSYS en el escritorio.

Figura 12. Abriendo Aspen HYSYS



Fuente: Autor.

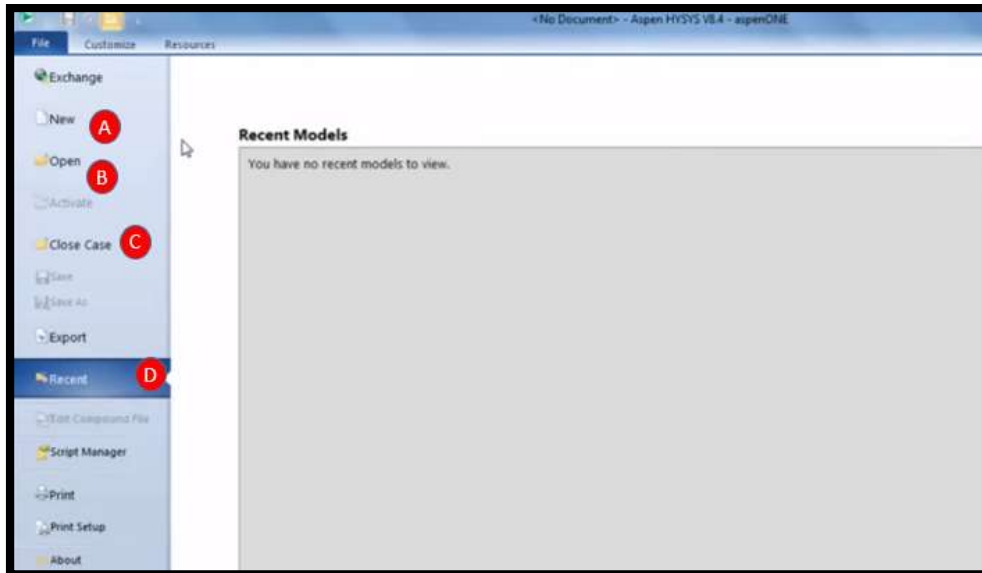
2. Entorno de Aspen HYSYS.

2.1. Al ingresar se obtiene una pantalla a través de la opción archivos (file) que permite:

- A) Crear un nuevo caso
- B) Abrir un caso

- C) Cerrar un caso
- D) Explorar casos recientes

Figura 13. Entorno inicial Aspen HYSYS

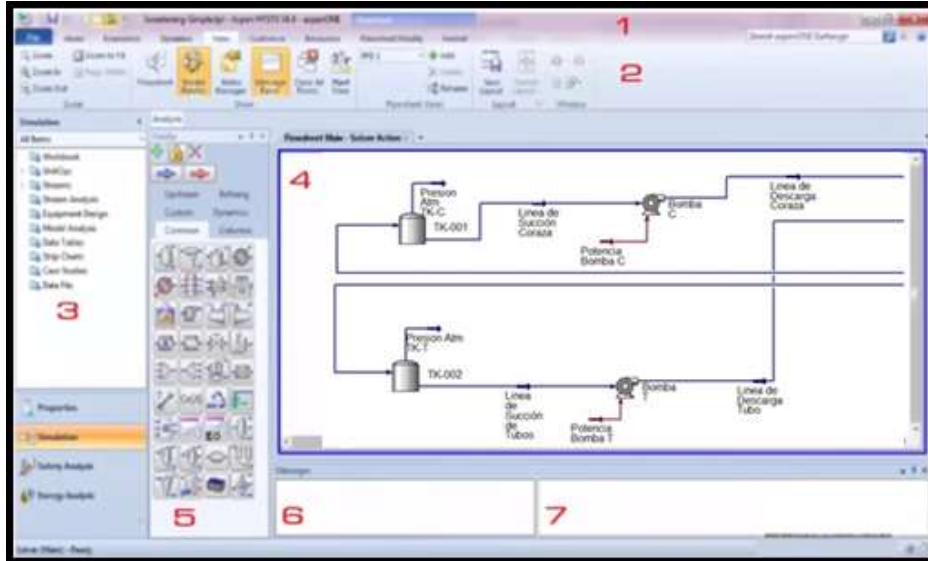


Fuente: Autor

2.2. En el entorno de HYSYS se identifican los siguientes elementos del programa:

1. Barra de título.
2. Cinta de opciones.
3. Panel de navegación.
4. Ventana de simulación.
5. Paleta de modelos.
6. Ventana de mensajes del estado de objetos.
7. Ventana de mensajes de seguimiento.

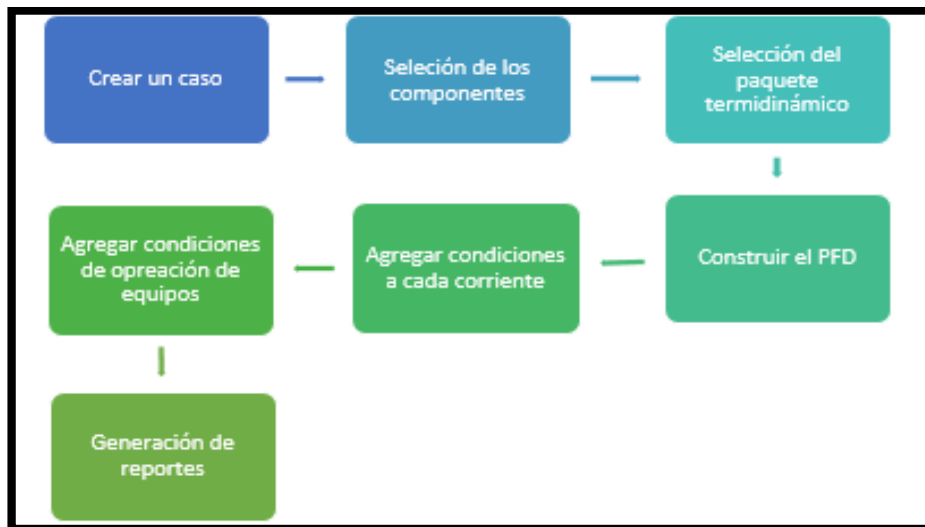
Figura 14. Menú principal



Fuente: Autor.

3. Algoritmo para realizar una simulación en Aspen HYSYS.

Figura 15. Algoritmo para simular en Aspen HYSYS

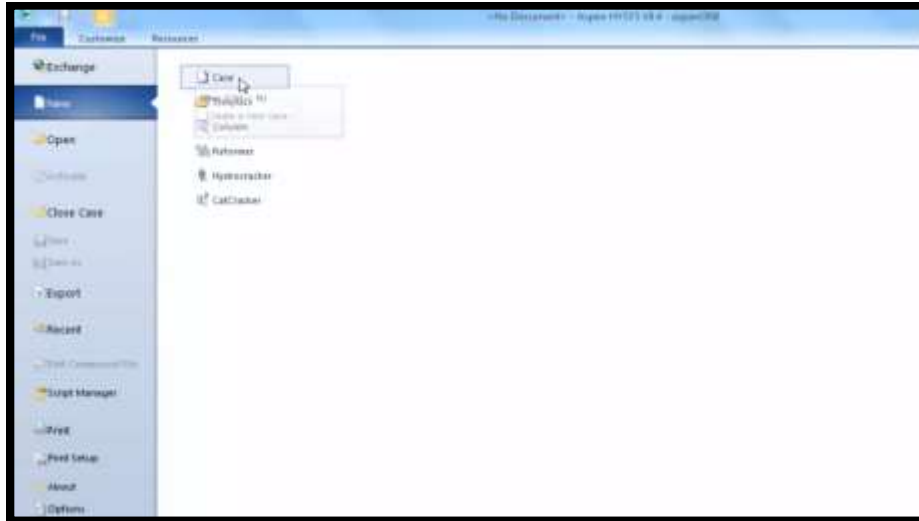


Fuente: Autor.

3.1. Desarrollo del algoritmo.

A) Creación de un caso nuevo. Una vez abierto el programa se dirige a la pestaña archivo (File) y selecciona la opción new, luego la opción case.

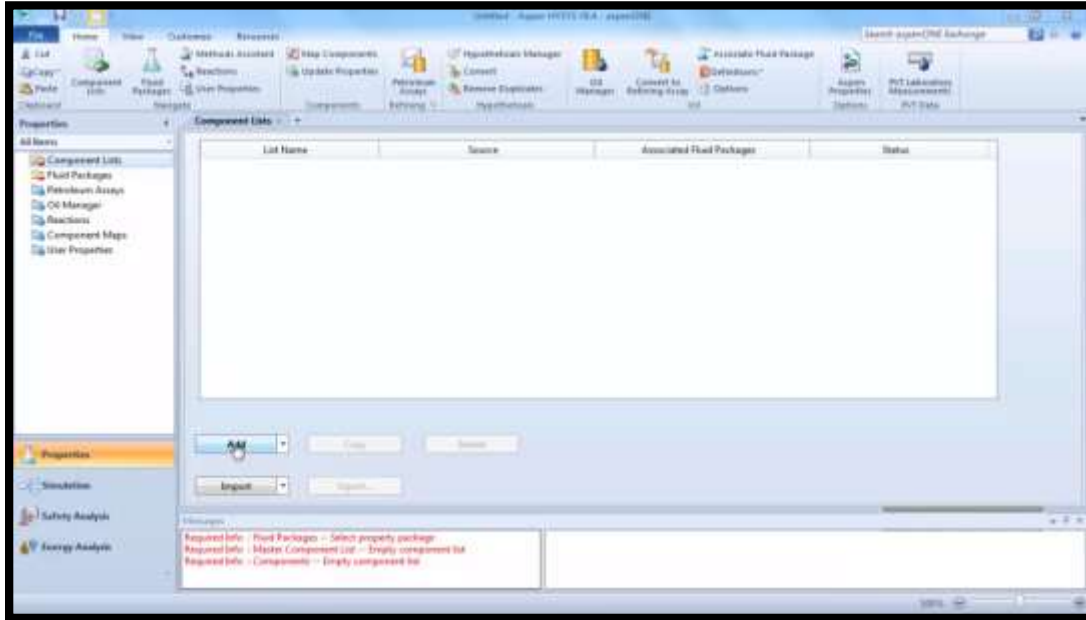
Figura 16. Creación de un caso en Aspen HYSYS



Fuente: Autor

B) Selección de componentes. Se hace clic en el botón Add, que inmediatamente desplegará un área para la selección de los componentes y en la parte lateral izquierda aparece una carpeta llamada Component List- 1. Esta es la carpeta que contendrá todos los componentes que se agreguen.

Figura 17. Selección de componentes.



Fuente: Autor.

Figura 18. Entorno para agregar componentes



Fuente: Autor.

C) Selección del paquete termodinámico. Se procede a seleccionar del panel de navegación el botón Fluid package y posteriormente al botón Add, Se selecciona un paquete termodinámico acorde a la lista de componente previamente seleccionada.

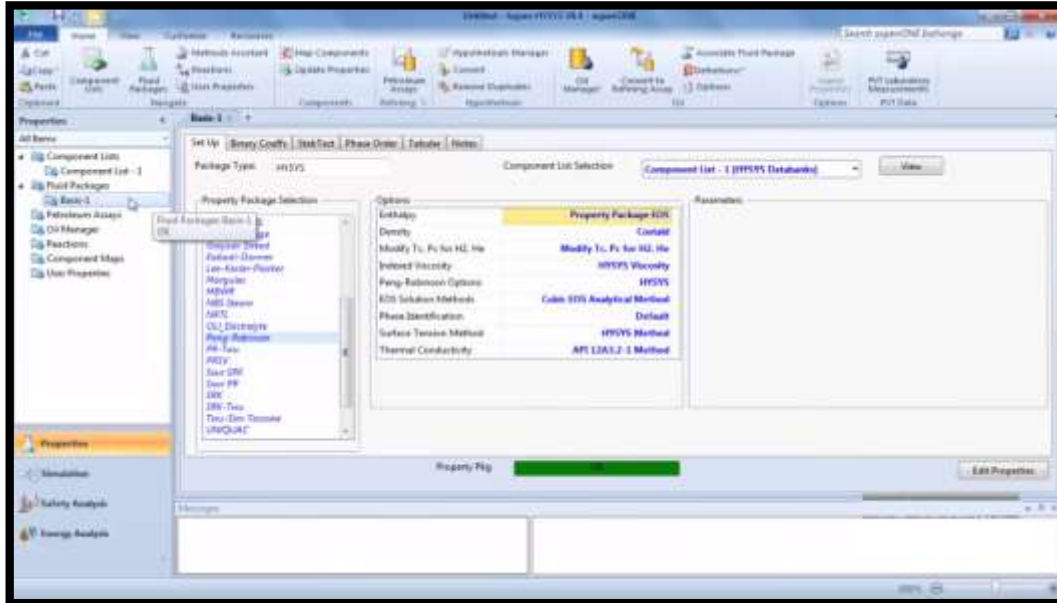
Figura 19. Selección del paquete termodinámico



Fuente: Autor.

Una vez hecho lo anterior, se evidencia en el panel de navegación que las carpetas tienen un check azul, lo que indica que el paquete termodinámico ha sido seleccionado satisfactoriamente (Ver Figura 19).

Figura 20.Entorno para la selección de paquete termodinámico



Fuente: Autor.

En los simuladores de proceso existe a disposición del usuario un gran número de ecuaciones. Las más comunes son:

- Soave-Redlich- Kwong (SRK) y sus variantes
- Peng -Robinson (PR) y sus variantes

Todas estas ecuaciones requieren el uso de coeficientes de interacción binarias para considerar adecuadamente las mezclas multicomponentes. La amplitud y calidad de la base de datos disponible en un simulador en particular determinará, como es obvio, el ajuste de los resultados que obtengamos, siempre dentro del rango de validez de aplicación del método elegido.

Para el cálculo de coeficientes de actividad disponemos, en general, de varias alternativas:

- Ecuación de Wilson
- Ecuaciones de Margules
- Modelo Non Rando Two Liquids (NRTL)
- Modelo Universal QUAsi Chemical (UNIQUAC)

Las cuatro metodologías requieren, para su aplicación, valores experimentales de parámetros de interacción entre los compuestos de la mezcla en tanto que UNIFAC es un método predictivo, basado en la contribución de grupos, por lo que se transforma en una alternativa valiosa cuando la información experimental es escasa

Recomendaciones de uso

La Figura 21, resume los modelos de coeficientes de actividad sugeridos para distintos tipos de mezclas.

Figura 21. Modelo según tipo de mezcla

Tipo de mezcla	Modelo recomendable
Compuestos orgánicos con presencia de agua	NRTL
Alcoholes o en mezclas con fenoles	Wilson
Alcoholes, cetonas y éteres	Margules
Hidrocarburos C4 – C18	Wilson
Hidrocarburos aromáticos	Margules

Fuente: Virtualmaterials. Selección de modelos termodinámicos. [Sitio web]. Disponible en: <https://virtualmaterials.com/>

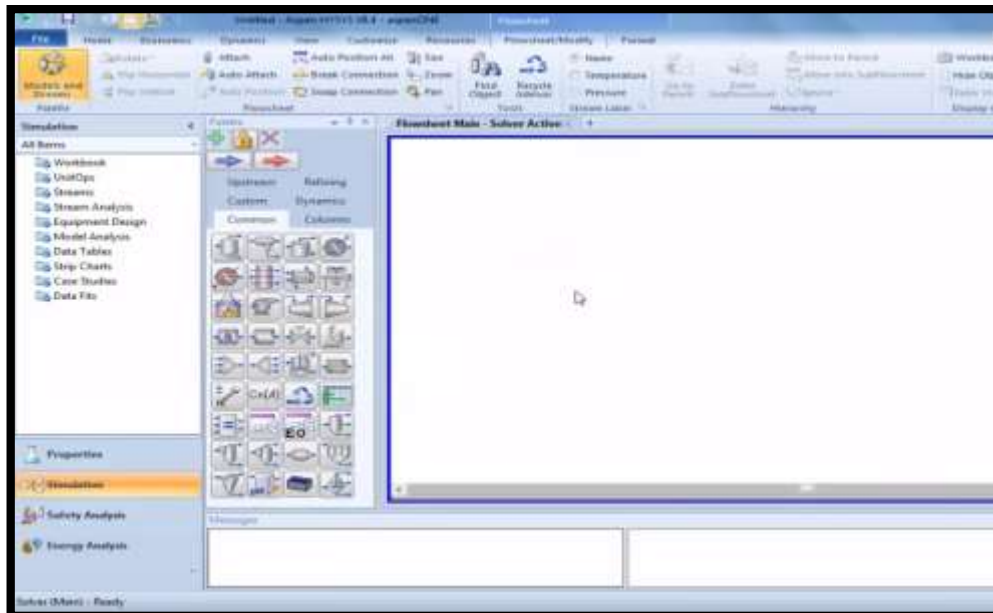
- Cuando sólo se prevé una única fase líquida, las mejores elecciones para las alternativas de modelos de solución son
 - a. NRTL para mezclas orgánicas con presencia de agua.
 - b. Wilson para el resto.

- En aquellas situaciones donde pueda producirse ELL debe usarse NRTL, siempre suponiendo que se cuenta con coeficientes de interacción o se los puede estimar.

A partir de lo expuesto anteriormente, se efectúa la selección del paquete termodinámico NRTL.

D) Construcción del PFD. Se realiza en la ventana de simulación, para ello, en el panel de navegación se selecciona el botón simulation. Para la construcción del PFD, es necesario tener listo el equipo, las corrientes de energía y las corrientes de materia que se requieran.

Figura 22. PFD

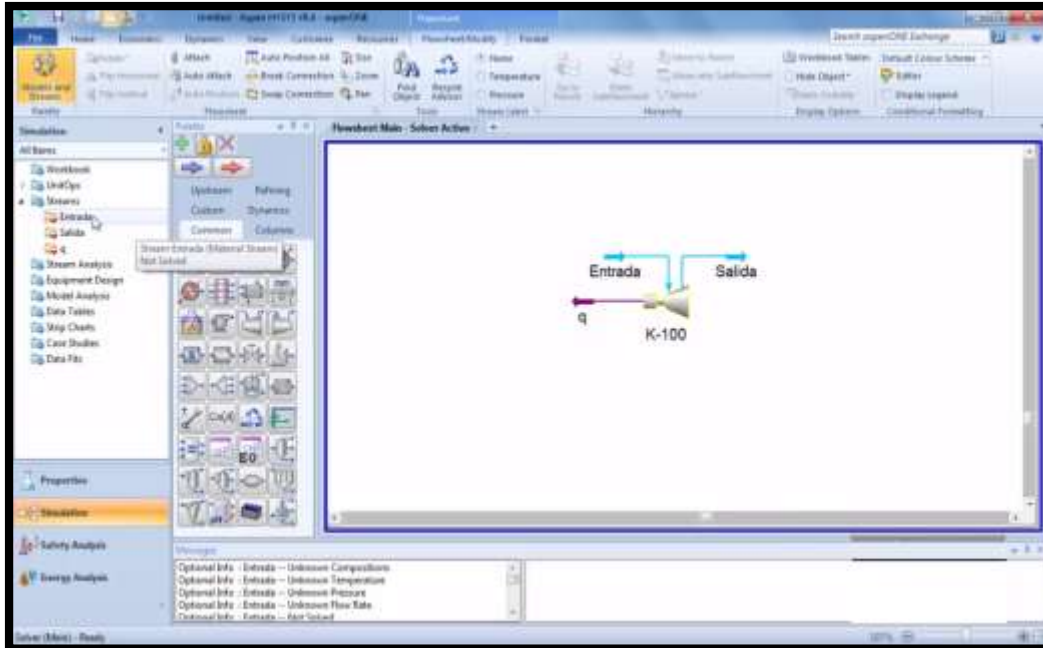


Fuente: Autor

E) Agregar condiciones a las corrientes. Se selecciona la carpeta Streams, Aparecen tres corrientes, dos de materia y una de energía, para modificar una de estas corrientes, se da doble clic sobre la que se desea modificar. Lo cual lleva a

una ventana de modificación de datos, donde se presentan los datos ingresados de color azul y los datos calculados por el software en color gris.

Figura 23. Condiciones de corriente

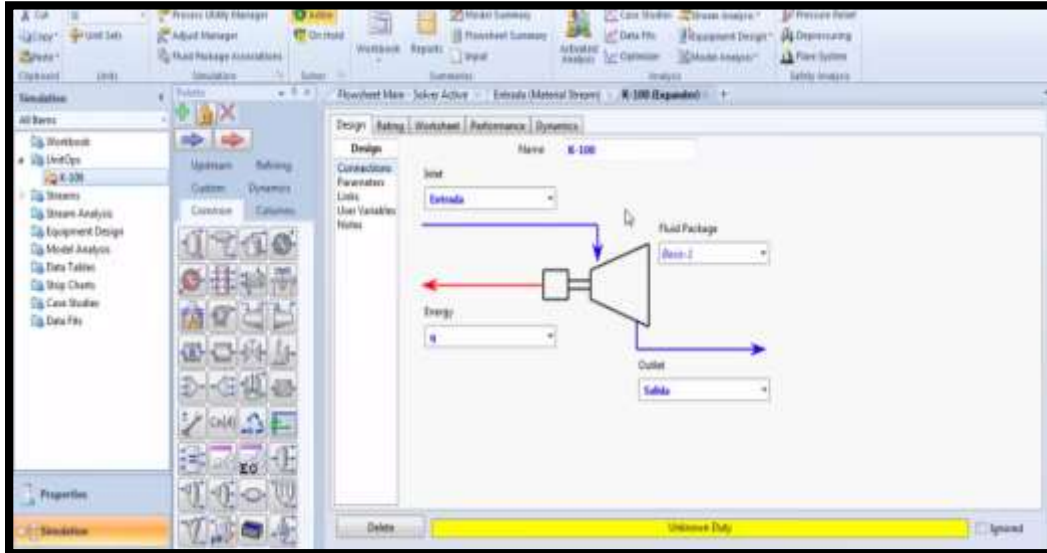


Fuente: Autor.

El diagrama de flujo es una representación gráfica del proceso. Aspen trabaja más elegante si Ud., en primer lugar, coloca el equipo seleccionado de los Modelos de la Biblioteca en la hoja de flujo y luego conecta las corrientes de las alimentaciones y salidas y no, por ejemplo, si coloca primero las corrientes de alimentación en el diagrama de flujo y luego los equipos.

F) Agregar condición de operación de los equipos. Seleccionando la carpeta UnitOps. Se selecciona la subcarpeta. Esto hará desplegar un conjunto de pestañas en las cuales se pueden hacer las modificaciones con referencia al equipo de proceso.

Figura 24. Condiciones de operación en equipos



Fuente: Autor.

A parte de graficar en el entorno de flowsheet, se requiere proveer información para cinco carpetas principales:

- **Setup:** Esta carpeta se usa para especificar información en la simulación, unidades, etc.
- **Components:** Describe las diversas especies químicas involucradas en el proceso.
- **Properties:** Le Permite escoger el (los) modelo(s) termodinámico(s) para estimar propiedades.
- **Stream:** Esta carpeta está donde usted introduce datos de corriente.
- **Blocks:** Carpeta para proporcionar datos acerca del equipo de proceso.

G) Generación de reportes.

Figura 25. Generación de reportes



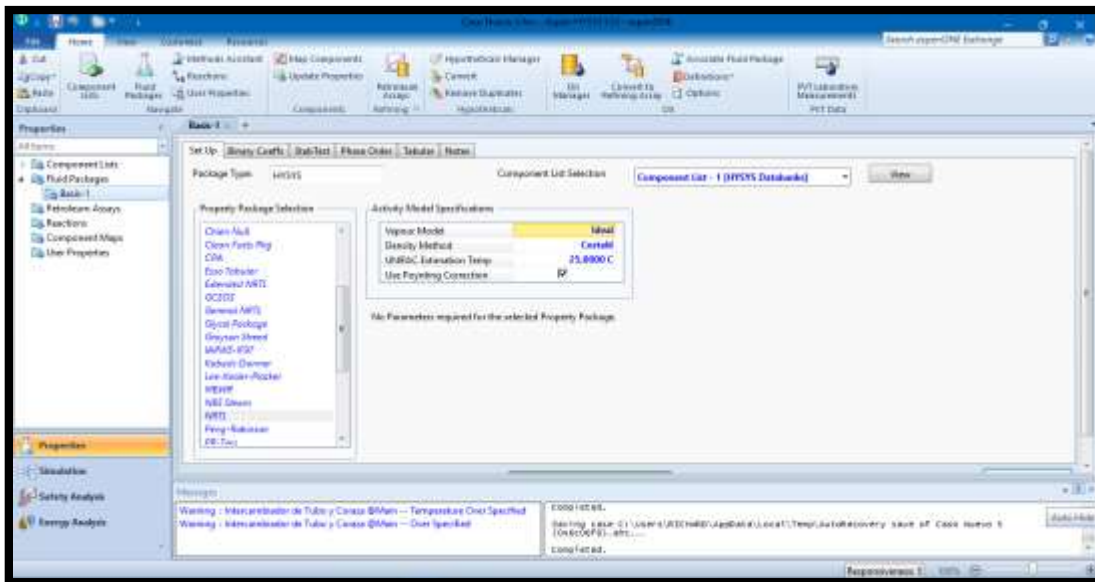
Fuente: Autor

Se accede por el botón Workbook, la herramienta permite obtener un cuadro resumen de las corrientes de materiales y las energías, los materiales y equipos empleados (Ver Figura 25).

4. RESULTADOS

Se hace la entrega a las Unidades Tecnológicas de Santander Regional Barrancabermeja, la estructuración de un libro caracterizado con la realización del modelado de una interfaz para la simulación de procesos de un banco de pruebas de transferencia de calor a través del software ASPEN HYSYS. La selección del software está dada de acuerdo a los parámetros requeridos por la investigación para la correcta solución de problemas complejos impartidos en el área electromecánica, creando así una herramienta de solución rápida y confiable.

Figura 26. Selección del modelo NRTL



Fuente: Autor

Asimismo, se establece la solución analítica de procesos de transferencia de calor como conducción, radiación y convección. En los que además se tienen en cuenta factores de presión, volumen y temperatura, ciclos de prueba, fases homogéneas y heterogéneas, con el objetivo de encontrar el coeficiente global de transferencia y

el radio crítico de aislamiento validando los resultados obtenidos con el software de programación y los cálculos efectuados.

Tabla 19. Descripción de resultados

Ecuación	Descripción	Resultado	Unidad
Ec. 34 $Q_{req} = \dot{m}_c C p_c \Delta T_c$	$(0.08272 \frac{Kg}{s})(4178.7 \frac{J}{Kg \cdot ^\circ K})(32^\circ C)$	11061.18	W
Ec. 37 $T_2 = T_1 - \frac{Q_{req}}{\dot{m}_t C p_t}$	$60^\circ C - \frac{11061.18 W}{(0.29539 \frac{Kg}{s})(4183.6 \frac{J}{Kg \cdot ^\circ K})}$	51.04	° C
Ec. 40 $\Delta T_1 = T_2 - T_1$	$60^\circ C - 51^\circ C$	9	° C
Ec 41. $\Delta T_2 = T_2 - T_1$	$51.04^\circ C - 32^\circ C$	19.04	° C
Ec 39 $\Delta T_{mi} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{Ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$	$\frac{9^\circ C - 19.04^\circ C}{Ln \frac{9^\circ C}{19.04^\circ C}}$	13	
Ec. 45 $a_t = \frac{\pi N_{it} D_{it}^2}{4 n_t}$	$\frac{\pi (31 \text{ tubos})(7.747 \times 10^{-3} m)^2}{4 (1 \text{ paso en los tubos})}$	1.46123×10^{-3}	m^2
Ec 43. $Re_t = \frac{D_{it} G_t}{\mu_t}$	$\frac{(7.747 \times 10^{-3} m)(202.25 \frac{Kg}{sm^2})}{0.4929 \times 10^{-3} Kg/ms}$	3177.23	
Ec. 42 $G_t = \frac{\dot{m}_t}{a_t}$	$\frac{0.29539 Kg/s}{1.46123 \times 10^{-3} m^2}$	202.15	$Kg/s \cdot m^2$
Ec. 44 $T_w = \frac{T_m + t_m}{2}$	$\frac{38.5^\circ C + 56.5^\circ C}{2}$	47.5	° C
Ec. 48 $Re_c = \frac{D_{eq} G_c}{\mu_c}$	$\frac{(6.75437 \times 10^{-3} m)(120.53)}{0.6731 \times 10^{-3} Kg/ms}$	1209.5	
Ec. 46 $G_c = \frac{\dot{m}_c}{a_c}$	$\frac{0.08272 Kg/s}{0.68632 \times 10^{-3} m^2}$	120.53	Kg/sm^2
Ec. 47 $a_c = \frac{D_{IC} \times C \times L_{mc}}{L_{ptt}}$	$\frac{(92 \times 10^{-3} m)(2.38 \times 10^{-3} m)(37.3 \times 10^{-3} m)}{(11.9 \times 10^{-3} m)}$	0.68632×10^{-3}	m^2
Ec. 51 $c = L_{ptt} - D_{et}$	$11.9 mm - 9.525 mm$	2.38×10^{-3}	m

Ec. 52 $D_{eq} = \frac{4 [0.43 x L_{ptt}^2 - \frac{0.5 x \pi x D_{et}^2}{4}]}{0.5 x \pi x D_{et}}$	$\frac{4 [0.43 x (11.9 x 10^{-3}m)^2 - \frac{0.5 x \pi x (9.525x10^{-3})^2}{4}]}{0.5 x \pi x (9.525x10^{-3}m)}$	$6.75437 x 10^{-3}$	m
Ec 46. $\frac{h_t}{C_{pt} G_t}$	$\frac{h_t}{C_{pt} G_t} = 0.116 \left[\frac{3177.23^{0.66} - 125}{3177.23} \right] [1 + \left(\frac{9.525x10^{-3}m}{0.7 m} \right)^{0.66}] x 3.172^{-0.66} \left(\frac{0.4929x10^{-3}Kg/ms}{0.6245x10^{-3} Kg/ms} \right)^{0.14}$	1178.1	w/m^2C
Ec. 53 $\frac{h_c D_{eq}}{K_c} =$	$\frac{h_c (6.75437x10^{-3}m)}{0.6286 W/mk} = 0.36 (1209.5)^{0.55} (4.473)^{0.33} \left(\frac{0.6731x10^{-3}Kg/ms}{0.6245x10^{-3} Kg/ms} \right)^{0.14}$	2752.8	$\frac{W}{m^2}^{\circ}C$
Ec. 54 $r_{cr} = \frac{k}{h}$	$\frac{0.6505 \frac{W}{m^{\circ}K}}{1178.1 \frac{W}{m^2C}}$	0.000552	m

Fuente: Autor

Lo cual permite demostrar la importancia de emplear sistemas con igual magnitud al presentado. De igual forma, la Figura 27 permite observar la corriente de los materiales con relación a las líneas de succión y descarga de agua fría, tubos, coraza, TK – 001 y TK – 002.

Tabla 20. Dimensiones de tubos

PARÁMETRO	VARIABLE	FOMÚLA	DATO
Diámetro del haz de tubos	D_{ht}	$D_{ht} = D_{eht} - D_{et}$	91.2 mm
Diámetro exterior del haz de tubos	D_{eht}	$D_{eht} = D_{ic} - C_{di-ht}$	82.5mm
Número total de tubos	N_{tt}	$N_{tt} = \frac{0.78D_{ht}^2}{F_s}$	30 tubos
Paso entre tubos	L_{ptt}	$L_{ptt} = f_s D_{et}$	11.91cm
Longitud total de los tubos	L_{tt}	$L_{tt} = L_{et} + 2t_{ef}$	726mm

Fuente: Autor

Tabla 21. Características de mamparas

PARÁMETRO	VARIABLE	FOMÚLA	DATO
Diámetro de las mamparas	D_m	$D_m = D_{ic} - C_{c-m}$	92.19mm
Corte de las mamparas	C_m	$C_m = \frac{C_{\%m} D_{ic}}{100}$	27.39 mm
Diámetro de los agujeros para los tubos	D_{at}	$D_{at} = D_{et} + C_{m-t}$	11.91 mm
Distancia de mamparas	Lm_{ent} y Lm_{sal}	$Lm_{ent} = Lm_{sal}$ $= 0.5[L_{et} - L_{mc}(N_m - 1)]$	59.67 mm

Fuente: Autor

Tabla 22. Parámetros de coraza

Ítems	Parámetro	Datos de proceso
1	Temperatura de entrada de la coraza	$t_1 = 34\text{ }^\circ\text{C}$
2	Temperatura de salida de la coraza	$t_2 = 53\text{ }^\circ\text{C}$
3	Temperatura promedio de la coraza	$t_m = 38.5\text{ }^\circ\text{C}$
4	Temperatura de entrada de los tubos	$T_1 = 60\text{ }^\circ\text{C}$
5	Temperatura de salida de los tubos	$T_2 = T_2$
6	Temperatura promedio de los tubos	$Tm = 59,20\text{ }^\circ\text{C}$

Fuente: Autor

Tabla 23. Parámetros de proceso

Ítems	Parámetro	Datos de proceso
1	Energía	$3,12 \times 10^4 \frac{KJ}{h}$
2	UA	$5,36 \times 10^3 \frac{KJ}{C * h}$
3	Mínima temperatura de enfoque	$0.854\text{ }^\circ\text{C}$
4	LMTD	$5,884\text{ }^\circ\text{C}$

Fuente: Autor

Figura 27. Corriente de materiales

		Linea de Succión Agua Fria	Linea de Descarga Agua Fria	Linea de Succión de Tubos	Linea de Descarga Tubo	Linea de Salida de Agua Caliente
Vapour Fraction		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature	C	34,00	34,00	60,00	60,00	53,00
Pressure	kPa	101,3	143,5	101,3	254,5	254,3
Molar Flow	kgmole/h	16,49	16,49	59,01	59,01	59,01
Mass Flow	kg/h	297,0	297,0	1063	1063	1063
Liquid Volume Flow	m ³ /h	0,2976	0,2976	1,065	1,065	1,065
Heat Flow	k/h	-4,686e+006	-4,686e+006	-1,665e+007	-1,665e+007	-1,666e+007
		Linea de Salida de Coraza	Linea A TK-001	Presion Alm TK-C	Linea A TK-002	Presion Alm TK-T
Vapour Fraction		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature	C	59,20	34,00	34,00	60,00	60,00
Pressure	kPa	142,7	101,3	101,3	101,3	101,3
Molar Flow	kgmole/h	16,49	16,49	0,0000	59,01	0,0000
Mass Flow	kg/h	297,0	297,0	0,0000	1063	0,0000
Liquid Volume Flow	m ³ /h	0,2976	0,2976	0,0000	1,065	0,0000
Heat Flow	k/h	-4,654e+006	-4,686e+006	0,0000	-1,665e+007	0,0000

Fuente: Autor

Se lleva a cabo la estimación de los costos que incluye la construcción del intercambiador de calor a través del simulador con extensión Aspen capital Cost Estimator. De igual forma, se hace entrega de la conformación de manuales básicos evidenciados a partir del Anexo 21 para el estudio y uso de la herramienta de simulación con el objetivo de implementar una herramienta de apoyo a las temáticas impartidas en las asignaturas de termodinámica y transferencia de calor.

La elaboración de la investigación pretende crear en el estudiante la habilidad de efectuar vertiginosamente la ejecución de problemas termodinámicos complejo de acuerdo a requisitos de calor y trabajo en procesos industriales. Además de desarrollar habilidades técnicas en el estudiante que favorezcan su perfil como profesional electromecánico al momento de ingresar en el campo laboral y enfrentarse a equipos en los que se presenten procesos termodinámicos, con múltiples ciclos de prueba.

5. CONCLUSIONES

El programa ASPEN HYSYS resulta ser herramienta complementaria a la solución de problemas termodinámicos, incluyendo la visualización gráfica de los objetos lo cual dinamiza el proceso de conexiones e ingreso de variables. Asimismo, brinda una ayuda para optimizar el diseño creado en el simulador, debido a que alerta al usuario de posibles errores por sobre especificaciones del equipo.

El estudiante conoce detalladamente las conexiones, variables de entrada y salida requeridas por el sistema para ejecutar las acciones de transferencia de calor. Para la simulación se emplea como fluido en la parte interna de la coraza, agua (cool) y en la parte interna de los tubos de cobre, agua (hot). Se logra experimentalmente la transferencia de calor entre dichos fluidos; así mismo la comparación de los resultados con la teoría. Paralelamente se elabora un manual del programa, a fin de ser utilizado por los estudiantes como apoyo al estudio y uso de esta herramienta de diseño y simulación de procesos.

Mediante el software Aspen Capital Cost Estimator se hace una evaluación económica de procesos, estimando los costos de capital y operación requeridos para la construcción del banco de transferencia de calor. La evaluación del proyecto abarca especificaciones económicas, de diseño, proceso, etc, los cuales constituyen las bases de la investigación.

Para los tubos se utilizó el cobre, caracterizado por su alta conductividad térmica. Para las mamparas se manipuló el acero inoxidable debido a que resiste la corrosión y los esfuerzos ocasionados por el fluido. El material para los cabezales (canal, tapa y brida) es el acero al carbono con un proceso de cincado, debido a que sus propiedades permiten una excelente unión por soldadura entre los componentes del cabezal, además por su bajo costo (Naranjo, Portilla, & Rodriguez, 2014).

6. RECOMENDACIONES

El uso del módulo analizador económico no solo genera reportes de costos, sino que además es de gran utilidad en informes de evaluación económica de un proyecto, generando sugerencias de acuerdo a los datos de entrada requeridos para una mayor precisión del flujo económico. Del mismo modo, este sistema da cabida a la variación de costos de la materia prima, servicios y productos auxiliares, sensibilizando de manera fácil y rápida los parámetros económicos de la investigación.

Al ser una herramienta tan completa al momento de estructurar procesos termodinámicos, se recomienda el uso de simulaciones térmicas, físicas, económicas, de vibraciones, etc debido a que permite ejecutarse con poca información de entrada, la cual, luego es completada mediante cálculos entregados por el software.

Se considera el desarrollo de nuevas líneas de investigación basadas en la ejecución de actividades de simulación y diseño en el software ASPEN HYSYS como herramienta computacional que permita la dinamización de actividades orientadas a evaluar los parámetros de ingreso y salida no solo de sistemas intercambiadores de calor, sino que además ampliar el estudio a nuevos métodos de control.

7. BIBLIOGRAFÍA

Betancourt, R. (2003). *Transferencia molecular de calor*. Colombia: Universidad Nacional de Colombia, UNC.

Burbano, S. (2014). DISEÑO TERMICO Y MECANICO DE UN INTERCAMBIADOR DE CORAZA Y TUBOS. Riobamba, Ecuador.: ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DE CHIMBORAZO.

Cengel, Y. (2007). *Transferencia de calor y masa*. sd: McGraw Hill.

CENGER. (2002). *Heat Transfer: A Practical Approach with EES*. Boston: McGraw-Hill.

Diego Fernando, M. H. (2017). *Diseño de software para intercambiadores de calor de coraza y tubos con cinco sustancias diferentes*. Bogotá D.C.: Universidad los Libertadores.

Eduardo Silva, A. (2012). *Simulación de intercambiadores de calor, diseño de redes de intercambio calórico y estimación de costos usando Aspen*. Chile: Universidad de Magallanes.

F. Brs. Dresden, G. Benjamín, F., & F. Fabiana. (2011). *Modelado y simulación de intercambiadores de calor industriales para mezclas multicomponentes, a través del uso del lenguaje LabView, con la finalidad de hacer estudios de evaluación, operación y control*. Caracas: Universidad Central de Venezuela.

Federico, C. M. (2013). *Descripción, Selección y Aplicación de los Transformadores Eléctricos*. Cuautitlan Izcalli: U.N.A.

Fonseca, L., & Riveros, L. (2009). *Diseño térmico y mecánico de intercambiadores de calor de casco y tubo*. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, U.I.S.

Gonzalez, M. A. (2012). *Intercambiadores de calor*. Falcon: Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda.

González, R. (2013). *Fluidos y equipos de gasificación criogénicos*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.

GTC 104. (2009). *Gestión del riesgo ambiental, principios y procesos*. Colombia: Guia Técnica Colombiana, G.T.C.

Hernández, J., Rodriguez, J., & Sanz, J. (2010). *Transmisión de calor para ingenieros*. Cuenca: Universidad de castilla.

Hugo M., L., & Luis C., M. (2012). *Desarrollo de una herramienta computacional para la evaluación de costos de equipos de proceso industriales*. Cartagena de Indias: Universidad de Cartagena.

IDAE. (2007). *Diseño y cálculo del aislamiento térmico de conducciones, aparatos y equipos*. Madrid: Instituto para la diversificación y ahorro de energía.

Kern, D. (1987). *Procesos de transferencia de calor*. sd: UPD.

Kreith, F. (2012). *Principios de transferencia de calor*. Mexico: CENGAGE.

Ley 99. (1993). *Ley del Medio Ambiente*. Colombia: República de Colombia, R.C.

LLangari, V., & Solis, G. (2012). *Diseño Termico E Hidraulico De Un Intercambiador De Coraza Y Tubos*. Riobamba, Ecuador: ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DE CHIMBORAZO.

Lopategui, E. (2015). *Manejo de la información y uso de la computadora*. unam cch oriente.

Manocivh, L. (2013). *El software toma el mando*. New York: UOC.

Martinez, M. (2005). *Procesadores graficos para pc*. Madrid: Ciencia.

Mosquera, I., & Valencia, J. (2014). *Análisis de transferencia de calor de un material para aislamiento térmico de bebidas refrigeradas en envases o en empaques cilíndricos*. Santiago de Cali: Universidad Autónoma de Occidente, U.A.O.

Naranjo, J., Portilla, J., & Rodriguez, J. (2014). *Implementación de un intercambiador de calor de coraza y tubos para prueba de laboratorio en las Unidades Tecnológicas de Santander*. Bucaramanga: UTS.

NTC 5291. (2004). *Sistema de calentamiento solar domestico de agua (transferencia de calor de un liquido a otro)*. Colombia: Norma Técnica Colombiana, N.T.C.

Pablo Andrés, Z. (2014). *Diseño y simulación de una torre de destilación por medio de un software especializado para la recuperación de 1-Buteno en la empresa polipropileno del caribe S.A*. Cartagena de Indias: Universidad de San Buenaventura.

R-DC-95

Simulación de un banco de pruebas de transferencia de calor a través del software ASPEN HYSYS

VERSIÓN: 01

Parra, J. L. (2005). *Modelo de simulación*. Villavicencio: Corpoica.

Rojadell, F. (2005). *Termodinámica química*. España: Universitat Jaume, UJ.

Rolle, K. (2009). *Termodinámica*. Mexico: Perasons.

Rubio, A. (2003). *Diseño de circuitos y sistemas integrados*. Barcelona: UPC.

Sánchez, A. G. (2012). *Control de un sistema de alimentación basado en celdas de combustible con modelado del intercambiador de calor*. Cuernavaca, México: Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico.

Victor Hugo, M. (2000). *Simulación de procesos en Ingeniería Química*. México: Plaza y Valdes.

Watson, H. (2005). *Principio de los procesos químicos*. España: Reverté.

Zamora, M. (2008). *Estudio de los sistemas termodinámicos*. España: Universidad de Sevilla US.

ANEXOS

Anexo 1. Condensador

1				Case Name: Caso Nuevo 5.hsc	
2	Company Name Not Available			Unit Set: New User	
3	Bedford, MA. USA			Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018	
4					
6	Cooler: Condensadora				
9	CONNECTIONS				
11	Inlet Stream				
13	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION		
14	Línea de Salida de Coraza		Heat Exchanger		Intercambiador de Tubo y Coraza
15	Outlet Stream				
17	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION		
18	Línea A TK-001		Tank		TK-001
19	Energy Stream				
21	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION		
22	Q- Calor TK-001				
23	PARAMETERS				
25	Pressure Drop: 41.37 kPa	Duty: 3.161e+004 kJ/h	Volumen: 0.1000 m3		
26	Función: Not Selected	Zonas: 1			
27	User Variables				
29	NOZZLE PARAMETERS				
31	Base Elevación Relativa to Ground Level				0.0000 m *
32		Línea de Salida de Coraza	Línea A TK-001		
33	Diámetro (m)	5.000e-002	5.000e-002		
34	Elevación (Base) (m)	0.0000	0.0000		
35	Elevación (Ground) (m)	0.0000 *	0.0000 *		
36	CONDITIONS				
38	Name	Línea de Salida de Coraza	Línea A TK-001	Q- Calor TK-001	
39	Vapor	0.0000	0.0000	---	
40	Temperatura (C)	59.2000 *	34.0000 *	---	
41	Pressure (kPa)	142.6940 *	101.3250 *	---	
42	Molar Flow (kgmole/h)	16.4862	16.4862	---	
43	Masa Flow (kg/h)	297.0000 *	297.0000 *	---	
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.2976	0.2976	---	
45	Molar Entalpia (kJ/kgmole)	-2.823e+005	-2.842e+005	---	
46	Molar Entropia (kJ/kgmole-C)	14.81	8.820	---	
47	Heat Flow (kJ/h)	-4.6540e+06	-4.6857e+06	3.1610e+04	

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión


APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

Anexo 2. Continuación cuadro Condensadora

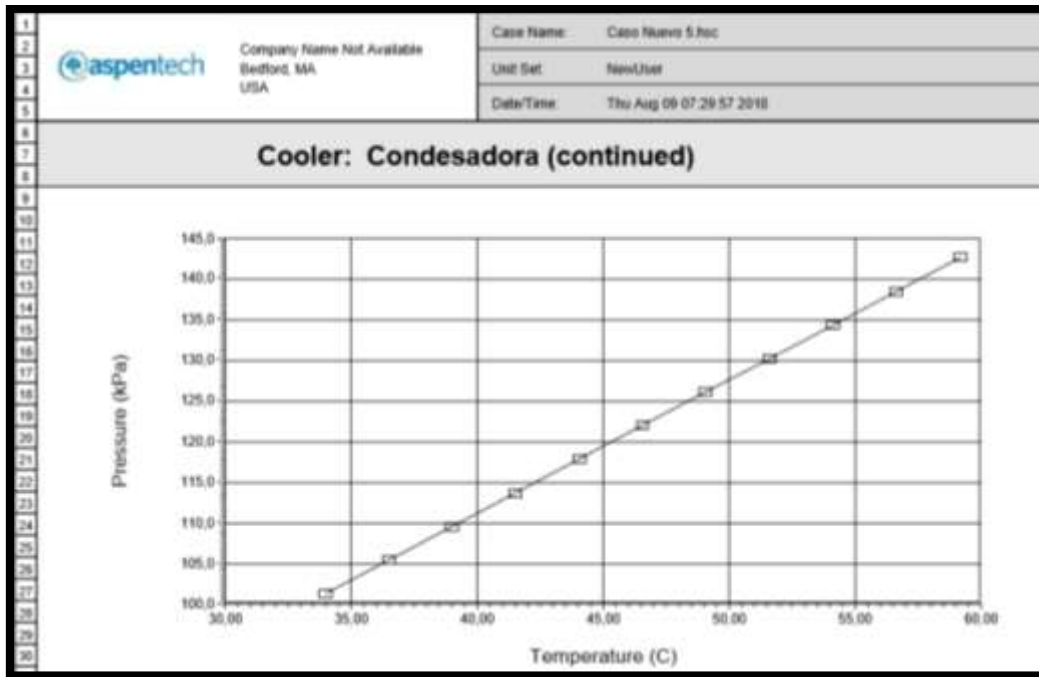
48	PROPERTIES				
50	Name	Línea de Salida de Coraza	Línea A TK-001		
51	Molecular Weight	18.02	18.02		
52	Molar Density (kgmole/m3)	54.46	55.54		
53	Mass Density (kg/m3)	981.1	1001		
54	Act. Volume Flow (m3/h)	0.3027	0.2968		
55	Mass Entalpia (kJ/kg)	-1.567e+004	-1.578e+004		
56	Mass Entropía (kJ/kg-C)	0.8224	0.4896		
57	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.86	76.15		
58	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.211	4.227		
59	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000		
60	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004		
61	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2276	2276		
62	CO2 Loading	---	---		
63	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
64	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
65	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000		
66	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000		
67	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000		
68	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000		

Fuente: Autor

Anexo 3. Continuación condensadora

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5.hsc	
2			Unit Set: NewUser	
3			Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018	
4				
6	Cooler: Condesador (continued)			
9	PROPERTIES			
11	Name	Línea de Salida de Coraza	Línea A TK-001	
12	Mass Exergy (kJ/kg)	7.862	0.6475	
13	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	
14	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
15	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
16	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40	
17	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.86	76.15	
18	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	389.8	389.8	
19	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0	
20	Act. Liq. Flow (m3/s)	8.409e-005	8.246e-005	
21	Z Factor	9.482e-004	7.144e-004	
22	Watson K	---	---	
23	User Property	---	---	
24	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	
25	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123	
26	Cp/Cv	1.169	1.156	
27	Ideal Gas Cp/Cv	1.326	1.328	
28	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.79	33.63	
29	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.875	1.867	
30	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.016e+004	4.065e+004	
31	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4779	0.7328	
32	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1015	1015	
33	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927	
34	Liquid Fraction	1.000	1.000	
35	Molar Volume (m3/kgmole)	1.836e-002	1.801e-002	
36	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2229	2256	
37	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	
38	Surface Tension (dyne/cm)	66.10	70.54	
39	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6527	0.6237	
40	Bubble Point Pressure (kPa)	19.21	5.325	
41	Viscosity (cP)	0.4688	0.7332	
42	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.55	67.84	
43	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.749	3.765	
44	Cv (kJ/kgmole-C)	64.87	65.87	
45	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.601	3.656	
46	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
47	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
48	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
49	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---	
50	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---	
51	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927	
52	Viscosity Index	-9.457	-1.390	
53	PERFORMANCE PROFILES			
55	Zone	Pressure (kPa)	Temperature (C)	Vapour Fraction
57	Inlet	142.69	59.20	0.0000
58	0	101.32	34.00	0.0000
				Enthalpy kJ/kgmole
				-282299.72
				-284217.10


Fuente: Autor



Fuente: Autor

Overall Phase			
Temperature (C)	Pressure (kPa)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
59.20	142.69	0.00	-282299.72
56.67	138.56	-3181.04	-282491.48
54.15	134.42	-6332.07	-282683.20
51.63	130.28	-9483.11	-282874.93
49.11	126.15	-12644.14	-283066.67
46.59	122.01	-15805.18	-283258.41
44.07	117.87	-18966.21	-283450.15
41.55	113.74	-22127.25	-283641.89
39.03	109.60	-25288.29	-283833.63
36.52	105.46	-28449.32	-284025.37
34.00	101.32	-31610.36	-284217.10
Vapour Fraction	Vap Phase Mass Frac	Heat of Vap (kJ/kgmole)	
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—
0.0000	0.0000	—	—

Fuente: Autor

 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5-hes Unit Set: New/Zero Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018			
Cooler: Condensadora (continued)					
PERFORMANCE TABLE					
Heavy Liquid Phase					
Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m ³)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
297.00	883.09	4.21	0.48	0.88	86.85
297.00	885.02	4.22	0.51	0.88	87.00
297.00	886.96	4.22	0.53	0.88	87.45
297.00	888.95	4.22	0.55	0.84	87.89
297.00	890.90	4.22	0.58	0.84	88.34
297.00	892.84	4.23	0.60	0.84	88.78
297.00	894.77	4.23	0.63	0.83	89.22
297.00	896.70	4.23	0.66	0.83	89.66
297.00	898.62	4.23	0.70	0.83	90.10
297.00	1000.83	4.23	0.73	0.82	90.54
Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Po (kPa)	Pseudo To (C)	Pseudo Zo	Pseudo Omega
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	1.00	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	1.00	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	1.00	22120.00	374.15	0.26	0.34

Fuente: Autor

Mixed Liquid Phase					
Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m ³)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
297.00	881.07	4.21	0.47	0.88	86.10
297.00	883.09	4.21	0.49	0.88	86.85
297.00	885.02	4.22	0.51	0.88	87.00
297.00	886.96	4.22	0.53	0.88	87.45
297.00	888.95	4.22	0.55	0.84	87.89
297.00	890.90	4.22	0.58	0.84	88.34
297.00	892.84	4.23	0.60	0.84	88.78
297.00	894.77	4.23	0.63	0.83	89.22
297.00	896.70	4.23	0.66	0.83	89.66
297.00	898.62	4.23	0.70	0.83	90.10
297.00	1000.83	4.23	0.73	0.82	90.54
Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Po (kPa)	Pseudo To (C)	Pseudo Zo	Pseudo Omega
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	0.88	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	1.00	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	1.00	22120.00	374.15	0.26	0.34
18.02	1.00	22120.00	374.15	0.26	0.34

Fuente: Autor

Anexo 4. Intercambiador de tubo y coraza

Heat Exchanger: Intercambiador de Tubo y Coraza								
CONNECTIONS								
Tube Side				Shell Side				
	Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
44	Name	In de Descarga Tubo	Name	In de Agua Caliente	Name	In de Descarga Agua Pta	Name	In de Salida de Coraza
45	From Op	Bomba T	To Op	Calentador	From Op	Bomba C	To Op	Condensador
46	Op. Type	Pump	Op. Type	Heater	Op. Type	Pump	Op. Type	Control
47	Temp	92.00 C *	Temp	51.00 C *	Temp	34.00 C *	Temp	59.20 C *
PARAMETERS								
Heat Exchanger Model:				Rigorous Shell&Tube				
Tube Side Data				Shell Side Data				
53	Heat Transfer Coeff	---		Heat Transfer Coeff	---			
54	Tube Pressure Drop	0.17 kPa		Shell Pressure Drop	0.81 kPa			
55	Fouling	0.0000 C-h-m ² /kJ		Fouling	0.0000 C-h-m ² /kJ			
56	Tube Length	0.00 m		Shell Passes	1			
57	Tube O.D.	20.00 mm		Shell Series	1			
58	Tube Thickness	2.0000 mm		Shell Parallel	1			
59	Tube Pitch	80.0000 mm		Baffle Type	Single			
60	Orientation	Horizontal		Baffle Cut(%Area)	20.00			
61	Passes Per Shell	1 *		Baffle Orientation	Horizontal			
62	Tubes Per Shell	180 *		Spacing	800.0000 mm			
63	Layout Angle	Triangular (30 degrees)		Diameter	730.0488 mm			
64	TEMA Type	B E M		Area	60.32 m ²			
SPECS								
67	E-100 Heat Balance	Spec Value	0.0000 kJ/h	Calc Value	155.8 kJ/h	Rel Error	4.937e-003	
						Active	Estimate	
						On	Off	

Fuente: Autor

Heat Exchanger: Intercambiador de Tubo y Coraza (continued)							
E-100 UA				5357 kJ/C-h			
Detailed Specifications							
E-100 Heat Balance							
Type	UA	Pass	Error	Spec Value	0.0000 kJ/h		
E-100 UA							
Type	UA	Pass	Overall	Spec Value	---		
User Variables							
RATING							
Sizing							
Overall Data							
Configuration							
# of Shells in Series	1	Tube Passes per Shell	1 *	Elevation (Base)	0.0000 m		
# of Shells in Parallel	1	Exchange Orientation	Horizontal	First Tube Pass Flow Direction	Counter		
TEMA Type:		B	E	M			
Calculated Information							
Shell HT Coeff	---		Tube HT Coeff	---			
Overall U	88.80 kJ/h-m ² -C		Overall UA	5357 kJ/C-h			
Shell DP	0.8280 kPa		Tube DP	0.1700 kPa			
Shell Vol per Shell	2.272 m ³		Tube Vol per Shell	0.198 m ³			
HT Area per Shell	60.32 m ²						
Shell Data							
Shell and Tube Details							
Shell Diameter (mm)	730.0	Tube Pitch (mm)	80.00	Shell Fouling (C-h-m ² /kJ)	0.0000		
# of Tubes per Shell	180 *	Tube Layout Angle	Triangular (30 degrees)				

Fuente: Autor


ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

Tube Data									
Dimensions									
43	OD (mm)	20.00	ID (mm)	16.00	Tube Thickness (mm)	2.000	Tube Length (m)	6.000	
Tube Properties									
45	Tube Finning (C-h-m ² /k)	0.0000	Thermal Cond. (W/m-K)	45.00	Wall Cp (kJ/kg-C)	—	Wall Density (kg/m ³)	—	
Nozzle Parameters									
Base Elevation Relative to Ground Level						0.0000 m			
		Línea de Descarga Tubo		Línea de Descarga Agua Fria		Línea de Salida de Agua Caliente			
47	Diameter (m)	5.000e-002		5.000e-002		5.000e-002			
48	Elevation (Base) (m)	0.0000		0.0000		0.0000			
49	Elevation (Ground) (m)	0.0000		0.0000		0.0000			
50	Elevation (% of Height)	0.00		0.00		0.00			
		Línea de Salida de Coraza							
51	Diameter (m)	5.000e-002							
52	Elevation (Base) (m)	0.0000							
53	Elevation (Ground) (m)	0.0000							
54	Elevation (% of Height)	0.00							
CONDITIONS									
		Línea de Descarga Tubo		Línea de Descarga Agua Fria		Salida de Agua Caliente		Línea de Salida de Coraza	
55	vapor	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000	
56	Temperature (C)	60.0000		34.0000		53.0000		59.0000	
57	Pressure (kPa)	254.0000		143.0000		254.3300		142.0000	
58	Molar Flow (kgmole/h)	59.0061		16.4962		59.0061		16.4962	
59	Mass Flow (kg/h)	1063.0000		297.0000		1063.0000		297.0000	

Fuente: Autor

 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5.hsc Unit Set: NewUser Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018			
Heat Exchanger: Intercambiador de Tubo y Coraza (continued)					
CONDITIONS					
11	Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.0851	0.2978	1.0851	0.2978
12	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.822e+005	-2.842e+005	-2.828e+005	-2.823e+005
13	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	15.00	8.819	13.38	14.61
14	Heat Flow (kJ/h)	-1.6854e+07	-4.6858e+06	-1.6885e+07	-4.6540e+06
PROPERTIES					
17	Name	Línea de Descarga Tubo	Línea de Descarga Agua Fria	de Salida de Agua Caliente	Línea de Salida de Coraza
18	Molecular Weight	18.02	18.02	18.02	18.02
19	Molar Density (kgmole/m ³)	54.43	55.54	54.73	54.46
20	Mass Density (kg/m ³)	980.5	1001	986.0	981.1
21	Act. Volume Flow (m ³ /h)	1.084	0.2968	1.078	0.3027
22	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.587e+004	-1.578e+004	-1.570e+004	-1.587e+004
23	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8324	0.4896	0.7429	0.8224
24	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.84	76.15	75.98	75.88
25	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.210	4.227	4.217	4.211
26	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004	4.101e+004	4.101e+004
28	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2278	2276	2278	2276
29	CO2 Loading	---	---	---	---
30	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m ³)	---	---	---	---
31	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---	---
32	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	Mass Exergy (kJ/kg)	8.324	0.8898	5.507	7.882
37	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	Cost Based on Flow (Cost\$)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Fuente: Autor

37	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---	---
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40	55.40	55.40
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.84	76.15	75.98	75.86
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1395	1395	1395	1395
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0	998.0	998.0
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	3.012e-004	3.245e-005	2.995e-004	3.409e-005
45	Z Factor	1.688e-003	1.012e-003	1.714e-003	9.482e-004
46	Watson K	---	---	---	---
47	User Property	---	---	---	---
48	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123	1.123	1.123
50	Cp/Cv	1.170	1.158	1.168	1.169
51	Ideal Gas Cp/Cv	1.326	1.328	1.327	1.326
52	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.79	33.63	33.74	33.79
53	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.876	1.867	1.873	1.875
54	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.924e+004	4.016e+004	3.924e+004	4.016e+004
55	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4723	0.7328	0.5249	0.4779
56	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1015	1015	1015	1015
57	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.047	0.2927	1.047	0.2927
58	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	1.000
59	Molar Volume (m3/kgmole)	1.837e-002	1.801e-002	1.827e-002	1.836e-002
60	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2178	2229	2178	2229
61	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	Surface Tension (dyne/cm)	65.96	70.54	67.20	66.10
63	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6535	0.6237	0.6465	0.6527
64	Bubble Point Pressure (kPa)	19.94	5.325	14.31	19.21
65	Viscosity (cP)	0.4631	0.7332	0.5175	0.4688
66	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.53	67.83	67.66	67.55
67	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.748	3.765	3.756	3.749
68	Cv (kJ/kgmole-C)	64.84	65.87	65.14	64.87

Fuente: Autor

Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5.Apc.	
Unit Set: Real/Case		Date/Time: Thu Aug 06 07:29:57 2015	
Heat Exchanger: Intercambiador de Tubo y Coraza (continued)			
PROPERTIES			
Name	Linea de Descarga Tubos	Linea de Descarga Agua F	de Salida de Agua Coraza de Salida de Coraza
Mass Cv (kJ/kg-C)	3.599	3.656	3.616
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
Real VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---
True VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---
Liq. Vol. Flow - Semi(Ide. Cond.) (m3/h)	1.047	0.2927	1.047
Viscosity Index	-8.738	-1.191	-7.460
DETAILS			
Overall/Detailed Performance			
Duty	3.152e+04 kJ/h	UA Conv. Error	---
Heat Loss	0.000e+01 kJ/h	Hot Inlet Temp	80.05 C
Heat Loss	0.000e+01 kJ/h	Cold Inlet Temp	19.28 C
UA	0.357e+03 kJ/C-h	F1 Factor	---
Min. Approach	0.8538 C	Unconnected Lenth	---
Leak	0.004 C		

Fuente: Autor

Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name	Case Number 5 Rev		
aspentech		Unit Set	None/Car		
		Date/Time	Thu Aug 08 07:29:57 2014		
Heat Exchanger: Intercambiador de Tubo y Coraza (continued)					
Tube Side - Vapour Phase					
Mass Flow	Molecular Wt	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond
Std Gas Flow	Z Factor	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega
Tube Side - Light Liquid Phase					
Mass Flow	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	Surface Tens
Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega
Tube Side - Heavy Liquid Phase					
Mass Flow	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	Surface Tens
Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega
Tube Side - Mixed Liquid					
Mass Flow	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	Surface Tens
Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega

Fuente: Autor

Anexo 5. Línea ATK - 001

Material Stream: Línea A TK-001			
CONDITIONS			
	Overall	Aqueous Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature: (C)	34.00 *	34.00	
Pressure (kPa)	101.3 *	101.3	
Molar Flow (kgmole/h)	16.49	16.49	
Mass Flow (kg/h)	297.0 *	297.0	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.2976	0.2976	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.842e+005	-2.842e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	8.820	8.820	
Heat Flow (kJ/h)	-4.686e+006	-4.686e+006	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.2927 *	0.2927	
PROPERTIES			
	Overall	Aqueous Phase	
Molecular Weight	18.02	18.02	
Molar Density (kgmole/m3)	55.54	55.54	
Mass Density (kg/m3)	1001	1001	
Act. Volume Flow (m3/h)	0.2968	0.2968	

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

aspentech		Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5.hoc
				Unit Set: NewUser
				Date/Time: Thu Aug 08 07:28:57 2018
Material Stream: Linea A TK-001 (continued)				Fluid Package: Basis-1
				Property Package: NRTL - Ideal
PROPERTIES				
		Overall	Aqueous Phase	
12	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.879e+004	-1.879e+004	
13	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4898	0.4898	
14	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	78.18	78.18	
15	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.227	4.227	
16	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	
17	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004	
18	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2279	2279	
19	CO2 Loading	---	---	
20	CO2 App Ml. Con (kgmole/m3)	---	---	
21	CO2 App WT Con (kgmole/kg)	---	---	
22	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	
23	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.000	
24	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.000	
25	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.000	
26	Mass Energy (kJ/kg)	0.9478	---	
27	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	
28	Cool Based on Flow (Cool%)	0.0000	0.0000	
29	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
30	Av. Liq. Density (kgmole/m3)	88.40	88.40	
31	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	78.18	78.18	
32	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	389.8	389.8	
33	Std. Ideal Liq. Mass Density (kgm3)	988.0	988.0	
34	Act. Liq. Flow (m3/h)	8.249e-008	8.249e-008	
35	Z Factor	7.144e-004	7.144e-004	
36	Watson K	---	---	
37	User Property	---	---	
38	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	
39	Cp(Cp - R)	1.123	1.123	

Fuente: Autor


39	Cp(Cp - R)	1.123	1.123	
40	Cp/Cv	1.158	1.158	
41	Ideal Gas Cp/Cv	1.328	1.328	
42	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.63	33.63	
43	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.867	1.867	
44	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.085e+004	---	
45	Kinematic Viscosity (cSt)	0.7328	0.7328	
46	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1015	1015	
47	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927	
48	Liquid Fraction	1.000	1.000	
49	Molar Volume (m3/kgmole)	1.801e-002	1.801e-002	
50	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2256	---	
51	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000	
52	Surface Tension (dyne/cm)	70.54	70.54	
53	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6237	0.6237	
54	Bubble Point Pressure (kPa)	5.329	---	
55	Viscosity (cP)	0.7332	0.7332	
56	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.84	67.84	
57	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.785	3.785	
58	Cv (kJ/kgmole-C)	65.67	65.67	
59	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.656	3.656	
60	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
61	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
62	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
63	Real VP at 37.8 C (kPa)	---	---	
64	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---	
65	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927	
66	Viscosity Index	-1.390	---	

Fuente: Autor

Anexo 6. Línea A TK-002

Material Stream: Línea A TK-002		Fluid Package	Basis
		Property Package	NRTL - Ideal
CONDITIONS			
	Overall	Aqueous Phase	
55	Vapor / Phase Fraction	0.0000	1.0000
56	Temperature (C)	40.00 *	40.00
57	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3
58	Molar Flow (kgmole/h)	58.01	58.01
59	Mass Flow (kg/h)	1063 *	1063
60	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.865	1.865
61	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.822e+005	-2.822e+005
62	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	16.00	16.00
63	Heat Flow (kJ/h)	-1.665e+007	-1.665e+007
64	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.847 *	1.847
PROPERTIES			
	Overall	Aqueous Phase	
65	Molecular Weight	18.02	18.02

Fuente: Autor

 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Case Name 3.Pac	
		Unit Set: Heat/Use	
		Date/Time: Thu Aug 08 07:20:57 2018	
Material Stream: Línea A TK-002 (continued)		Fluid Package	Basis
		Property Package	NRTL - Ideal
PROPERTIES			
	Overall	Aqueous Phase	
12	Molar Density (kgmole/m3)	54.42	54.42
13	Mass Density (kg/m3)	980.4	980.4
14	Act. Volume Flow (m3/h)	1.084	1.084
15	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.987e+004	-1.987e+004
16	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8325	0.8325
17	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.56	75.56
18	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.210	4.210
19	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000
20	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004
21	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2278	2278
22	CO2 Loading	—	—
23	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	—	—
24	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	—	—
25	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000
26	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.000
27	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.000
28	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.000
29	Mass Energy (kJ/kg)	8.171	—
30	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	—
31	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
32	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	—	—
33	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40
34	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.56	75.56
35	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	1386	1386
36	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0
37	Act. Liq. Flow (m3/h)	3.012e-004	3.012e-004
38	Z Factor	8.722e-004	8.722e-004
39	Watson K	—	—

Fuente: Autor

38	Z Factor	6.722e-004	6.722e-004		
39	Watson K	---	---		
40	User Property	---	---		
41	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---		
42	Cp(Cp - R)	1.123	1.123		
43	Cp/Cv	1.170	1.170		
44	Ideal Gas Cp/Cv	1.326	1.326		
45	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.79	33.79		
46	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.876	1.876		
47	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.065e+004	---		
48	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4724	0.4724		
49	Liq. Mass Density (Std. Cond.) (g/cm3)	1015	1015		
50	Liq. Vol. Flow (Std. Cond.) (m3/s)	1.047	1.047		
51	Liquid Fraction	1.000	1.000		
52	Molar Volume (m3/kgmole)	1.837e-002	1.837e-002		
53	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2256	---		
54	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000		
55	Surface Tension (dyne/cm)	65.96	65.96		
56	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6535	0.6535		
57	Bubble Point Pressure (kPa)	19.94	---		
58	Viscosity (cP)	0.4631	0.4631		
59	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.53	67.53		
60	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.749	3.749		
61	Cv (kJ/kgmole-C)	64.84	64.84		
62	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.599	3.599		
63	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
64	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
65	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
66	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
67	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
68	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond.) (m3/s)	1.047	1.047		

Fuente: Autor

1	Company Name Not Available		Case Name	Case Name 5 Inc.
2	Bedford, MA		User Def.	hasUser
3	USA		Date/Time	Thu Aug 09 07:25:57 2018
4				
5				
6				
7	Material Stream: Linea A TK-002 (continued)		Fluid Package:	Basis 1
8			Property Package:	HRTL - Ideal
9				
10				
11				
12				
13				
14				
15				
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				
27				
28				
29				
30				
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63				
64				
65				
66				
67				
68				
69				
70				
71				
72				
73				
74				
75				
76				
77				
78				
79				
80				
81				
82				
83				
84				
85				
86				
87				
88				
89				
90				
91				
92				
93				
94				
95				
96				
97				
98				
99				
100				

Fuente: Autor

Anexo 7. Línea de descarga agua fría

Material Stream: Línea de Descarga Agua Fría		Fluid Package:	Base-1
		Property Package:	NRTL - Ideal
CONDITIONS			
	Overall	Aqueous Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	34.00 *	34.00	
Pressure (kPa)	143.5 *	143.5	
Molar Flow (kgmole/h)	16.49	16.49	
Mass Flow (kg/h)	297.0 *	297.0	
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	0.2976	0.2976	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.842e+005	-2.842e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	8.819	8.819	
Heat Flow (kJ/h)	-4.606e+006	-4.606e+006	
Liq Vol Flow @Std Cond (m ³ /h)	0.2927 *	0.2927	

Fuente: Autor

Material Stream: Línea de Descarga Agua Fría		Fluid Package:	Base-1
		Property Package:	NRTL - Ideal
PROPERTIES			
	Overall	Aqueous Phase	
Molecular Weight	18.02	18.02	
Molar Density (kgmole/m ³)	88.84	88.84	
Mass Density (kg/m ³)	1501	1501	
Act. Volume Flow (m ³ /h)	0.2968	0.2968	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.876e+004	-1.876e+004	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4999	0.4999	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	78.15	78.15	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.227	4.227	
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	
HV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004	
HV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2278	2278	
CO2 Loading	—	—	
CO2 App Ml. Con. (kgmole/m ³)	—	—	
CO2 App WT Con. (kgmole/kg)	—	—	
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	
Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.000	
Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.000	
Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.000	
Mass Energy (kJ/kg)	0.0000	—	
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	—	
Coal Based on Flow (Cost/kg)	0.0000	0.0000	
Act. Gas Flow (ACT, m ³ /h)	—	—	
Avg. Liq. Density (kgmole/m ³)	88.40	88.40	
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	78.15	78.15	
Std. Gas Flow (STD, m ³ /h)	369.9	369.9	
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m ³)	999.0	999.0	
Act. Liq. Flow (m ³ /h)	8.245e-005	8.245e-005	
Z Factor	1.012e-003	1.012e-003	
Watson K	—	—	

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

40	Watson K	---	---
41	User Property	---	---
42	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---
43	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123
44	Cp/Cv	1.158	1.158
45	Ideal Gas Cp/Cv	1.328	1.328
46	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.63	33.63
47	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.867	1.867
48	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.016e+004	---
49	Kinematic Viscosity (cSt)	0.7328	0.7328
50	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1015	1015
51	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927
52	Liquid Fraction	1.000	1.000
53	Molar Volume (m3/kgmole)	1.801e-002	1.801e-002
54	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2229	---
55	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000
56	Surface Tension (dyne/cm)	70.54	70.54
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6237	0.6237
58	Bubble Point Pressure (kPa)	5.325	---
59	Viscosity (cP)	0.7332	0.7332
60	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.83	67.83
61	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.765	3.765
62	Cv (kJ/kgmole-C)	65.87	65.87
63	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.656	3.656
64	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---
65	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---
66	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---
67	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---
68	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---

Fuente: Autor

Anexo 8. Línea descarga tubo

54	Material Stream: Línea de Descarga Tubo		
55			
56			
57	CONDITIONS		
58			
59		Overall	Aqueous Phase
60	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
61	Temperature: (C)	60.00 *	60.00
62	Pressure: (kPa)	254.5 *	254.5
63	Molar Flow (kgmole/h)	59.01	59.01
64	Mass Flow (kg/h)	1063 *	1063
65	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.065	1.065
66	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.822e+005	-2.822e+005
67	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	15.00	15.00
68	Heat Flow (kJ/h)	-1.665e+007	-1.665e+007

Fuente: Autor

Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Case Name 5 (in)	Unit Set: NewUser	Date/Time: Thu Aug 08 07:28:57 2018
Material Stream: Línea de Descarga Tubo (co		Fluid Package	Base: 1	
		Property Package	SBTL - Ideal	
CONDITIONS				
	Overall	Aperture Phase		
11				
12	Liq Vol Flow (Std Cond) (m3/s)	1.047	1.047	
PROPERTIES				
	Overall	Aperture Phase		
16	Molecular Weight	18.02	18.02	
17	Molar Density (kg/mole/m3)	54.43	54.43	
18	Mass Density (kg/m3)	980.5	980.5	
19	Act. Volume Flow (m3/s)	1.004	1.004	
20	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.567e-004	-1.567e-004	
21	Mass Entropy (kJ/kg-C)	8.8324	8.8324	
22	Heat Capacity (kJ/mole-C)	75.84	75.84	
23	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.210	4.210	
24	LHV Molar Basis (MJ) (kJ/mole)	0.0000	0.0000	
25	HHV Molar Basis (MJ) (kJ/mole)	4.101e-004	4.101e-004	
26	HHV Mass Basis (MJ) (kJ/kg)	2276	2276	
27	CO2 Loading	---	---	
28	CO2 App ML Con (kg/mole/m3)	---	---	
29	CO2 App VT Con (kg/mole/kg)	---	---	
30	LHV Mass Basis (MJ) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	
31	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.0000	
32	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.0000	
33	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.0000	
34	Mass Energy (kJ/kg)	8.324	---	
35	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	
36	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	

Fuente: Autor

37	Act. Gas Flow (ACT_m3/s)	---	---	
38	Act. Gas Density (kg/mole/m3)	55.40	55.40	
39	Specific Heat (kJ/mole-C)	75.84	75.84	
40	Std. Gas Flow (STD_m3/s)	1.295	1.295	
41	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0	
42	Act. Liq. Flow (m3/s)	3.012e-004	3.012e-004	
43	Z Factor	1.600e-003	1.600e-003	
44	Wilson K	---	---	
45	User Property	---	---	
46	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	
47	Cp(Co - R)	1.522	1.522	
48	Cp(Cv)	1.179	1.179	
49	Ideal Gas Cp(Cv)	1.326	1.326	
50	Ideal Gas Cp (kJ/mole-C)	33.79	33.79	
51	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.878	1.878	
52	Heat of Vap. (kJ/mole)	3.924e-004	---	
53	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4723	0.4723	
54	Liq. Mass Density (Std. Cond.) (kg/m3)	1015	1015	
55	Liq. Vol. Flow (Std. Cond.) (m3/s)	1.047	1.047	
56	Liquid Fraction	1.000	1.000	
57	Molar Volume (m3/mole)	1.837e-002	1.837e-002	
58	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2178	---	
59	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000	
60	Surface Tension (dynes/cm)	65.96	65.96	
61	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6330	0.6330	
62	Sublimation Pressure (kPa)	19.94	---	
63	Viscosity (cP)	0.4631	0.4631	
64	Cv (Semi-Ideal) (kJ/mole-C)	67.53	67.53	
65	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.748	3.748	
66	Cv (kJ/mole-C)	64.84	64.84	
67	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.590	3.590	
68	Cv (Std. Method) (kJ/mole-C)	---	---	

Fuente: Autor

1	aspentech		Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 3 Inc	
2					Unit Set: New/Jan	
3					Date/Time: Thu Aug 08 07:29:57 2018	
4					Fluid Package: Base-1	
5					Property Package: NRTL - Ideal	
6	Material Stream: Línea de Descarga Tubo (co					
7	PROPERTIES					
8		Overall	Aqueous Phase			
9	Mass Cr (Ext. Method) (kJ/kg-C)	--	--			
10	CpCv (Ext. Method)	--	--			
11	Real VP at 37.8 C (kPa)	--	--			
12	True VP at 37.8 C (kPa)	--	--			
13	Liq. Vol. Flow - Base(BM. Cons) (m3/hr)	1.047	1.047			
14	Viscosity Index	9.719	--			
15	COMPOSITION					
16	Overall Phase Vapour Fraction: 0.0000					
17	COMPONENTS	MOLE FLOW (kgmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/hr)
18	H2O	58.0001 *	1.0000 *	1063.0000 *	1.0000 *	1.0651 *
19	Total	58.0001	1.0000	1063.0000	1.0000	1.0651
20	Aqueous Phase Phase Fraction: 1.0000					
21	COMPONENTS	MOLE FLOW (kgmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/hr)
22	H2O	58.0001	1.0000	1063.0000	1.0000	1.0651
23	Total	58.0001	1.0000	1063.0000	1.0000	1.0651

Fuente: Autor

Anexo 9. Línea de salida de agua caliente

54	Material Stream: Línea de Salida de Agua Cal		Fluid Package: Base-1	
55			Property Package: NRTL - Ideal	
56	CONDITIONS			
57		Overall	Aqueous Phase	
58	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
59	Temperature (C)	53.00 *	53.00	
60	Pressure (kPa)	254.3 *	254.3	
61	Mole Flow (kgmole/hr)	58.01	58.01	
62	Mass Flow (kg/hr)	1063 *	1063	

Fuente: Autor

Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Cash Rubin 5 Hot
aspentech		Unit Set: English
		Date Time: Thu Aug 08 07:20:57 2018
Material Stream: Línea de Salida de Agua Cal		Fluid Package: Base-1 Property Package: IAPWS-95
CONDITIONS		
	Overall	Aqueous Phase
Std Ideal Liq. Vol Flow (m3/h)	1.047	1.047
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.829e+004	-2.829e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	13.38	13.38
Heat Flow (kJ/s)	-1.889e+007	-1.889e+007
Liq. Vol. Flow @Std. Cond. (m3/h)	1.047	1.047
PROPERTIES		
	Overall	Aqueous Phase
Molecular Weight	18.02	18.02
Molar Density (kgmole/m3)	54.73	54.73
Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0
Act. Volume Flow (m3/h)	1.078	1.078
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.872e+004	-1.872e+004
Mass Entropy (kJ/kg-C)	9.7429	9.7429
Heat Capacity (kJ/kg-C)	75.98	75.98
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.217	4.217
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000
HV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004
HV Molar Basis (Std) (kJ/kg)	3278	3278
CO2 Loading	---	---
CO2 App. Ml. Con. (kgmole/m3)	---	---
CO2 App. WT. Con. (kgmole/kg)	---	---
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000
Phase Fraction (Mol. Basis)	0.0000	1.0000
Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.0000
Phase Fraction (Std. Vol. Basis)	0.0000	1.0000

Fuente: Autor

38	Mass Energy (kJ/kg)	5.507	---
39	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---
40	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
41	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---
42	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40
43	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.98	75.98
44	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.047	1.047
45	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0
46	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.995e-004	2.995e-004
47	Z Factor	1.714e-003	1.714e-003
48	Watson K	---	---
49	User Property	---	---
50	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---
51	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123
52	Cp/Cv	1.166	1.166
53	Ideal Gas Cp/Cv	1.327	1.327
54	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.74	33.74
55	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.873	1.873
56	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.924e+004	---
57	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6249	0.6249
58	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1016	1016
59	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.047	1.047
60	Liquid Fraction	1.000	1.000
61	Molar Volume (m3/kgmole)	1.827e-002	1.827e-002
62	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2178	---
63	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000
64	Surface Tension (dyne/cm)	67.20	67.20
65	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6465	0.6465
66	Bubble Point Pressure (kPa)	14.31	---
67	Viscosity (cP)	0.6175	0.6175
68	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.66	67.66

Fuente: Autor

COMPONENTS		MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28	H2O	59.8861 *	1.0000 *	1063.8860 *	1.0000 *	1.8651 *	1.0000 *
29	Total	59.8861	1.0000	1063.8860	1.0000	1.8651	1.0000

Fuente: Autor

Anexo 10. Línea de salida de Coraza

CONDITIONS		Overall	Aqueous Phase
12	Temperature (°C)	50.20 *	50.20
13	Pressure (kPa)	142.7 *	142.7
14	Molar Flow (kgmole/h)	18.48	18.48
15	Mass Flow (kg/h)	297.0 *	297.0
16	Inlet Heat Liq. Vol. Flow (m3/h)	0.2927	0.2927
17	Molar Entropy (kJ/kgmole)	-2.823e+009	-2.823e+009
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	14.81	14.81
19	Heat Flow (kJ/h)	-4.894e+006	-4.894e+006
20	Liq. Vol. Flow @Std. Cond. (m3/h)	0.2927 *	0.2927

PROPERTIES		Overall	Aqueous Phase
24	Molecular Weight	18.02	18.02
25	Molar Density (kgmole/m3)	94.48	94.48
26	Mass Density (kg/m3)	981.1	981.1
27	Vol. Volume Flow (m3/h)	0.3027	0.3027
28	Mass Entropy (kJ/kg)	-1.997e+004	-1.997e+004
29	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8224	0.8224
30	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.88	75.88
31	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.211	4.211
32	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000
33	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004
34	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2276	2276
35	CO2 Loading	---	---
36	CO2 App. M. Con. (kgmole/m3)	---	---
37	CO2 App. WT. Con. (kg/mole)	---	---
38	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000
39	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000
40	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000

Fuente: Autor


41	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000		
42	Mass Exergy (kJ/kg)	7.862	---		
43	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---		
44	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
45	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
46	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40		
47	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.86	75.86		
48	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	389.8	389.8		
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0		
50	Act. Liq. Flow (m3/s)	8.409e-005	8.409e-005		
51	Z Factor	9.482e-004	9.482e-004		
52	Watson K	---	---		
53	User Property	---	---		
54	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---		
55	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123		
56	Cp/Cv	1.169	1.169		
57	Ideal Gas Cp/Cv	1.328	1.328		
58	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.79	33.79		
59	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.875	1.875		
60	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.016e+004	---		
61	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4779	0.4779		
62	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1015	1015		
63	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927		
64	Liquid Fraction	1.000	1.000		
65	Molar Volume (m3/kgmole)	1.836e-002	1.836e-002		
66	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2229	---		
67	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
68	Surface Tension (dyne/cm)	66.10	66.10		

Fuente: Autor

Company Name Not Available Bethel, MA USA		Case Name: Case Name 5.txt	Unit Set: New/Use	Date/Time: Thu Aug 08 07:28:57 2019
Material Stream: Línea de Salida de Coraza (c)		Fluid Package: Basis-1	Property Package: NRTL - Steam	
PROPERTIES				
	Overall	Against Phase		
1	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6527	0.6527	
2	Bubble Point Pressure (kPa)	19.21	---	
3	Viscosity (cP)	0.4668	0.4668	
4	Cv (Same Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.56	67.56	
5	Mass Cv (Same Ideal) (kJ/kg-C)	3.749	3.749	
6	Cv (kJ/kgmole-C)	64.87	64.87	
7	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.691	3.691	
8	Cv (Ext. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
9	Mass Cv (Ext. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
10	Cp/Cv (Ext. Method)	---	---	
11	Heat VP @ 37.8 C (kPa)	---	---	
12	True VP @ 37.8 C (kPa)	---	---	
13	Liq. Vol. Flow - Surr(Std. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927	
14	Viscosity Index	0.467	---	

Fuente: Autor

Anexo 11. Línea de succión agua fría

1			Case Name	Caso Nuevo 5 hsc
2	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Unit Set: NewUser		
3		Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018		
4				
5	Material Stream: Línea de Succion Agua Fria			
6				Fluid Package:
7				Property Package:
8	CONDITIONS			
9		Overall	Aqueous Phase	
10				
11				
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
13	Temperature (C)	34.00 *	34.00	
14	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3	
15	Molar Flow (kgmole/h)	16.49	16.49	
16	Mass Flow (kg/h)	297.0 *	297.0	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.2976	0.2976	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.842e+005	-2.842e+005	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	8.820	8.820	
20	Heat Flow (kJ/h)	-4.686e+006	-4.686e+006	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.2927 *	0.2927	

Fuente: Autor

22	PROPERTIES			
23		Overall	Aqueous Phase	
24				
25	Molecular Weight	18.02	18.02	
26	Molar Density (kgmole/m3)	55.54	55.54	
27	Mass Density (kg/m3)	1001	1001	
28	Aut. Volume Flow (m3/h)	0.2968	0.2968	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.878e+004	-1.878e+004	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4999	0.4999	
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	78.15	78.15	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.227	4.227	
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004	
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2278	2278	
36	CO2 Loading	---	---	
37	CO2 App Ml. Con (kgmole/m3)	---	---	
38	CO2 App Wt. Con (kgmole/kg)	---	---	
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
42	Phase Fraction [Aut. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
43	Mass Energy (kJ/kg)	0.0475	---	
44	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	
45	Coal Based on Flow (Cost/kg)	0.0000	0.0000	
46	Aut. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---	
47	Av. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40	
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	78.15	78.15	
49	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	388.8	388.8	
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0	
51	Aut. Liq. Flow (m3/h)	8.245e-005	8.245e-005	
52	Z Factor	7.144e-004	7.144e-004	
53	Watson K	---	---	
54	User Property	---	---	
55	Partial Pressure of H2O (kPa)	0.0000	---	
56	Cp(Cp - R)	1.123	1.123	
57	Cp/Cv	1.198	1.198	
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.328	1.328	
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.83	33.83	
60	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.887	1.887	
61	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.085e+004	---	

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

aspentech		Company Name Not Available Bedford, MA USA		Unit Set:	NewUser		
				Date/Time:	Thu Aug 09 07:29:57 2016		
Material Stream: Línea de Succión Agua Fria				Fluid Package:	Base-1		
				Property Package:	NRTL - Ideal		
PROPERTIES							
		Overall	Aqueous Phase				
12	Surface Tension (dyne/cm)	70.54	70.54				
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6237	0.6237				
14	Bubble Point Pressure (bPa)	5.325	---				
15	Viscosity (cP)	0.7332	0.7332				
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmol-C)	87.84	87.84				
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.765	3.765				
18	Cv (kJ/kgmol-C)	85.87	85.87				
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.658	3.658				
20	Cv (Ext. Method) (kJ/kgmol-C)	---	---				
21	Mass Cv (Ext. Method) (kJ/kg-C)	---	---				
22	Cp/Cv (Ext. Method)	---	---				
23	Heat VP at 37.5 C (bPa)	---	---				
24	True VP at 37.5 C (bPa)	---	---				
25	Liq. Vol. Flow (Semi-Id. Cond) (m3/h)	0.2927	0.2927				
26	Viscosity Index	-1.380	---				
COMPOSITION							
Overall Phase				Vapour Fraction	0.000		
COMPONENTS	MOULAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
33	H2O	18.4862 *	1.0000 *	297.0000 *	1.0000 *	0.2976 *	1.0000 *
34	Total	18.4862	1.0000	297.0000	1.0000	0.2976	1.0000

Fuente: Autor

Anexo 12. Línea de succión de tubos

aspentech		Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Case Nuevo 5 hoc
				Unit Set:	NewUser
				Date/Time:	Thu Aug 09 07:29:57 2016
Material Stream: Línea de Succión de Tubos				Fluid Package:	Base-1
				Property Package:	NRTL - Ideal
CONDITIONS					
		Overall	Aqueous Phase		
32	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
33	Temperature (C)	60.00 *	60.00		
34	Pressure (bPa)	101.3 *	101.3		
35	Molar Flow (kgmole/h)	99.01	99.01		
36	Mass Flow (kg/h)	1803 *	1803		
37	Sd Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.065	1.065		
38	Molar Enthalpy (kJ/kgmol-C)	-2.822e+005	-2.822e+005		
39	Molar Entropy (kJ/kgmol-C)	15.00	15.00		
40	Heat Flow (kJ/h)	-1.660e+007	-1.660e+007		
41	Liq Vol Flow @SM Cond (m3/h)	1.047 *	1.047		

Fuente: Autor

PROPERTIES			
		Overall	Aqueous Phase
25	Molecular Weight	18.02	18.02
26	Molar Density (kgmole/m3)	54.42	54.42
27	Mass Density (kg/m3)	980.4	980.4
28	Act. Volume Flow (m3/h)	1.084	1.084
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.567e+004	-1.567e+004
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8325	0.8325
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.85	75.85
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.210	4.210
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2276	2276
36	CO2 Loading	---	---
37	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---
38	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000
43	Mass Exergy (kJ/kg)	8.171	---
44	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.85	75.85
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1395	1395
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	3.012e-004	3.012e-004
52	Z Factor	6.722e-004	6.722e-004
53	Watson K	---	---
54	User Property	---	---
55	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---
56	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123
57	Cp/Cv	1.170	1.170
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.326	1.326

Fuente: Autor

Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name	Case Nuevo 5 Inc.
aspentech		Unit Set	NewUnit
		Date/Time	The Aug 09 07:29:57 2018
Material Stream: Línea de Succión de Tubos (Fluid Package	Base-1
		Property Package	NRTEL - Ideal
PROPERTIES			
		Overall	Aqueous Phase
12	Surface Tension (dyne/cm)	65.96	65.96
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6535	0.6535
14	Bubble Point Pressure (MPa)	19.94	---
15	Viscosity (cP)	0.4631	0.4631
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.53	67.53
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.749	3.749
18	Cv (kJ/kgmole-C)	64.84	64.84
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.599	3.599
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---
22	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---
23	Real VP at 37.8 C (MPa)	---	---
24	True VP at 37.8 C (MPa)	---	---
25	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.047	1.047
26	Viscosity Index	0.716	---

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

1	aspentech Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5 hsc
2			Unit Set: NewUser
3			Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018
4			
5			
6	Simulation Case: Case		
7			
8	STATUS MESSAGES		
9			
10	Tag: Main	Minimum Severity: ---	
11	Object Status		
12			
13	Severity	Source	Messages
14	Warning	Intercambiador de Tubo y Coraza	Temperature Over Specified
15	Warning	Intercambiador de Tubo y Coraza	Over Specified
16			
17	Calculation Levels		
18			
19	Name	Active	Calculation Level
20	Linea de Succión Agua Fría	Yes	500.0
21	Linea de Descarga Agua Fría	Yes	500.0
22	Linea de Succión de Tubos	Yes	500.0
23	Linea de Descarga Tubo	Yes	500.0
24	Linea de Salida de Agua Caliente	Yes	500.0
25	Linea de Salida de Coraza	Yes	500.0
26	Linea A TK-001	Yes	500.0
27	Presion Atm TK-C	Yes	500.0
28	Linea A TK-002	Yes	500.0
29	Presion Atm TK-T	Yes	500.0
30	ProductBlock_Presion Atm TK-C	Yes	500.0
31	ProductBlock_Presion Atm TK-T	Yes	500.0
32	Bomba C	Yes	500.0
33	Bomba T	Yes	500.0
34	Potencia Bomba C	Yes	500.0
35	Potencia Bomba T	Yes	500.0
36	Q- Calor TK-001	Yes	500.0
37	Q- Calor TK-002	Yes	500.0
38	Intercambiador de Tubo y Coraza	Yes	500.0
39	Condensadora	Yes	500.0
40	TK-001	Yes	500.0
41	TK-002	Yes	500.0
42	Calentador	Yes	500.0

Fuente: Autor

Anexo 13. Tk - 001

1	aspentech Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5 hsc
2			Unit Set: NewUser
3			Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018
4			
5			
6	Tank: TK-001 (continued)		
7			
8	CONDITIONS		
9			
10			
11	Name	Linea A TK-001	Linea de Succión Agua Fría
12	Vapour	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	34.0000 *	34.0000 *
14	Pressure (kPa)	101.3250 *	101.3250 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	16.4862	16.4862
16	Mass Flow (kg/h)	297.0000 *	297.0000 *
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.2976	0.2976
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.842e+005	-2.842e+005
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	8.620	8.620
20	Heat Flow (kJ/h)	-4.6857e+08	-4.6857e+08

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:


PROPERTIES				
Name	Lines A TK-001	Area de Succion Agua F	Presion Abs TK-C	
24	Molecular Weight	18.02	18.02	18.02
25	Molar Density (kg/mole-m ³)	88.84	88.84	3.959e-002
26	Mass Density (kg/m ³)	1001	1001	0.7148
27	Act. Volume Flow (m ³ /h)	0.2098	0.2098	0.0000
28	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.875e+004	-1.875e+004	-1.235e+004
29	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4898	0.4898	8.380
30	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	78.15	78.15	33.64
31	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.227	4.227	1.867
32	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	0.0000
33	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004	4.101e+004
34	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2278	2278	2278
35	CO2 Loading	---	---	---
36	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m ³)	---	---	---
37	CO2 Apparent Wt. Conc. (kg/mole/kg)	---	---	---
38	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	0.0000
39	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	1.000
40	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	1.000
41	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	---
42	Mass Energy (kJ/kg)	0.8475	0.8475	72.38
43	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000
44	Cost Based on Flow (Cost/h)	0.0000	0.0000	0.0000
45	Act. Gas Flow (ACT_m ³ /h)	---	---	0.0000
46	Av. Liq. Density (kg/mole-m ³)	88.40	88.40	---
47	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	78.15	78.15	33.64
48	Std. Gas Flow (STD_m ³ /h)	388.8	388.8	0.0000
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m ³)	898.0	898.0	898.0
50	Act. Liq. Flow (m ³ /h)	8.248e-005	8.248e-005	0.0000
51	Z Factor	7.144e-004	7.144e-004	---
52	Watson K	---	---	---
53	User Property	---	---	---
54	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000
55	Cp/Cv - R	1.123	1.123	1.328
56	Cp/Cv	1.156	1.156	1.328
57	Ideal Gas Cp/Cv	1.328	1.328	1.328
58	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.63	33.63	33.63
59	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.867	1.867	1.867

Fuente: Autor

aspentech		Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5 Inc
				Unit Set: NewUser
				Date/Time: Thu Aug 09 07:29:57 2018
Tank: TK-001 (continued)				
PROPERTIES				
Name	Lines A TK-001	Area de Succion Agua F	Presion Abs TK-C	
12	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6237	0.6237	1.877e-002
13	Bubble Point Pressure (kPa)	5.325	5.325	5.325
14	Viscosity (cP)	0.7332	0.7332	0.1215
15	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.84	67.84	25.33
16	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.765	3.765	1.408
17	Cv (kJ/kgmole-C)	85.87	85.87	25.33
18	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.858	3.858	1.408
19	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
20	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
21	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
22	Red VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---
23	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---
24	Liq. Vol. Flow - (Sum[Std. Cond]) (m ³ /h)	0.2927	0.2927	0.0000
25	Viscosity Index	-1.300	-1.300	-1.300

Fuente: Autor

Anexo 14. Tk - 002

 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5.Hsc	
		Unit Def: NewUser	
		Date/Time: Thu Aug 06 07:29:57 2016	
Tank: TK-002 (continued)			
PARAMETERS			
12	Vessel Volume	0.2082 m3 *	Level SP: 80.00 % *
			Liquid Volume: 0.1655 m3
13	Vessel Pressure	101.3 kPa	Pressure Drop: 0.0000 kPa
			Duty: 0.0000 kJ/h
			Heat Transfer Mode: Heating
User Variables			
RATING			
Sizing			
	Cylinder	Vertical	Separator has a Roof: No
21	Volume	0.2082 m3 *	Diameter: 0.5612 m
			Height: 0.8418 m
Nozzles			
24	Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *	Diameter: 0.5612 m
			Height: 0.8418
		Linea A TK-002	Presion Abn TK-T
26	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002
27	Elevation (Base) (m)	0.4209	0.8418
28	Elevation (Ground) (m)	0.4209	0.8418
29	Elevation (% of Height)	50.00	100.00
			0.00

Fuente: Autor

32	Level Tap	PV High	PV Low	OP High	OP Low
Level Taps: Calculated Level Tap Values					
34	Level Tap	Liquid Level		Regimes Level	
Options					
36	PV Work Term Contribution (%)	100.00 *			
CONDITIONS					
41	Name	Linea A TK-002	Linea de Succión de Tubo	Presion Abn TK-T	
42	Vapor	0.0000	0.0000	1.0000	
43	Temperature (C)	80.0000 *	80.0000 *	80.0000 *	
44	Pressure (kPa)	101.3250 *	101.3250 *	101.3250 *	
45	Mass Flow (kg/hr)	59.0881	59.0881	0.0000	
46	Mass Flow (kg/h)	1963.0090 *	1963.0090 *	0.0000	
47	Std Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	1.8851	1.8851	0.0000	
48	Moist Enthalpy (kJ/kgmoles)	-2.822e-005	-2.822e-005	-2.387e-005	
49	Moist Enthalpy (kJ/kgmoles-C)	15.99	15.99	142.6	
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.6654e-07	-1.6654e-07	0.0000e-01	
PROPERTIES					
51	Name	Linea A TK-002	Linea de Succión de Tubo	Presion Abn TK-T	
54	Molecular Weight	18.02	18.02	18.02	
55	Moist Density (kg/moleC)	54.42	54.42	3.650e-002	
56	Mass Density (kg/m3)	980.4	980.4	0.0000	
57	Act. Volume Flow (m3/h)	1.884	1.884	0.0000	
58	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.987e-004	-1.987e-004	-1.337e-004	
59	Mass Enthalpy (kJ/kg-C)	0.0225	0.0225	2.914	
60	Heat Capacity (kJ/kgmoles-C)	75.95	75.95	34.78	
61	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.210	4.210	1.903	
62	LHV Moist Basis (Std) (kJ/kgmoles)	0.0000	0.0000	0.0000	
63	HHV Moist Basis (Std) (kJ/kgmoles)	4.101e-004	4.101e-004	4.101e-004	
64	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2278	2278	2278	
65	CO2 Loading	---	---	---	
66	CO2 Apparent Moist Cons. (kgmoles/m3)	---	---	---	
67	CO2 Apparent HH Cons. (kgmoles/kg)	---	---	---	
68	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	0.0000	

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:


Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5 Inc.	
		Unit Set: MexUser	
		Date/Time: Thu Aug 09 07:29:37 2018	
Tank: TK-002 (continued)			
PROPERTIES			
Name	Linea A TK-002	Insa de Succión de Tuber	Presion Atm TK-T
Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	0.0000	1.000
Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	0.0000	1.000
Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	0.0000	—
Mass Energy (kJ/kg)	8.171	8.171	257.6
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000
Cost Based on Flow (Cost/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	—	—	0.0000
Avg. Liq. Density (kg/m3)	55.40	55.40	—
Specific Heat (kJ/kgmol-C)	75.85	75.85	34.28
Std. Gas Flow (STD, m3/h)	1395	1395	0.0000
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0	998.0
Act. Liq. Flow (m3/h)	3.012e-004	3.012e-004	0.0000
Z Factor	8.722e-004	8.722e-004	—
Wilson K	—	—	—
User Property	—	—	—
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000
Cp(Cp - R)	1.123	1.123	1.320
Cp/Cv	1.179	1.179	1.320
Ideal Gas Cp/Cv	1.326	1.326	1.326
Ideal Gas Cp (kJ/kgmol-C)	33.79	33.79	33.79
Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.876	1.876	1.876
Heat of Vap. (kJ/kgmol)	4.065e+004	4.065e+004	4.065e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	0.4724	0.4724	182.5
Liq. Mass Density (Std. Cond.) (kg/m3)	1015	1015	1015
Liq. Vol. Flow (Std. Cond.) (m3/h)	1.947	1.947	0.0000
Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
Molar Volume (m3/kgmol)	1.837e-002	1.837e-002	27.34

Fuente: Autor

Liq. Vol. Flow (Std. Cond.) (m3/h)	1.947	1.947	0.0000
Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
Molar Volume (m3/kgmol)	1.837e-002	1.837e-002	27.34
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2256	2256	2256
Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	0.0000	1.0000
Surface Tension (dyne/cm)	65.90	65.90	—
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6530	0.6530	2.079e-002
Bubble Point Pressure (kPa)	19.94	19.94	19.94
Viscosity (cP)	0.4831	0.4831	0.1205
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmol-C)	67.53	67.53	25.97
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.749	3.749	1.441
Cv (kJ/kgmol-C)	64.84	64.84	25.97
Mass Cv (kJ/kg-C)	3.599	3.599	1.441
Cv (Ext. Method) (kJ/kgmol-C)	—	—	—
Mass Cv (Ext. Method) (kJ/kg-C)	—	—	—
Cp/Cv (Ext. Method)	—	—	—
Rand VP at 37.8-C (kPa)	—	—	—
True VP at 37.8-C (kPa)	—	—	—
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond.) (m3/h)	1.947	1.947	0.0000
Viscosity Index	-9.716	-9.716	-9.716
DYNAMICS			
Vessel Parameters: Initialize from Product			
Vessel Volume (m3)	0.2682	Level Calculator	Vertical outlet
Vessel Diameter (m)	0.5812	Fraction Calculator	Use levels and nozzles
Vessel Height (m)	0.8418	Feed Delta P (kPa)	0.0000
Liquid Level Percent (%)	80.00	Vessel Pressure (kPa)	101.3
Holdup: Vessel Levels			
Phase	Level (m)	Percent (%)	Volume (m3)
Vapour	—	—	0.0000

Fuente: Autor

Anexo 15. Bomba C

 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 8.100 Unit Set: New User Date/Time: Thu Aug 08 07:25:02 2018			
Pump: Bomba C					
CONNECTIONS					
Inlet Stream					
Stream Name	Unit	From Unit Operation			
Linea de Succión Agua Fria	Tube	TR-001			
Outlet Stream					
Stream Name	Unit	To Unit Operation			
Linea de Descarga Agua Fria	Heat Exchanger	Interconector de Tubos y Corros			
Energy Stream					
Stream Name	Unit	From Unit Operation			
Potencia Bomba C					
PARAMETERS					
Adiabatic Efficiency (%)	75.00	Delta P	42.10 kPa	Duty	4.637e+003 kW
CURVES					
Delta P		42.10 kPa	Duty		4.637e+003 kW
Coefficient A	0.0000	Coefficient B	0.0000	Coefficient C	0.0000
Parameter Preferences	Units for Delta P	m	Flow Basis	Actual Flow	Units for Flow
User Variables					
RATING					
Head Offset					

Fuente: Autor

Nozzle Parameters					
Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m				
Diameter	Linea de Succión Agua Fria	Linea de Descarga Agua Fria			
	5.000e-002	5.000e-002			
Elevation (Base)	0.0000	0.0000			
Elevation (Ground)	0.0000	0.0000			
Inertia					
Rotational Inertia (kg-m ²)	0.5000	Radius of Gyration (m)	0.1000	Mass (kg)	50.00
Friction loss factor (kg-m ² /s)	5.000e-002				
Start Up					
Design Flow Typical Operating Capacity	10.00 m ³ /h				
CONDITIONS					
Name	Linea de Succión Agua Fria	Linea de Descarga Agua Fria	Potencia Bomba C		
Vapour	0.0000	0.0000			
Temperature (C)	34.0000	34.0000			
Pressure (kPa)	101.3250	143.5000			
Molar Flow (kgmole/h)	16.4862	16.4862			
Mass Flow (kg/h)	297.0000	297.0000			
Std Ideal Liq Vap Flow (m ³ /h)	0.2976	0.2976			
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.842e+005	-2.842e+005			
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	8.870	8.870			

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

Company Name Not Available		Case Name: Base Heats 3 Hot	
Boston, MA, USA		User Set: HeatUser	
		Date/Time: Thu Aug 09 07:28:03 2018	
Pump: Bomba C (continued)			
CONDITIONS			
Heat Flow	(J/s)	-4.697e+06	-4.697e+06
PROPERTIES			
Units	Base in Stream	Actual	Design
Molecular Weight	(g/mole)	18.02	18.02
Molar Density	(kg/mole)	55.84	55.84
Mass Density	(kg/m ³)	1001	1001
Act. Volume Flow	(m ³ /s)	0.2096	0.2096
Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-1.579e+04	-1.579e+04
Mass Entropy	(kJ/kg-C)	5.4999	5.4999
Heat Capacity	(kJ/mole-C)	75.15	75.15
Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	4.237	4.237
LHV Molar Basis (SH)	(kJ/mole)	0.0000	0.0000
HHV Molar Basis (SH)	(kJ/mole)	4.101e+04	4.101e+04
HHV Mass Basis (SH)	(kJ/kg)	2279	2279
CO2 Loading		---	---
CO2 Assent Mole (Semi)	(kg/mole)	---	---
CO2 Assent Wt. (Semi)	(kg/kg)	---	---
LHV Mass Basis (SH)	(kJ/kg)	0.0000	0.0000
Phase Fraction (Vol. Basis)		0.0000	0.0000
Phase Fraction (Mass Basis)		0.0000	0.0000
Phase Fraction (Act. Vol. Basis)		0.0000	0.0000
Mass Energy	(kJ/kg)	0.9475	0.9475
Partial Pressure of CO2	(kPa)	0.0000	0.0000
Cost Based on Flow	(Cost/kg)	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow	(ACT, m ³ /s)	---	---
Avg. Liq. Density	(kg/mole)	55.40	55.40

Fuente: Autor

Avg. Liq. Density	(kg/mole)	55.40	55.40
Specific Heat	(kJ/mole-C)	75.15	75.15
Std. Gas Flow	(STD, m ³ /h)	359.5	359.5
Std. Ideal Liq. Mass Density	(kg/m ³)	999.0	999.0
Act. Liq. Flow	(m ³ /s)	8.245e-005	8.245e-005
Z Factor		7.144e-004	1.012e-003
Water K		---	---
User Property		---	---
Partial Pressure of H2S	(kPa)	0.0000	0.0000
Cap(Cp - R)		1.123	1.123
Cp/Cv		1.195	1.195
Ideal Gas Cp/Cv		1.326	1.326
Ideal Gas Cp	(kJ/mole-C)	33.83	33.83
Mass Ideal Gas Cp	(kJ/kg-C)	1.867	1.867
Heat of Vap.	(kJ/mole)	4.000e+04	4.010e+04
Kinematic Viscosity	(cSt)	0.7326	0.7326
Liq. Mass Density (Std. Cond.)	(kg/m ³)	1015	1015
Liq. Vol. Flow (Std. Cond.)	(m ³ /h)	0.2627	0.2627
Liquid Fraction		1.000	1.000
Molar Volume	(m ³ /kgmole)	1.801e-002	1.801e-002
Mass Heat of Vap.	(kJ/kg)	2226	2226
Phase Fraction (Molar Basis)		0.0000	0.0000
Surface Tension	(dyne/cm)	70.54	70.54
Thermal Conductivity	(W/m-K)	0.6237	0.6237
Bubble Point Pressure	(kPa)	5.326	5.326
Viscosity	(cP)	0.7332	0.7332
Cv (Semi-Ideal)	(kJ/mole-C)	67.84	67.83
Mass Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kg-C)	3.765	3.765
Cv	(kJ/mole-C)	65.67	65.67
Mass Cv	(kJ/kg-C)	3.656	3.656
Cv (Eim. Method)	(kJ/mole-C)	---	---
Mass Cv (Eim. Method)	(kJ/kg-C)	---	---

Fuente: Autor

Anexo 16. Bomba C

Company Name Not Available		Case Name: Case Nueva 5 Rec	
Burling, MA		Unit Set: NewUser	
USA		Date/Time: Thu Aug 09 07:29:02 2018	
Pump: Bomba C (continued)			
PROPERTIES			
Name	See in Section Agent Flow in Charge Agent ID		
CapCo (2M, Method)	---	---	
Head UP at 37.5 C	37%	---	
True UP at 37.5 C	37%	---	
Log Vol Flow - Revolve Cond. (cc/hr)	0.0007	0.0007	
Viscosity Index	-1.280	-1.281	
PERFORMANCE			
Results			
Total Head	---	Velocity Head	2.254e-008 m
Total Fluid Head	---	Static Head	---
Pressure Head	4.280 m	Static Head	---
DYNAMICS			
Dynamic Specifications			
Head	(%)	---	Use Active
Fluid Head	(kg)	---	Use Active
Adiabatic Efficiency	(%)	---	Use Active
Polynomial Efficiency	(%)	70.00	Use Characteristic Curves
Pressure Efficiency	(%)	62.10	Pump is Acting as a Turbine
Holdup Details			
Phase	Accumulation (kg)	Mass (kg)	Volume (m ³)
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

Fuente: Autor

Anexo 17. Bomba T

Company Name Not Available		Case Name: Case Nueva 5 Rec	
Burling, MA		Unit Set: NewUser	
USA		Date/Time: Thu Aug 09 07:29:02 2018	
Pump: Bomba T (continued)			
User Variables			
RATING			
Head Offset	---	Efficiency Offset	---
Characteristic Curves			
Flow	Head	Efficiency (%)	Speed
NPSH			
NPSH Required	---	NPSH Available	0.488 m
Enable NPSH Curves: No			
Nozzle Parameters			
Base Elevation Relative to Ground Level: 0.0000 m			
Diameter	(mm)	Line de Succión de Tubos	Line de Descarga Tubo
0.0000		0.0000-002	0.0000-002
Elevation (Base)	(mm)	0.0000	0.0000
Elevation (Ground)	(mm)	0.0000	0.0000
Inertia			
Rotational Inertia	(kg-m ²)	Radius of Gyration	(m)
0.0000		0.0000	
Mass	(kg)	30.00	
Friction Loss Factor	(kg-m ² /s)	0.0000-002	

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

CONDITIONS				
Name		Linea de Succión de Tubo	Linea de Descarga Tubo	Potencia Bomba T
36	Vapour	0.0000	0.0000	---
40	Temperature (C)	80.0000 *	80.0000 *	---
41	Pressure (kPa)	101.3250 *	294.0000 *	---
42	Molar Flow (kgmole/h)	99.0001	99.0001	---
43	Mass Flow (kg/h)	1063.0000 *	1063.0000 *	---
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.0051	1.0051	---
45	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.822e+005	-2.822e+005	---
46	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	15.90	15.90	---
47	Heat Flow (kJ/h)	-1.8054e+07	-1.8054e+07	2.2143e+02

PROPERTIES				
Name		Linea de Succión de Tubo	Linea de Descarga Tubo	
51	Molecular Weight	10.02	10.02	
52	Molar Density (kgmol/m3)	54.42	54.43	
53	Mass Density (kg/m3)	990.4	990.5	
54	Act. Volume Flow (m3/h)	1.004	1.004	
55	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.507e+004	-1.507e+004	
56	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8325	0.8324	
57	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.85	75.84	
58	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.210	4.210	
59	LHV Molar Basis (SM) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	
60	HHV Molar Basis (SM) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004	
61	HHV Mass Basis (SM) (kJ/kg)	2078	2078	
62	CO2 Loading	---	---	
63	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmol/m3)	---	---	
64	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	
65	LHV Mass Basis (SM) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	
66	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	0.0000	
67	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	0.0000	
68	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	0.0000	

Fuente: Autor

PROPERTIES				
Name		Linea de Succión de Tubo	Linea de Descarga Tubo	
11	Mass Energy (kJ/kg)	0.171	0.324	
12	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	
14	Cost Based on Flow (Cost/h)	0.0000	0.0000	
16	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---	
18	Avg. Liq. Density (kgmol/m3)	95.40	95.40	
17	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.85	75.84	
19	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	1395	1395	
19	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	990.0	990.0	
20	Act. Liq. Flow (m3/h)	3.012e-004	3.012e-004	
21	Z Factor	0.722e-004	1.600e-003	
22	Watson K	---	---	
23	User Property	---	---	
24	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	
25	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123	
26	Cp/Cv	1.170	1.170	
27	Ideal Gas Cp/Cv	1.326	1.326	
28	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.79	33.79	
29	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.876	1.876	
30	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.000e+004	3.524e+004	
31	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4724	0.4723	
32	Liq. Mass Density (Std. Cond.) (kg/m3)	1015	1015	
33	Liq. Vol. Flow (Std. Cond.) (m3/h)	1.047	1.047	
34	Liquid Fraction	1.000	1.000	
35	Molar Volume (m3/kgmole)	1.837e-002	1.837e-002	
36	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2296	2178	
37	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	0.0000	

Fuente: Autor

44	Cv	(kJ/kgmole-C)	94.94	94.94			
45	Mass Cv	(kJ/kg-C)	3.599	3.599			
46	Cv (Est. Method)	(kJ/kgmole-C)	---	---			
47	Mass Cv (Est. Method)	(kJ/kg-C)	---	---			
48	Cpl/Cv (Est. Method)		---	---			
49	Reid VP at 37.8 C	(RPa)	---	---			
50	True VP at 37.8 C	(RPa)	---	---			
51	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)	(m ³ /h)	1.947	1.947			
52	Viscosity Index		-9.716	-9.718			
53	PERFORMANCE						
54	Results						
55							
56							
57	Total Head		---	Velocity Head		-1.319e-007 m	
58	Total Fluid Head		---	Delta P excluding Static Head Results		---	
59	Pressure Head		15.93 m				
60	DYNAMIC						
61							
62							
63	Dynamic Specifications						
64	Head	(m)	---	Not Active	Power	(kJ/h)	221.4 Not Active
65	Fluid Head	(kJ/kg)	---	Not Active	Capacity	(m ³ /h)	1.985 Not Active
66	Adiabatic Efficiency	(ppt)	---	Not Active	Use Characteristic Curves		Not Active
67	Polytropic Efficiency	(%)	75.00	Active	Pump is Acting as a Turbine		Not Active
68	Pressure Increase	(RPa)	953.2	Active			

Fuente: Autor

Anexo 18. Q- Calor TK - 001

52	Energy Stream: Q- Calor TK-001				Fluid Package:	Base-1
53					Property Package:	NRTL - Ideal
54						
55	CONDITIONS					
56						
57	Duty Type	Direct Q	Duty Calculation Operation:	Condensadora		
58	Duty SP	3.161e+004 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty:	
59						
60	COMPOSITION					
61	(Not a material stream - No compositions exist)					
62						
63	UNIT OPERATIONS					
64	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION	
65			Cooler		Condensadora	
66						
67	UTILITIES					
68	(No utilities reference this stream)					

Fuente: Autor

Anexo 19. Bomba C

Company Name Not Available Boston, MA USA		Case Name: Case Name 3 - Motor Selection			
Unit Set: New Case		Date/Time: Wed Aug 08 10:08:07 2018			
Pump: Bomba C					
CONNECTIONS					
Inlet Stream					
Stream Name:	Type:	Flow Unit Operation:			
Línea de Succión Coraza	Pump	Water			
Outlet Stream					
Stream Name:	Type:	Flow Unit Operation:			
Línea de Descarga Coraza	Heat Exchanger	Intercambiador de Tapa y Coraza			
Energy Stream					
Stream Name:	Type:	Flow Unit Operation:			
Potencia Bomba C					
PARAMETERS					
Adiabatic Efficiency (%)	75.00	Delta P: 42.10 MPa Duty: 4.627e+003 kW			
CURVES					
Delta P:	42.10 MPa Duty:	4.627e+003 kW			
Coefficient A:	0.0001	Coefficient B:	0.0001	Coefficient C:	0.0000
Parameter Preferences: Units for Delta P: m Flow Basis: ActualFlow Units for Flow: m3/h					

Fuente: Autor

Characteristic Curves					
Speed					
Flow	Head	Efficiency (%)			
NPSH					
NPSH Required	---	NPSH Available	0.784 m	Cranks NPSH Curves	No
NPSH Curves					
Nozzle Parameters					
Base Elevation Relative to Ground Level	0.000 m				
	Línea de Succión Coraza	Línea de Descarga Coraza			
Diameter	201	0.000e+000	0.000e+000		
Elevation (Base)	201	0.000	0.000		
Elevation (Ground)	201	0.000	0.000		
Inertia					
Rotational Inertia (kg-m ²)	0.000	Radius of gyration (m)	0.000	Mass (kg)	0.00
				Friction Loss Factor (kg-m/2m)	0.000e+000
Start Up					
Design Flow Typical Operating Capacity	10.90 acfh				
CONDITIONS					
Name	Línea de Succión Coraza	Línea de Descarga Coraza	Potencia Bomba C		
Volume	0.000	0.000	---		
Temperature (°C)	34.0000	34.0000	---		
Pressure (kPa)	101.3258	143.0889	---		
Motor Flow (kg/sec/h)	16.800	16.880	---		
Motor Power (hp/h)	297.0000	297.0000	---		
3rd Street L4 V01 Flow (m3/h)	0.2978	0.2978	---		
Motor Entropy (kJ/kg-mole-C)	-2.842e+005	-2.842e+005	---		
Motor Entropy (kJ/kg-mole-C)	0.000	0.000	---		

Fuente: Autor

1	aspentech		Company Name Not Available	Case Name: Caso Nuevo 5 eliminar falla.hsc
2			Bedford, MA	Unit Set: NewUser
3			USA	Date/Time: Wed Aug 08 15:04:57 2018
4				
5				
6	Pump: Bomba C (continued)			
7				
8	CONDITIONS			
9				
10	Heat Flow (kJ/h)	-4.6857e+06	-4.6856e+06	1.6692e+01
11				
12	PROPERTIES			
13				
14	Name	Linea de Succión Corazón	Linea de Descarga Corazón	
15	Molecular Weight	18.02	18.02	
16	Molar Density (kgmole/m3)	55.54	55.54	
17	Mass Density (kg/m3)	1001	1001	
18	Act. Volume Flow (m3/h)	0.2968	0.2968	
19	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.578e+004	-1.578e+004	
20	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4898	0.4898	
21	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	76.15	76.15	
22	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.227	4.227	
23	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	
24	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.101e+004	4.101e+004	
25	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2276	2276	
26	CO2 Loading	---	---	
27	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	
28	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	
29	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	0.0000	0.0000	
30	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	
31	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	
32	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	
33	Mass Exergy (kJ/kg)	0.6475	0.6698	
34	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	
35	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
36	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
37	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40	
38	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	76.15	76.15	
39	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	389.8	389.8	

Fuente: Autor

40	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	999.0	999.0	
41	Act. Liq. Flow (m3/s)	8.245e-005	8.245e-005	
42	Z Factor	7.144e-004	1.012e-003	
43	Watson K	---	---	
44	User Property	---	---	
45	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	
46	Ca/Cp (R)	1.123	1.123	
47	Cp/Cv	1.196	1.196	
48	Heat Gas Cp/Cv	1.328	1.328	
49	Heat Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.63	33.63	
50	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.867	1.867	
51	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.085e+004	4.015e+004	
52	Kinematic Viscosity (cSt)	0.7328	0.7328	
53	Liq. Mass Density (Std. Cond.) (kg/m3)	1019	1019	
54	Liq. Vol. Flow (Std. Cond.) (m3/h)	0.2927	0.2927	
55	Liquid Fraction	1.000	1.000	
56	Molar Volume (m3/kgmole)	1.801e-002	1.801e-002	
57	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2295	2295	
58	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	0.0000	
59	Surface Tension (dyn/cm)	70.94	70.94	
60	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6237	0.6237	
61	Bubble Point Pressure (kPa)	5.328	5.328	
62	Viscosity (cP)	0.7332	0.7332	
63	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.84	67.83	
64	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.789	3.789	
65	Cv (kJ/kgmole-C)	66.87	66.87	
66	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.695	3.695	
67	Cv (Ext. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
68	Mass Cv (Ext. Method) (kJ/kg-C)	---	---	

Fuente: Autor

ELABORADO POR:
Oficina de Investigaciones

REVISADO POR:
soporte al sistema integrado de gestión

APROBADO POR : Asesor de planeación
FECHA APROBACION:

aspentech		Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Caso Nuevo 5 eliminar todo.txt			
				Unit Set: Realizer			
				Date/Time: Wed Aug 09 15:04:57 2018			
Pump: Bomba C (continued)							
PROPERTIES							
11	Name	Line de Succion Consistencia de Descarga Coral					
12	Cp/Cv (Est. Method)	---	---	---	---		
13	Refr. VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---	---		
14	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---	---		
15	Liq. Visc. Flow - Sum(SM. Cond) (mPa.s)	0.2027	0.2027	---	---		
16	Viscosity Index	-1.380	---	-1.381	---		
PERFORMANCE							
Results							
21	Total Head	---	---	Velocity Head	-2.354e-000 m		
22	Total Fluid Head	---	---	Delta P including Static Head Results	---		
23	Pressure Head	4.298 m	---	---	---		
DYNAMICS							
Dynamic Specifications							
24	Head	(m)	---	Not Active	Power (kW)	18.88	Not Active
25	Fluid Head	(kJ/kg)	---	Not Active	Capacity (m ³ /h)	0.2870	Not Active
26	Adiabatic Efficiency	(%)	---	Not Active	Use Characteristic Curves	---	Not Active
27	Polytropic Efficiency	(%)	75.00	Active	Pump is Acting as a Turbine	---	Not Active
28	Pressure Increase	(kPa)	42.18	Active	---	---	---
Holdup Details							
29	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m ³)	---	---	---
30	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	---	---	---
31	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000	---	---	---
32	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000	---	---	---
33	Total	0.0000	0.0000	0.0000	---	---	---

Fuente: Autor

Anexo 200. Guías prácticas

UNIDAD ACADÉMICA: FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES E INGENIERIAS	
ASIGNATURA: TRANSFERENCIA DE CALOR	
UNIDAD TEMÁTICA	
PRACTICA NO. 01	Bomba Centrífuga

FUNDAMENTOS TEORICOS

1. Bomba centrífuga

Una bomba centrífuga es un tipo de bomba hidráulica que transforma la energía mecánica de un impulsor rotatorio llamado rodete en energía cinética y potencial requeridas. El fluido entra por el centro del rodete, que dispone de unos álabes para conducir el fluido, y por efecto de la fuerza centrífuga es impulsado hacia el exterior, donde es recogido por la carcasa o cuerpo de la bomba, que por el contorno su forma lo conduce hacia las tubería de impulsión.

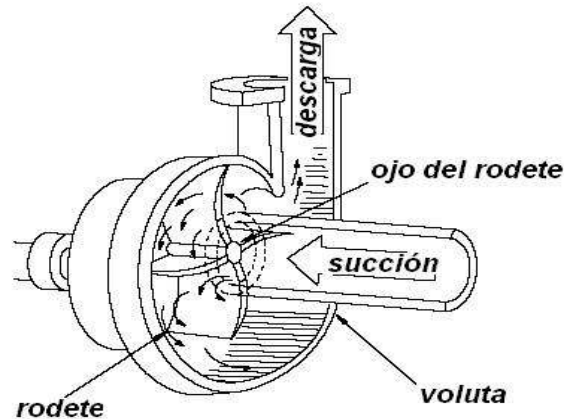


Fuente: <https://www.pedrollo.com.co>

2. Utilidad de la bomba.

La bomba es útil para instalaciones de donde se requiere una carga de presión mediana y una velocidad de flujo alta, puede manejar casi cualquier líquido, aunque no es muy satisfactoria para líquidos muy viscosos. Es la más adecuada para manejar más cantidad de líquido que la bomba de desplazamiento positivo.

3. Componentes de la bomba centrífuga.



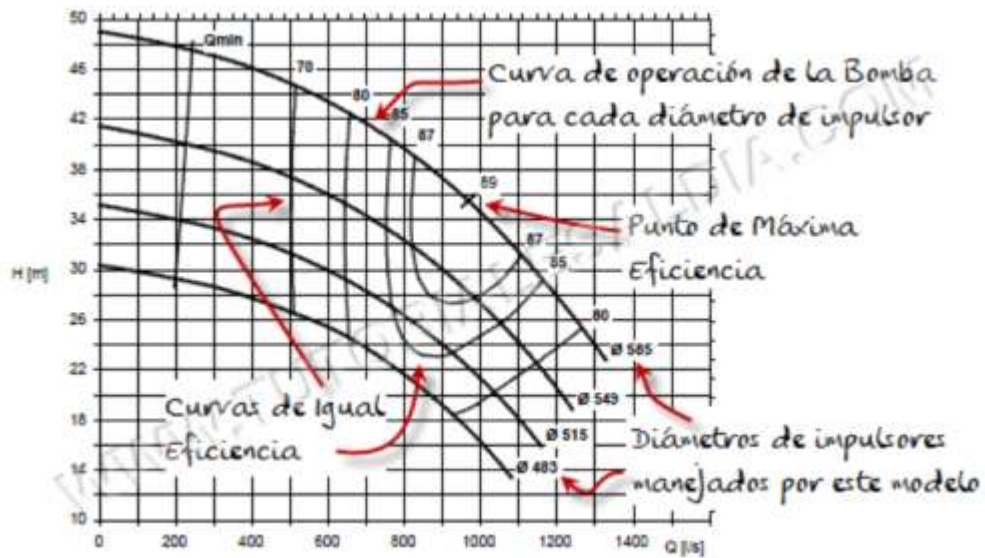
Fuente: <http://www.fullmecanica.com/definiciones/b/1677-bombas-centrifugas>

4. Impulsores o Rodete (corazón de la bomba).

El impulsor consiste de un cierto número de aletas curvas, colocadas de tal manera que proporcionan un flujo suave de fluido, entre ellas mismas. Los impulsores están colocados verticalmente u horizontalmente, para adaptarse al trabajo que se vaya a realizar.

5. Curva Característica de una bomba

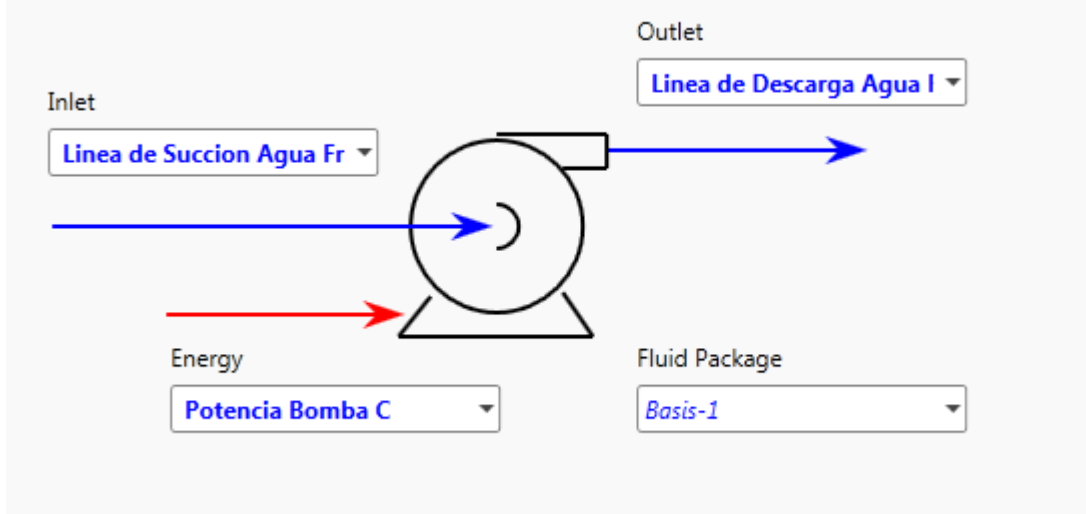
La Curva Característica de una Bomba Centrífuga, es un gráfico que representa la relación única de Carga – Flujo que garantiza la Bomba a determinada velocidad de rotación de su impulsor. Un ejemplo de Curva Característica de una Bomba Centrífuga se presenta en la siguiente figura, en la que hemos anotado varios de sus componentes principales:



Fuente: <http://ingenieriacivil.tutorialesaldia.com/sabes-que-es-la-curva-caracteristica-de-una-bomba-centrifuga/>

ACTIVIDADES

Solicite al docente el diámetro de la bomba y el caudal y calcule la información de la tabla



RESULTADOS		
Variable	Experimental	Teórico
Delta P		
Potencia		
Presión Entrada		
Presión Salida		
Flujo		

Anexo 21. Guía práctica 02

UNIDAD ACADÉMICA: FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES E INGENIERIAS	
ASIGNATURA: TRANSFERENCIA DE CALOR	
UNIDAD TEMÁTICA	
PRACTICA NO. 02	Intercambiador de calor

FUNDAMENTOS TEORICOS

1. Intercambiadores de calor de coraza y tubos

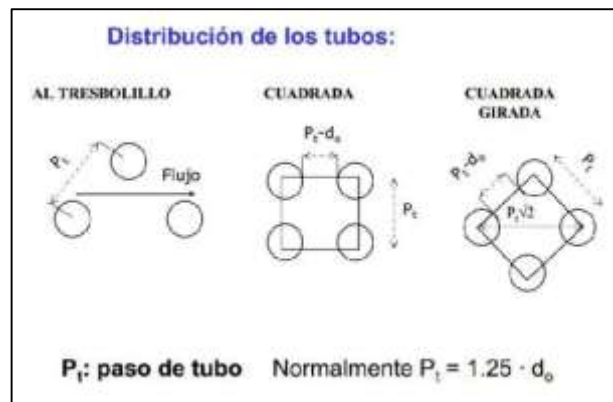
Estos equipos admiten un desplazamiento interno de fluidos a través de ellos con el propósito de transferir energía en forma de calor por gradientes de temperatura. Esto se consigue por medio de un fluido caliente y un fluido frío. Este tipo de aparatos son ampliamente utilizados en todo tipo de industria, especialmente en la química y petroquímica. Estos equipos generan en las empresas ventajas competitivas debido al ahorro y uso eficiente de la energía que suministran, así como también a la disminución del consumo de agua en sus procesos de producción.



Fuente: catalogo direct industry (<http://pdf.directindustry.es/pdf/onda-21365.html>)

2. Partes de intercambiador de calor de corza y tubo

Tubos: Los tubos son los componentes fundamentales, proporcionando la superficie de intercambio a través de la cual el agua motor que circula por la carcasa transmite el calor al flujo de agua marina que pasa por el interior, perdiendo así temperatura, que es el objetivo final. En multitud de diseños, como el mío que es 1-2, se usan números pares de pasos. Los números de pasos impares no son comunes, y provocan problemas térmicos y mecánicos en la fabricación y en la operación.



Fuente: <http://www.icbindustrial.com.pe/fabricacion-intercambiadores-calor.html>

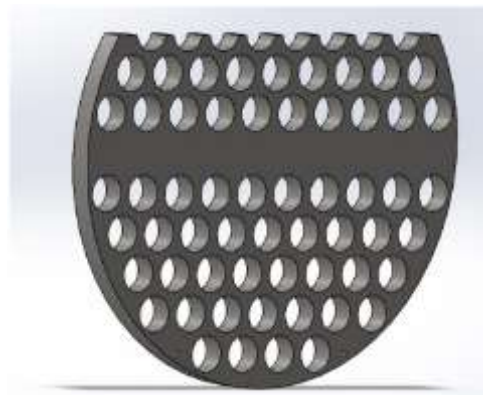
Placa tubular: la placa tubular sirve de soporte a los tubos, los cuales se mantienen en su lugar al ser insertados dentro de los agujeros de ésta, fijándose mediante expansión o soldadura.

Generalmente, la placa tubular no es más que un metal sencillo que ha sido dado forma y taladrado para albergar los tubos y las sujeciones de los deflectores



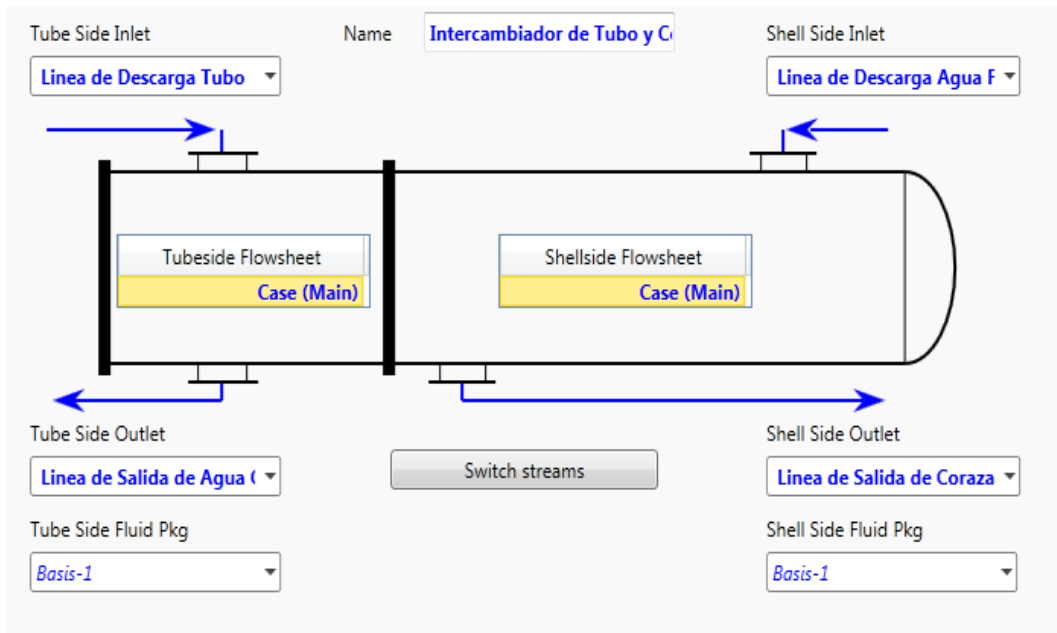
Fuente: <http://es.kaysensteel.com/bridas-placas-tubular-pl32611.html>

Deflectores: su objetivo primordial es controlar la dirección del flujo del líquido que circula por la carcasa. Además, ayudan a que la posición de los tubos sea la adecuada durante el proceso y evitan la vibración producida por los vórtices inducidos por el flujo.



ACTIVIDADES

Solicite al docente Temperatura de salida, numero de tubos, presión de entrada y calcule la información de la tabla



RESULTADOS

Variable	Experimental	Teórico
Energía disipada		
T Tubo interna		
T Tubo externa		
T Coraza interna		
T Coraza externa		

Anexo 22. Guía práctica 03

UNIDAD ACADÉMICA: FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES E INGENIERIAS	
ASIGNATURA: TRANSFERENCIA DE CALOR	
UNIDAD TEMÁTICA	
PRACTICA NO. 03	Condensador

FUNDAMENTOS TEORICOS

1. Condensador

Un condensador es un intercambiador térmico, en cual se pretende que el fluido que lo recorre cambie a fase líquida desde su fase gaseosa mediante el intercambio de calor (cesión de calor al exterior, que se pierde sin posibilidad de aprovechamiento) con otro medio.

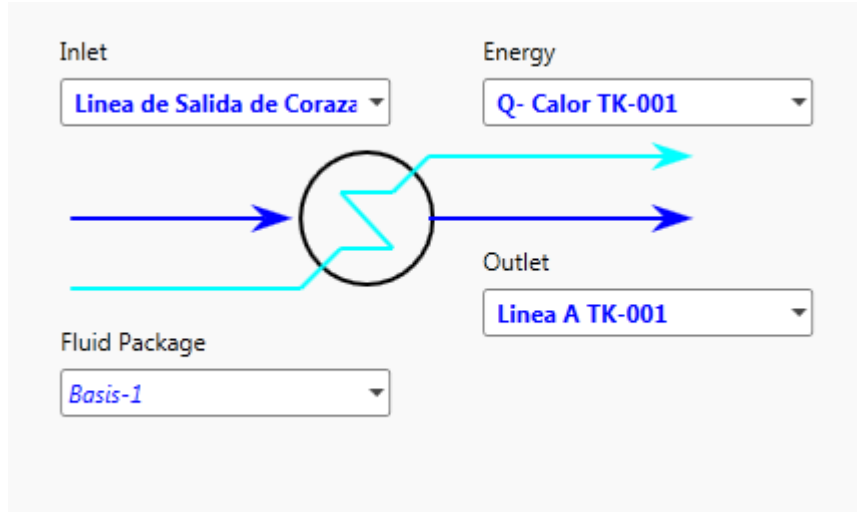
La condensación se puede producir bien utilizando aire mediante el uso de un ventilador (aerocondensadores) o con agua (esta última suele ser en circuito semicerrado con torre de refrigeración, o en circuito abierto proveniente de un río o del mar). El tipo de condensador más empleado en centrales termoeléctricas es el que utiliza agua como fluido refrigerante, que además utiliza un circuito semiabierto de refrigeración con una torre evaporativa como sumidero del calor latente de vaporización.



Fuente: <http://www.cicloaguavapor.com/condensador>

ACTIVIDADES

Solicite al docente Temperatura de salida, Temperatura de entrada, flujo volumétrico y calcule la información de la tabla



RESULTADOS

Variable	Experimental	Teórico
Energía disipada		