



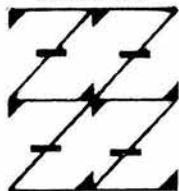
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

"PROCEDIMIENTOS DE CÁLCULO EN LA INGENIERIA
QUÍMICA APLICADOS A UNA PLANTA DE ASFALTO".

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
JAVIER MENDOZA GARCÍA

UNAM
FES
ZARAGOZA



LO HUMANO EJE
DE NUESTRA REFLEXIÓN

ASESOR: I.Q. EDUARDO VÁZQUEZ ZAMORA.

MÉXICO, D. F.

SEPTIEMBRE 2004



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

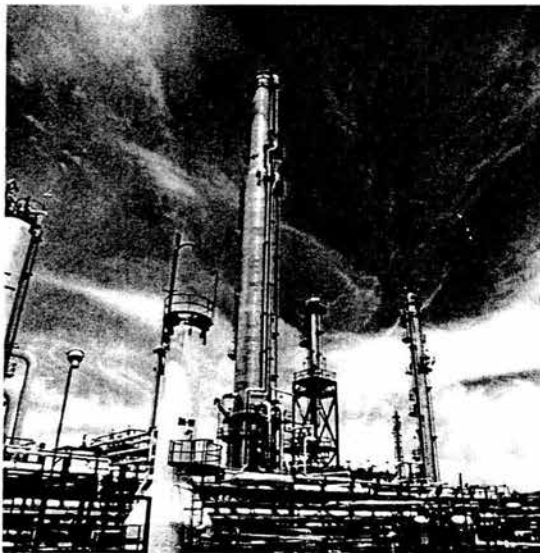
Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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



NOMBRE DE LA TESIS

**“Procedimientos de Cálculo en la Ingeniería
Química Aplicados a una Planta de Asfalto”**





**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/0106/04

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: MENDOZA GARCÍA JAVIER

P r e s e n t e.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. Eduardo Vázquez Zamora
Vocal:	I.Q. Salvador J. Gallegos Rames
Secretario:	Dr. Roberto Mendoza Serna
Suplente:	M. en I. Pablo Eduardo Valero Tejeda
Suplente:	M. en C. Andrés Aquino Canchola

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”
México, D. F., 27 de Noviembre de 2003

EL JEFE DE LA CARRERA

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Andrés Aquino Canchola', written over a faint circular stamp.

M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA

+



Con gran amor para:

Patricia de la Rosa González

Mi Esposa

Por su ternura, su sonrisa y abnegación



Con Eterno amor y agradecimiento:

A mis Padres:

Javier Mendoza Vargas

Maria García Moreno



Con gran cariño para:

Blanca Estela

Víctor Manuel

José Fabrício

Jesús Guillermo

Maria Félix

Arturo Hugo

Griselda

Haydee Guadalupe

Omar Joseft Arafath

Mis hermanos



Con Estimación para mis Amigos:

Mario Díaz Laguna

Eduardo Vázquez Zamora

Salvador Gallegos Ramales



INDICE

	Página
I. Objetivo de la Tesis	9
II. Introducción	11
a) Origen del Asfalto:	11
b) Propiedades de los Materiales Asfálticos.	11
c) Fabricación de los Asfaltos	15
d) Transporte y Almacenamiento de Asfalto	17
e) Bases de Usuario	17
Antecedentes Históricos	18
Requerimientos:	19
III. Procedimientos de Cálculo	22
1. Cálculo de la Carga Térmica de un Tanque de Almacenamiento de Asfalto Flux	22
1.1 Bases Técnicas del Procedimiento	22
1.2 Aplicación del Procedimiento	22
1.3 Introducción	22
1.4 La teoría:	23
Figura 1 Tanque cilíndrico	24
Tabla I Coeficientes de Película Individual de Transferencia de Calor	37
Tabla II Datos del ejemplo de la Compañía Química ABC	37
Tabla III Coeficientes de Transferencia de Calor después de la Primera Iteración	37
Tabla IV Para velocidad de viento de 10 MPH	38
Tabla V Coeficientes Revisados Después de la Segunda Iteración	38
Tabla VI Velocidad de Transferencia de Calor Durante Un Periodo	38
Tabla VII Sumarización de Pérdidas Para Unidades de Periodo que Producirían las Pérdidas de Calor Para 30 días.	38
Cálculo de la Carga Térmica del Tanque TV-238	39
Figura 3 croquis para el cálculo de la Carga Térmica	39
Figura 4 Tapa del tanque	46
2. Memoria de Cálculo de Agitadores	47
2.1 Base Técnica de Procedimiento	47



Tabla VIII Requerimientos de Proceso y Grados de Agitación para Mezclado.	48
2.2 Memoria del Cálculo del Agitador MJA-FA-236/237	56
Figura 7 Croquis para el Cálculo del Agitador	56
3. Dimensionamiento de Líneas a Una Fase	59
3.1 Introducción.	59
3.2 Objetivo	60
3.3 Alcance.	60
3.4 General.	60
3.4.1 Clasificación de los Fluidos	60
3.4.2 Clasificación de Flujo.	61
3.4.3 para Líquidos:	62
3.4.4 Para Gases:	62
3.4.5 Rugosidad.	63
3.4.6 Bases Teóricas.	63
3.4.7 Velocidad Sonica.	63
3.5 Velocidad Promedio del Flujo en la Línea.	64
3.6 Factor de Fricción y Caída de Presión.	65
3.7 Ejemplo de Cálculo: (Analítico).	66
3.7.1 Cálculo de la línea de Butadieno líquido.	66
3.8 Cálculo de la Línea de Vapor de Agua.	68
3.9 Procedimiento de Cálculo de Líneas para Asfalto Flux.	70
4. Procedimiento de Cálculo de Bombas Centrifugas.	73
4.1 Objetivo.	73
4.2 Alcance.	73
4.3 Bases Teóricas.	74
4.4 Actividades Generales y Específicas	78
Figura 8: Esquema del ejemplo de la hoja de cálculo	81
Tabla 27 Hoja de cálculo para el dimensionamiento de la Bomba	84
4.5 Ejemplo del Procedimiento de Bombas.	88
4.6 Memoria de Cálculo de la Bomba BR-300/301/300 A	98
5. Procedimiento de Cálculo para el dimensionamiento de Aislamiento para Tanques de Almacenamiento	105
Figura 9 Croquis para indicar el cálculo del dimensionamiento del aislamiento	105
6. Calculo del Serpentin de Calentamiento	116
1) Condiciones de Operación	116
2) Consideraciones	117
3) Análisis Térmico	117
4) Cálculo de Flujo de Vapor	118
5) Cálculo de la Longitud del serpentín	119
V Diagrama de Balance, Planta de Asfalto Flux	120
VI. DTI Planta de Asfalto	121
VII. Filosofía del Proceso	122
VIII Conclusiones.	124



IX. Bibliografía.	126
X. Anexos.	127
Tabla 11 Criterio para Selección y Dimensionamiento de Diámetros de Tubería.	128
Tabla 12 Especificación de Tuberías (PEMEX), Presiones y Temperaturas de Operación.	129
Tabla 13 Diámetros Internos por Tipo de Cedula.	130
Tabla 14 Longitud Equivalente para E.T., S.T., Red. y Exp.	131
Tabla 15 Rugosidad Relativa de Diferentes Materiales. (En Ingles).	132
Tabla 16 Rugosidad Relativa de Diferentes Materiales.	132
Tabla 17 Velocidades Típicas de Líquidos en Tuberías de Acero (Typical Liquid Velocities In Steel Pipelines).	133
Tabla 18 Velocidades Típicas de Líquidos en Tuberías de Acero (Typical Velocities In Gas And Vapor Lines).	133
Tabla 19 Criterios de Velocidades y Caída de Presión en Equipos.	134
Tabla 20 Criterios de Velocidades y Caída de Presión en Bombas.	134
Tabla 21 Velocidades Recomendadas de Fluidos en Tuberías. (Suggested Fluid Velocities In Pipe And Tubing.).	135
Tabla 22 Criterios para el Dimensionamiento de Líquidos (Liquids- Line Sizing Criteria).	136
Tabla 23 Criterios para el Dimensionamiento de Líneas Para Gas y Vapor (Gases and Steam - Line Sizing Criteria).	137
Tabla 24 Criterios para el Dimensionamiento de Líneas por Servicio.	138
Tabla 25 Criterios para el Dimensionamiento de Líneas por Tipo de FLUIDO.	138
Dibujo 26 Isométrico Típico.	139
Tabla 28 Velocidades y Caídas de Presión Recomendadas.	140
Tabla 29.- Sumergencia Mínima Recomendada.	141
Tabla 30 "K" de Equipos (Longitud Equivalente).	142
Tabla 31 Rugosidad Relativa de los Materiales y Factor de Fricción.	143
32 Factor de Fricción.	144
Figura 2 Efecto de la Velocidad de Viento y ΔT en la Transferencia de Calor	145
Figura 5 Número de Reynolds Vs Corrección del Número de Bombeo	146
Figura 6 Factor de Energía de Viscosidad Vs No. de Reynolds	146
Gráfica 32 Espesor Optimo para el Aislamiento Calculado.	147



I. Objetivo:

Establecer los criterios generales y métodos de cálculo que permitan al ingeniero de proceso realizar adecuadamente y con mayor rapidez posible el dimensionamiento de equipos y líneas a una fase.

Justificación del tema:

Dado que al comienzo de mi vida profesional como Ing. de Proceso no contaba con los suficientes criterios y metodología de Cálculo (llámese experiencia), me costaba mucho trabajo: calcular, especificar, tomar decisiones de Filosofía de Proceso; aunado a que no se contaba con los procedimientos adecuados para el Cálculo de Equipos y Tuberías, decidí hacer un trabajo que ayudara a los nuevos Ingenieros de Proceso en sus primeros pasos.

Objetivos

El Presente trabajo pretende ser: una ayuda en al desarrollo profesional del Ingeniero Químico que se inicia en el Área de Proceso y Proyectos de la Ingeniería Química, tratando de elaborar los Procedimientos de Cálculo más comunes cuando este se desempeña como Ingeniero de Proceso, ya sea en una Firma de Ingeniería o en una constructora.

Lo anterior se logra mediante el desarrollo de los Procedimientos de Cálculo, con lo que se facilita el trabajo de rutina del Ingeniero de Proceso.

El Trabajo se inicia mediante la presentación de los procedimientos de Cálculo así como de los Criterios de Diseño de Equipo y Tuberías y su desarrollo, para cuando se requiere dimensionar un equipo o alguna línea de Proceso. Además se elaborarán los siguientes documentos: Filosofía del Proceso, Diagrama de Tuberías e Instrumentación, Diagrama de Balance de una Planta de Asfalto Flux construida en ciudad Madero Tamaulipas.

Los equipos para los cuales se elaboraron las memorias de cálculo son:

- a. Carga Térmica
- b. Agitadores
- c. Serpentes de Calentamiento
- d. Aislamiento en Tanques



- e. Líneas a una Fase
- f. Bombas Centrifugas (Equivalente a Bombas Rotatorias)

Los Procedimientos se desarrollaron en Excel y se entregan a la FES (Coordinación de Ingeniería Química) para su consulta; para que se pueda tener acceso real e inmediato a estos Procedimientos de Cálculo, la secuencia de Cálculo es en cierta forma arbitraria entre ellos únicamente por el tema seleccionado, Mecánica de Fluidos, Transferencia de Calor, Masa o Momentum.

El Presente Trabajo pretende ser un auxiliar, guía y Herramienta del desarrollo Profesional del Ingeniero Químico que inicia su ejercicio profesional en las Áreas de Proceso y Proyectos de Ingeniería.

Lo anterior se logra mediante el desarrollo de los mecanismos necesarios para el Cálculo de Equipos y líneas; llamados Memorias de Cálculo así como los Criterios de Diseño. Apoyados Técnicamente por los artículos especializados para ese determinado cálculo.

El Presente Trabajo se inicia con una Introducción al Asfalto, Origen, Propiedades, Fabricación, Transporte y Almacenamiento.

El desarrollo de este Trabajo se basó en la Rehabilitación de una Planta de Asfalto, que construido a través del Proyecto R-552-38-02 para Petróleos Mexicanos para la Refinería de Ciudad Madero Tamaulipas.

Por otro lado se Elaboraron las siguientes Memorias de Cálculo: Carga Térmica, Líneas a una Fase, Serpentes, Agitadores, Bombas Centrifugas (Equivalente a Bombas Rotatorias) y Aislamiento en Tanques.

Cada una de las Memorias presenta la siguiente Estructura (a excepción del dimensionamiento del serpentín y Aislamiento en Tanques):

- 1) Esbozo Teórico
- 2) Presentación de la ecuaciones para el cálculo
- 3) Criterio de Diseño para la Evaluación del Equipo o Línea
- 4) Ejemplo de Aplicación
- 5) Ejemplo Aplicado a la Planta de Asfalto Flux



Todos las Memorias de Cálculo Presentadas fueron programadas en Excel para que se pueda tener un acceso real e inmediato a estos procedimientos, la Secuencia de estos Procedimientos es en forma arbitraria y solo guardan relación entre ellos únicamente por el tema seleccionado, esto es Transferencia de Calor, Masa o Momentum.

II. Introducción

A) Origen del Asfalto:

No se sabe exactamente como se formó el asfalto en el subsuelo. Las teorías de su origen se siguen discutiendo hasta la fecha; varios químicos famosos, defendieron el origen mineral. Otros investigadores se inclinan por el origen orgánico, sosteniendo que proviene de la descomposición de residuos animales y vegetales que se han transformado en aceite. Este origen se demuestra al comprobarse que los terrenos en los que se ha formado, no han estado nunca a una temperatura superior a 38°C , lo que descarta la teoría del origen mineral ya que la obtención a partir de carburos metálicos requiere temperaturas mucho más elevadas.

Los estudios recientes hechos en laboratorios con análisis de rocas petrolíferas de campos productores, parecen confirmar un origen orgánico, ya que se han encontrado en ellas, ciertas propiedades ópticas, que solo se localizan en las substancias orgánicas; por otro lado el contenido de nitrógeno y otras substancias en el asfalto solo puede proceder de materiales orgánicos.

También nos puede confirmar el origen orgánico, el hecho de que la mayor parte de los yacimientos en el mundo se localizan en lugares que fueron ocupados por lagos y mares hace millones de años.

B) Propiedades de los Materiales Asfálticos.

F.N. Hveem ha clasificado las propiedades de los materiales asfálticos empleados en pavimentación en cuatro grupos generales de acuerdo con su:

- 1) consistencia
- 2) durabilidad o resistencia al envejecimiento
- 3) velocidad de Curado
- 4) resistencia a la acción del agua



Estas cuatro propiedades definen completamente para fines prácticos el tipo de asfalto y su adecuación.

Consistencia: Varía desde la de un líquido muy fluido, solo ligeramente más viscosos que el agua (cutbacks grado 0), a la de un cuerpo semisólido, rígido de propiedades semejantes a las del lacre (asfaltos oxidados) a causa de esta variación, no hay ningún instrumento que mida satisfactoriamente la consistencia de todos los materiales Asfálticos. Hay 3 métodos distintos para la medida de consistencias:

- 1) Viscosidad Furol
- 2) Penetración
- 3) Ensayo del flotador

Viscosidad Furol: es una medida de la resistencia al flujo. Cuando más alta es la viscosidad de un líquido, más se aproxima este en sus propiedades de consistencia a un semisólido. La viscosidad Furol es un ensayo específico que se emplea para medir la viscosidad de los materiales asfálticos líquidos. Es el número de segundos que necesitan 60 cm³ del material para fluir a través de un orificio de tamaño dado y a una temperatura especificada.

No es conveniente realizar el ensayo de viscosidad Furol a la misma temperatura para todos los Asfaltos Líquidos. En efecto: si observamos la línea horizontal (Viscosidad Furol aproximada a 60 °F) apreciamos que si se eligiera esta temperatura para realizar el ensayo de viscosidad en todos los tipos de Asfalto Líquido, la precisión posible expresada porcentualmente, sería muy pequeña en los grados 0 y 1, mientras que en la viscosidad de los materiales de grado 5 requeriría 3,000 segundos a 50 minutos de duración del ensayo, lo que sería poco práctico para ensayos de rutina.

La viscosidad del asfalto es una función decreciente de la temperatura; por consiguiente, se elige la temperatura de ensayo de cada grado de forma que se obtenga un tiempo de fluencia adecuado a los fines prácticos. La temperatura de ensayo y los límites de tiempo de fluencia para cada grado.

Penetración: El asfalto es un cuerpo semisólido a temperatura ambiente. Aun cuando se caliente para disminuir la viscosidad no es práctico determinar la consistencia por la viscosidad Furol. La principal razón por la que estamos interesados en su consistencia es con el fin de determinar sus cualidades o poder cementante (denominadas comúnmente poder ligante) a la temperatura normal en carretera. Es un hecho conocido que cuando más rígido es el asfalto, más fuertemente une a las piedras en una mezcla asfáltica. Teniendo en cuenta estas consideraciones prácticas, se hace uso de un método que refleja la consistencia a 25°C, que es, aproximadamente, la temperatura ambiente media. Se llama penetración, y se realiza permitiendo que una aguja de dimensiones específicas cargada con 100 gramos penetre en el material durante un periodo de 5 segundos.



Se determina la penetración por la profundidad a que la aguja se hunde en el asfalto, medida en décimas de milímetro. Así por ejemplo en un material que tenga una penetración de 100, la aguja se hundirá en el asfalto exactamente 1 cm. La penetración y la consistencia son inversamente proporcionales; es decir, cuanto mayor es la penetración, más blando es el asfalto.

El ensayo de Penetración es el único que se usa para los Asfaltos empleados en trabajos de pavimentación. Los asfaltos especiales (Asfaltos Oxidados) para techados, sellado de juntas y otros muchos usos, deben conservar su plasticidad en todo el campo de las temperaturas atmosféricas sin hacerse demasiados fluidos a temperaturas altas.

Para comprobar que el comportamiento del Asfalto es satisfactorio en este aspecto, se realizan ensayos de penetración a 0°C y 45°C . Cuando se realiza el ensayo a 0°C , se carga la aguja con 200 gramos y se mide la penetración en 60 segundos. Cuando se hace el ensayo a 45°C , se carga la aguja solo con 50 gramos y se mide la penetración en 5 segundos.

Ensayo de Flotador: Los asfaltos más viscosos que un asfalto líquido de grado 5, no pueden estudiarse de modo adecuado con el ensayo de viscosidad Furol. Por otra parte, Los que tienen una penetración mayor de 300 no resultan adecuados para sufrir el ensayo de penetración. Por consiguiente, hay un determinado margen de consistencia en el que ninguno de los dos ensayos es aplicable. Este tipo de materiales quedan incluidos el residuo de la destilación de laboratorio de los cutbacks tipo SC y los asfaltos especificados ocasionalmente por algunos organismos constructores de carreras. Su Viscosidad se mide por medio del ensayo del flotador.

Para realizar el ensayo del flotador se coloca el asfalto en un pequeño molde abierto por ambos extremos. A continuación se enfría y se une al fondo de un platillo de aluminio sumergido en un baño de agua a 50°C .

El tiempo, medido en segundos, necesario para que el agua se abra paso a través del tapón de asfalto, se da como resultado del ensayo del flotador, cuanto más alto es el valor de esta cifra, más rígido es el asfalto.

Relaciones temperatura-consistencia: Consideramos dos asfaltos semisólidos, de los cuales uno es un asfalto oxidado y el otro un asfalto normal para pavimentación, ambos con la misma penetración a 25°C . Si se calienta a 45°C y se determinan sus penetraciones, se encontrará que esta temperatura las consistencias ya no tienen el mismo valor sino que el asfalto de pavimentación es mucho más blando. Si se continúa calentando, la diferencia de consistencia se hace más pronunciada. El asfalto de pavimentación se convierte en un líquido mientras que el otro se halla aun en estado semiplástico, a unos 120°C , el asfalto de pavimentación se habrá convertido en un



líquido muy fluido, mientras que el asfalto oxidado no alcanzara el mismo estado de fluidez hasta una temperatura de 180°C o más, si se deja entonces enfriar ambos asfaltos hasta 0°C el asfalto de pavimentación se pondrá mucho más duro que el otro. De este modo se comprueba que la consistencia del asfalto de pavimentación queda mucho más afectada por los cambios de temperatura que el asfalto oxidado. Esta propiedad del asfalto se llama susceptibilidad térmica, La susceptibilidad térmica de asfaltos procedentes de diferentes crudos varía en cierta proporción, pero esta variación es de escasa importancia si se compara con la que existe entre los asfaltos oxidados y los de pavimentación.

Punto de Reblandecimiento: El único sencillo para obtener la susceptibilidad térmica de los asfaltos consistente en la determinación del punto de reblandecimiento por el método de anillo y bola.

Los asfaltos que tienen puntos de reblandecimiento más altos para una determinación de penetración a 25°C son menos susceptibles a los cambios de consistencia debidos a la temperatura. Para realizar el ensayo, se coloca primero el asfalto en un pequeño anillo y se deja enfriar. A continuación se sumerge al anillo en agua o glicerina se coloca sobre el asfalto una pequeña bola de acero y se aplica calor al líquido, en determinado momento, al subir la temperatura, el asfalto se reblandece y permite la caída de la bola al fondo del recipiente. Se denomina punto de reblandecimiento del asfalto la temperatura expresada en grado centígrado a la que esto se realiza.

El punto de reblandecimiento de los asfaltos para pavimentación de los tipos BA 40-50 a BA 200-300 (penetración a 25°C comprendida entre 40-300) varía, aproximadamente, entre 57° y 35°C . El punto, el punto de reblandecimiento no es un ensayo muy significativo en materiales de este tipo y existen muchas especificaciones en las que no se fija el punto de reblandecimiento. Sin embargo, el ensayo es de gran significación en los asfaltos oxidados, ya que es importante que el punto de reblandecimiento de estos materiales sea muy superior a la temperatura que puedan alcanzar expuestos al sol, la cual llega a ser de 65°C . Esto se debe a que dichos materiales se emplean con frecuencia en superficies inclinadas, tales como tejados, así como para otros fines, que exigen también que el material se mantenga duro en tiempo cálido.

Durabilidad o Resistencia al Envejecimiento: Para que sirva satisfactoriamente como ligante, un asfalto de pavimentación debe mantenerse plástico. Cuando un asfalto en película delgada se expone a las inclemencias atmosféricas, a veces pierde parte de su plasticidad y se hace quebradizo a causa de ciertos cambios físicos y químicos, este deterioro natural se llama envejecimiento atmosférico.

El envejecimiento atmosférico causado en el asfalto de un pavimento por endurecimiento progresivo da lugar en ocasiones a la formación de grietas finas. Cuando este proceso continúa, las grietas se ensanchan, y finalmente, a menos que se ponga algún remedio, el agua superficial entra por las grietas abiertas, reblandeciendo



la base, dando lugar a que el pavimento asfáltico quede deshecho. El envejecimiento del ligante asfáltico puede originar también un excesivo desgaste superficial del pavimento.

El envejecimiento atmosférico de los asfaltos de pavimentación se produce principalmente por oxidación y volatilización; otros factores que suelen contribuir a su deterioro son las ondas más cortas de la luz (rayos ultravioleta), el envejecimiento propiamente dicho y, posiblemente, la acción de lavado por el agua. Es obvio que el ingeniero debe tratar de reducir el envejecimiento atmosférico tanto como sea posible. En los párrafos siguientes se dan los métodos para conseguirlo.

Oxidación y Volatilización: Oxidación es un ataque químico del asfalto por el oxígeno del aire. Volatilización es la vaporización de los hidrocarburos más ligeros del asfalto. El efecto de ambos factores produce un endurecimiento progresivo y permanente del asfalto que puede medirse por el ensayo de penetración. Se ha demostrado que cuando el asfalto de un pavimento llega a alcanzar una penetración de 30 es muy probable que se haga quebradizo y forme grietas, y si alcanza una penetración de 20 resulta virtualmente ventajoso emplear los tipos de asfalto más blandos (de mayor penetración) utilizables prácticamente en la construcción de un pavimento. Así por ejemplo: un pavimento construido con asfalto de penetración 40 está muy próximo al límite de fragilidad (penetración 30) y, evidentemente, se agrietará mucho antes que un pavimento construido con asfalto de penetración 100.

El efecto de la Temperatura: la elevación de la Temperatura del asfalto acelera muchísimo la oxidación y la volatilización. En la estimación de la velocidad de las reacciones físicas y orgánicas se emplea a veces una regla empírica, en virtud de la cual la velocidad de una reacción se duplica aproximadamente por cada 10°C de aumento de la temperatura.

Esto explica porque el calentamiento excesivo puede perjudicar gravemente a un asfalto aunque el exceso de temperatura no sea de muchos grados; por ejemplo, la proporción en que se producen oxidación y volatilización en una mezcla agitada en el mezclador a 179°C es 8 veces mayor que la que se produciría a 150°C .

C) Fabricación de los Asfaltos

Los materiales asfálticos de construcción son una parte del petróleo crudo extraído de cientos de miles de pozos en todo el mundo. La cantidad de asfalto que puede contener un petróleo crudo es muy variable y depende de la densidad del mismo.

Cuando más baja es la densidad del crudo, mayor es su contenido de asfalto; por ejemplo: un crudo de densidad API 15 produce, aproximadamente, un 60% de asfalto y



un 40 % de destilados de petróleo más ligeros, tales como gasolina, kerosina, aceites lubricantes, etc., mientras que un crudo de densidad API 35 puede producir solo un 10 % de asfalto y alrededor de un 90 % de fracciones más ligeras.

Petróleo crudo se transporta mediante tuberías, camiones tanques o buque tanque a la refinería, donde se separa en sus diversos componentes por un proceso continuo de destilación.

En la obtención del asfalto se utilizan dos procedimientos diferentes: la Destilación al Vapor y Vacío y el Método de Extracción por Solventes.

Proceso de Destilación: El proceso de destilación por vapor al vacío separa el crudo en diversos productos. Los cambios que ocurren durante el refinado son del tipo físico; por ello es posible recombinar varios de los productos obtenidos, tomados al azar, con lo que resulta una masa homogénea.

El refinado del petróleo crudo es una operación continua que se realiza bombeando primero el crudo a través de un horno tubular, donde se eleva su temperatura, e introduciéndole a continuación en una torre de destilación para el primer corte o separación. La torre de destilación es un cilindro vertical que contiene una serie de plataformas o bandejas superpuestas. Cuando se inyecta el crudo caliente cercano del centro de la torre, los vapores o fracciones más ligeras se reúnen en las bandejas superiores y se llevan a un condensador. En los niveles inferiores de la torre de destilación se sitúan grados o cortes más pesados del crudo, hasta que solo queda en el fondo de la torre el residuo más pesado que contiene el asfalto.

Durante el primer proceso de separación, la mayoría de las Refinerías separan el crudo en cinco productos que pueden clasificarse como sigue:

1. Gasolina de destilación
2. Keroseno destilado
3. Diesel oil
4. Aceites lubricantes
5. Material residual pesado.

Cada uno de estas fracciones puede redestilarse de forma análoga para su anterior separación, en productos de propiedades bien definidos.

El residuo pesado tiene usualmente características semejantes a las de un asfalto disuelto de curado rápido tipo SC-0, o bien cualquier tipo de asfalto deseable. Controlando la temperatura del residuo en el horno tubular y la cantidad de vacío aplicado a la torre, pueden separarse las fracciones más ligeras o los constituyentes aceitosos que quedan en el residuo pesado de la primera destilación.



Si se aumenta la temperatura del crudo en el horno tubular y el vacío aplicado a la torre, se obtiene un producto final que es un asfalto de baja penetración; inversamente, la disminución de la temperatura del crudo y del vacío aplicado producen un material de penetración más alta; es decir mas blando.

Método de Extracción por Solventes: El método de extracción por solventes, en el refino del asfalto esta íntimamente asociado con la fabricación de aceites lubricantes de alta viscosidad que requieren un cuidadoso control de temperatura del crudo. Para extraer el asfalto de las fracciones de aceites lubricantes se emplea el propano; usualmente el producto final en este proceso es un asfalto de penetración bastante baja, rara vez superior a 50. Para transformar este asfalto de penetración relativamente baja en cualquiera de los otros tipos más blandos, es necesario mezclarle una pequeña cantidad de material residual blando.

También es práctica corriente, mezclar ciertos porcentajes de asfalto al vacío de alta penetración para obtener un material de penetración intermedia.

D) Transporte y Almacenamiento de Asfalto

El almacenamiento de asfalto deberá bastar para las necesidades de un día, a menos que las circunstancias del caso hagan que esto sea innecesario. Tal sería el caso si la planta asfáltica estuviese situada cerca de una refinería, y que los camiones puedan entregar el asfalto a la temperatura de mezcla que se requiere.

Es preferible contar con dos tanques de almacenamiento chicos que uno grande. De existir solo un tanque, no siempre se encontrara lleno y a la temperatura adecuada, por la mañana. La descarga de asfalto frío sobre un volumen reducido de asfalto para liga caliente podrá hacer necesario suspender el funcionamiento de la planta, hasta que en tanto el tanque haya recuperado la temperatura requerida. Disponiendo de dos tanques chicos, existe mayor flexibilidad, ya que el calentador puede encargarse de calentar el asfalto de uno de los tanques durante el día.

E) **Bases de Usuario** para rehabilitar la Planta de Asfalto Actual y desarrollar la infraestructura para Elaborar y Embarcar para exportación Asfalto en la Refinería Madero

❖ Antecedentes:

La planta elaboradora de Asfaltos en la Refinería Madero cuenta con el siguiente equipo:



TANQUES	CAPACIDAD(bls)	PRODUCTO
TV-74	20 000	Asfalto No. 6
TV-75	20 000	Asfalto No. 6
TV-76	20 000	Asfalto No. 6
TV-92	20 000	Asfalto No. 6
TV-217	25 000	Asfalto FR-3
TV-225	30 000	Asfalto FR-3
TV-77	10 000	Asfalto FM-1
TV-78	10 000	Asfalto FM-1
TV-179	1 000	Asfalto FM-1
TV-180	1 000	Asfalto FM-1
TV-183	1 000	Asfalto FM-1
TV-79	5 000	Diluentes
TV-80	5 000	Diluentes

BOMBAS	Capacidad (B/hr)	Producto
P-4	357	Asfalto FM-1
P-5	357	Asfalto FM-1
P-6	640	Asfalto No. 6
P-7	640	Asfalto No. 6-FR-3
P-8 A	1635	Asfalto No. 6-FR-3
P-8	1 500	Asfalto -FR-3

Con este equipo se embarca el total un promedio de 15 000 bls/día de las tres mezclas asfálticas (Asfalto FM-1, Asfalto No. 6, Asfalto FR-3).

Los tanques presentan daños en la cúpula y cuerpo; no cuentan con aislamiento y sus sistemas de calentamiento y homogenización no operan.

Las bombas no cuentan con aislamiento y sus capacidades reales están abajo de las requeridas.

Los sistemas de drenaje pluvial y aceitoso no operan correctamente.

❖ Antecedentes Históricos:

En 1981 se inició el Proyecto R-552-38-02 para aumentar la capacidad nominal de la planta de 8 000 Bls/día hasta 25 000 bls/día.

El proyecto consiste en la instalación de 2 bombas de 680 bls/hr; 1 bomba de 1 635 bls/hr; integración correspondiente en la casa de bombas actual, para remover asfalto No. 6 y FR-3 a embarques terrestres y muelle 2; una de estas bombas ya se encuentra operando provisionalmente; las otras no se han instalado.



Se incluye la construcción de 2 tanques de 30 000 bls. Cada uno y la instalación de 3 bombas de 680 bls/hr. Cada una en la casa de bombas anexa, para manejar asfalto FR-3 a embarques terrestres y marítimos; esta instalación se localiza en el área de amoniaco cerca del muelle No. 1.

La construcción del proyecto lleva un avance de 70 % aproximadamente a julio de 1991: se suspendió temporalmente por razones de presupuesto.

Actualmente la Refinería Madero abastece asfaltos del 53 % de la demanda nacional localizada a lo largo de todo el país; las expectativas para un plazo inmediato, acordes con los planes del Gobierno para reparar y construir carreteras, son motivos por los que esta demanda se incremento con toda seguridad, aunque no se pueda precisar con exactitud el ritmo de crecimiento que vaya a seguir.

Respecto al mercado potencial exterior, existen indicadores que manifiestan un alto grado de interés por asfalto no rebajado para aplicaciones industriales en EE.UU. (Asfalto Flux).

En aprovechamiento de la situación que guarda el desarrollo del proyecto R-552-88-02, se recomienda la adecuación de los tanques T-236 y T-237 de 30 000 bls. c/u y equipo accesorio para elaborar y enviar a muelle No. 1 Asfalto básico para transportes vía marítima a exportación.

Se propone así mismo, rehabilitar y modernizar la actual planta elaboradora de asfaltos, aumentar la capacidad en tanques para preparar y almacenar producto final y adecuar las instalaciones de embarques terrestres para efectuar y sostener salidas de 25/30 000 BDC de asfaltos terminados.

❖ Requerimientos:

1 Infraestructura para elaborar y enviar a muelles Asfaltos tipo "FLUX" a razón de 5 000 bls/hr. mínimo.

- 1.1 Se requiere acondicionar los T-236 y T-237 de 30 MB de capacidad cada uno para preparación, almacenamiento y entrega a muelles de asfalto tipo "FLUX"; están comprendidos en el proyecto R-552-38-02 para manejo de asfalto tipo FR-3.
- 1.2 Estos tanques contarán con aislamiento térmico, sistema de calentamiento para mantener una temperatura de 150⁰C mínima y agitadores para homogenizar su máxima carga en 3 a 5 horas.
- 1.3 Acondicionar los tanques T-231 y T-232 cada uno de 20 MB para manejar gasóleo, originalmente destinados para manejar lubricantes.



Deberán contar con aislamiento térmico o sistema de calentamiento para mantener una Temperatura de 40°C mínimo y agitadores para sostener homogenizado el producto.

- 1.4 Se requiere que el Gasóleo Pesado que se utilizara como diluyente, cumpla con la especificación de temperatura de inflamación de 250°C mínima copa abierta Cleveland; por lo tanto se recomienda diseñar e instalar un equipo para agotar el producto con capacidad de 4 000 bls/día que garantice dicha especificación.
- 1.5 Sustituir las Bombas actuales MFP-25 A/B por otras tipo Rotatorias con gasto aproximado de 420 GPM, para trasegar 3 000 barriles/5 horas de los tanques T-231 y T-232 a los tanques T-236 y T-237 y a los muelles.
- 1.6 Se requiere equipo de bombeo para enviar asfalto tipo "Flux" de T-236/237 al muelle numero 1 a razón de 5 000 bls/hr. Con unidad de relevo. (se proponen 2 bombas de 2 500 bls/hr. y una de relevo).
- 1.7 Se requiere un sistema de calentamiento externo emergente, para mantener la temperatura del producto en tanques T-236/237 a 150°C mínimo. Se recomienda un sistema con cambiadores de calor "Flux" aceite caliente.
- 1.8 Sistema de calentamiento a fuego directo con gas combustible.
- 1.9 Se requiere disponer de aire seco a presión, para barrido de líneas de producto entre tanques, de plantas y hacia muelles.
- 1.10 Se requiere un sistema de vapor de 19 Kg. /cm² para calentar línea de producto, (alternativa: trazas eléctricas).
- 1.11 Instalar tubería de diámetro suficiente para mover 5 MB/hr de asfaltos básicos no rebajados al muelle No. 1 e instalar cargaderas correspondientes.

2 Rehabilitación de La Planta Actual (MFA).

Se requiere y reparar los tanques que tengan dañada la cúpula, laminas del cuerpo, escaleras, conexiones, barandales y plataformas para medición de muestreo, sistemas de contra incendio y alumbrado.

- 2.1 Los tanques números 74, 75, 76, 92, 217, y 225 deberán contar con aislamiento térmico, sistema de calentamiento para mantener una temperatura de 150°C mínimo y agitadores para proveer mezcla homogénea.



- 2.2 Suministrar las actuales bombas MFA-P-4 y 5 y por otras de 1 200 bls/hr cada una, para obtener un bombeo de asfalto No. 6 a llenaderas terrestres bajo control de presión y temperatura a la descarga. Estas bombas serán capaces de entregar asfalto del tipo No. 6 a muelles.
- 2.3 Las tuberías de recibo y salida de producto básico deben contar con capacidad para mover de 20 a 30 MBD.
- 2.4 Rehabilitar drenajes industrial y pluvial en toda la planta. Acondicionar sistema para captar pequeñas purgas del muestreo en líneas y bombas.
- 2.5 Se requiere rehabilitar el centro de control de motores C.C.M.
- 2.6 Rehabilitar accesorios y tuberías de vapor que proporcionan servicio a la planta.
- 3 Incremento de Tanquería
 - 3.1 Proporcionar tanques hasta por un total de 100 MB de capacidad, acondicionados para elaborar, normalizar y almacenar mezclas asfálticas no rebajados, integrados para enviar a embarques marítimos y terrestres.
 - 3.2 Se sugiere la construcción de dos tanques de 50 MB nominales cada uno en el área circundante a T-236/237.
 - 3.3 Considerar la factibilidad de disponer de tanques de Combustóleo cercanos a muelles para cambiarlos al servicio de asfalto.
- 4 Rehabilitación y Modernización de las Instalaciones para Embarques Terrestres
 - 4.1 Instalar báscula (s) con accesorios electrónicos para controlar por peso las cargas en A/T (Autotanques) y C/T (Carrotanques).
 - 4.2 Rehabilitar las actuales llenaderas de A/T e incrementar su número, si es necesario, para contar con capacidad para embarcar 20/25 mil barriles por día (22/25 MBPD)
 - 4.3 Rehabilitar las actuales llenaderas de C/T.
- 5 Especificación de Corrientes Típicas de Plantas: MI, BA, MF:



Las características y especificaciones de los productos que se requiere manejar son las siguientes:

Propiedades	Residuo Alto Vacío	Gasóleo Pesado Vacío	Flux
Temp. Inflam. C. A. C. 0°C	>320	>250	>288
Penetrac. (25°C) 0.1 mm	<200		
Densidad Rel. (25°C)	0.950/1.050		0.950/1.050
Cenizas % Peso	<0.5		<0.5
Oliensis	Neg.		neg
Viscosidad			
SSF(98.9°C)	>2 000		
SSU(98.9°C)		>70	
Kansas (100°C)	>150		
Temp. Ablandam. °C			21.1/43.3
Solubilidad (Tricloro) %			99
Temp. Inicial Ebullición °C		>350	

III. Procedimientos de Cálculo

1. Cálculo de la Carga Térmica de un Tanque de Almacenamiento de Asfalto Flux

1.1 Bases Técnicas del Procedimiento:

Este Procedimiento esta basado en el artículo: Predict Storage-Tank Heat Transfer Precisely, Por: Jimmy D. Kumana and Samir. P. kothari. Henningson, Durham and Richardson.Inc. (Ver bibliografía).

1.2 Aplicación del Procedimiento:

Usar este procedimiento para determinar la razón de Transferencia de Calor desde un Tanque de Almacenamiento Vertical cuando los Métodos Cortos son inadecuados.

1.3 Introducción

Calentar o enfriar tanques de almacenamiento puede ser un mayor gasto de Energía en Plantas Químicas muchos procedimientos para calcular tales requerimientos de transferencia de calor han sido publicados (1, 3, 5, 7, 8,10, del artículo antes mencionado), Suposiciones simples usadas llevan a errores significativos en los cálculos de estimación de transferencia de calor. *Esta es una inquietud porque la eficiencia del dimensionamiento del tanque, aislamiento, calentadores y enfriadores depende de la precisión de la estimación de la transferencia de calor desde varias superficies del tanque.* Y el último valor comienza a incrementarse precisamente como energía de costo continuando su incremento.

El procedimiento aquí presentado determina la transferencia de calor para o desde un tanque de almacenamiento cilíndrico vertical asentado en el terreno. Similar a la figura 1 (pagina 24) , incluye el efecto de la configuración del tanque, el nivel del líquido, la



temperatura del ambiente y la velocidad de los vientos, así como las variaciones de temperatura dentro del tanque y entre el aire y el suelo. El ejemplo parcialmente trabajado muestra como usar la técnica, y como hacer los cálculos en una computadora.

1.4 La teoría:

Un tanque de almacenamiento tiene muchos diámetros y formas diferentes tanques cilíndricos horizontales y esféricos que son usados para almacenar líquidos debajo de la presión atmosférica, los tanques tienden a ser cilíndricos-verticales, con fondo plano, y techo cónico como se muestra en la figura 1 (pagina 24), el ejemplo presentado aquí es para la ultima configuración, pero el procedimiento aplica hacia tanques para los cuales las correlaciones son disponibles y confiables.

Para simplificar, *asumiremos* que el contenido del tanque esta mas caliente que el aire del ambiente y que nos preocuparemos *por la perdida de calor del tanque y no por la ganancia de calor*. Pero el método podría, en el transcurso ser aplicado en ambos casos.

Considerando, además, las categorías de superficies desde las cuales el calor podría transferirse a través de los límites: paredes húmedas o secas, el fondo del tanque, y el techo. En el contexto usado aquí, "húmedo" se refiere a la porción de la pared sumergida debajo de la superficie del líquido, considerando que "seco" se refiere a la porción de la pared en el espacio vapor, arriba de la superficie del líquido.

En general, los serpentines de calentamiento podrían ser localizados cerca del fondo de los tanques, en forma de panque, por lo tanto, la temperatura del aire (o vapor) espacio arriba del nivel del líquido podría esperarse abajo del mismo nivel del líquido. La experiencia muestra que el promedio de la temperatura del volumen (Bulk) del líquido y el espacio vapor podría ser significativa diferente (por mas de 5 °F), ellos son tratados de acuerdo a nuestro procedimiento. Usar diferentes temperaturas de: líquidos vapores es una importante salida de aprovechamiento tradicional, el cual asume el mismo valor.

El aprovechamiento básico es el desarrollado por las ecuaciones para el cálculo de perdida de calor de cada una de las cuatro categorías de superficie, adicionando las perdidas de calor individual para obtener las perdidas de calor total de esta manera:

Para pared seca $q_D = U_w A_w (T_i - T_a)$ -----1

Para pared húmeda $q_W = U_w A_w (T_i - T_l)$ -----2

Para el fondo del tanque $q_b = U_b A_b (T_i - T_a)$ -----3

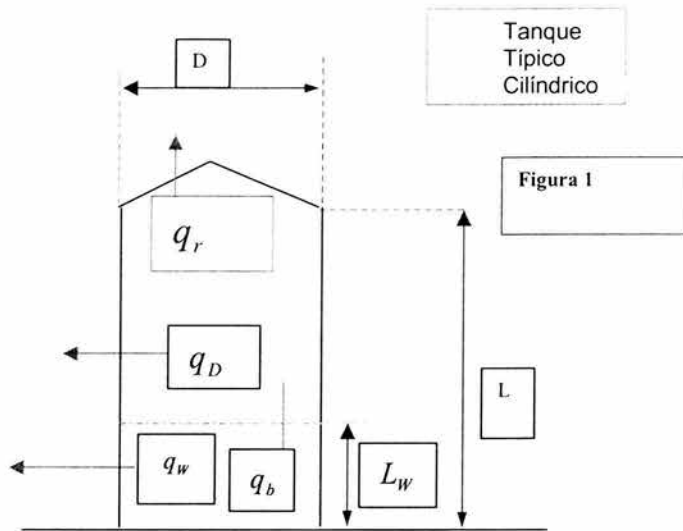


Para el techo el tanque

$$q_r = U_r A_r (T_i - T_o) \text{-----4}$$

Total

$$Q = q_D + q_w + q_b + q_r \text{-----5}$$



Cuando usamos estas ecuaciones en problemas de diseño, asumiremos en ambos varias temperaturas para condiciones típicas o determinarlos entonces por medias.

Los valores del Área pueden fácilmente ser obtenidos:

$$A_D = \pi D(L - L_w) \text{-----6}$$

$$A_w = \pi D L_w \text{-----7}$$

$$A_b = \pi D^2 / 4 \text{-----8}$$

$$A_r = (\pi D / 2) (D^2 / 4 + d^2)^{1/2} \text{-----9}$$



Las complicaciones aparecen cuando tratamos de estimar los coeficientes globales de transferencia de calor U_D , U_W , U_b , Y U_r para las cuatro superficies del tanque, para la selección de la geometría del tanque, estas se pueden calcular afortunadamente desde el coeficiente de película individual de transferencia de calor de manera convencional, usando las correlaciones publicadas.

Coeficientes Globales:

La Tabla I muestra los compones de los Coeficientes de Superficie. Los coeficientes globales de transferencia de calor para la pared seca del tanque (U_D) es calculada como la suma de las resistencias del coeficiente de vapor, fouling (ensuciamiento), pared metálica, aislamiento (sí lo hay), y aire de salida (convención mas radiación.

El Coeficiente de Aire de salida de transferencia de calor (h_{AW}) esta en función de la velocidad de viento así como del gradiente de temperatura. Datos del efecto de la velocidad del viento y ΔT han sido presentados por Stuhlbarg (10) y Boyen (2) con él título manipulación bit, sus datos son graficados, produciendo el "factor de intensificación de viento" (W_F) en la figura 2 (pagina 145). Por definición:

$$W_F = \frac{h_{AW}}{h_{aw}} = \frac{h_{AR}}{h_{ar}} \text{ ----- 10}$$

Por lo tanto, Una vez el coeficiente de salida de aire para estático (h_{AW}) es conocido, El coeficiente global de la pared seca en varias velocidades del viento pueden ser calculadas como:

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{h_{vw}} + \frac{\epsilon_m}{k_m} + \frac{\epsilon_i}{k_i} + \frac{1}{(W_F h_{aw} + H_{ra})} + \frac{1}{h_{fd}} \text{ ----- 11}$$

Similarmente, el coeficiente global para la pared humedad, los fondos y el techo son:

$$\frac{1}{U_W} = \frac{1}{h_{Lw}} + \frac{\epsilon_m}{k_m} + \frac{\epsilon_i}{k_i} + \frac{1}{(W_F h_{aw} + H_{rw})} + \frac{1}{h_{\beta w}} \text{ ----- 12}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{h_{Lb}} + \frac{\epsilon_m}{k_m} + \frac{1}{ha} + \frac{1}{h_p} \text{ ----- 13}$$



$$\frac{1}{U_t} = \frac{1}{h_{vr}} + \frac{\epsilon_m}{k_m} + \frac{1}{(WFh_{ar} + H_{ra})} + \frac{1}{h_{fd}} \text{-----14}$$

La ecuación 13 *asume que el techo y los fondos no están aislados*, el cual generalmente es el caso en los climas templados. Podríamos ahora repasar las correlaciones para los coeficientes individuales de transferencia de calor necesarios para obtener los coeficientes globales.

Coeficientes de Película Individuales de Transferencia de Calor:

Los coeficientes individuales de película de transferencia de calor podrían dividirse en cuatro categorías: Convención desde la pared vertical, Convención desde la superficie horizontal, conducción pura y transferencia de calor por Radiación. Dentro de cada categoría, las correlaciones son presentadas para varios regimenes de flujo.

Coeficientes de Película de Pared Vertical:

Estos aplican para el lado de la pared (húmedo o seco) y de la pared exterior (aire inmóvil). Para placas verticales y cilíndricas, Kato y otros (6) recomiendan las siguientes ecuaciones para líquidos y vapores:

$$N_{NU} = 0.138 N_{GR}^{0.36} (N_{PR}^{0.175} - 0.55) \text{-----15}$$

Donde $0.1 < N_{PR} < 40$ Y $N_{GR} > 10^9$

Para *Placas Verticales Isotérmicas*, Ede (4) reporta la siguiente ecuación para líquidos:

$$N_{NU} = 0.495 (N_{GR} N_{PR})^{0.25} \text{-----16}$$

Donde $N_{PR} > 100$ Y $10^4 < (N_{GR} N_{PR}) < 10^9$ y para gases:

$$N_{NU} = 0.0295 N_{GR}^{0.40} N_{PR}^{0.47} (1 + N_{PR}^{0.67})^{-0.40} \text{-----17}$$

Donde $N_{PR} = 5$ Y $(N_{GR} N_{PR}) > 10^9$

Para *Placas Verticales menores que 3 ft*, Stuhlbarg (10) recomienda:

$$h = 0.45 k L^{-0.75} (N_{GR} N_{PR})^{0.25} \text{-----18}$$



Donde $10^4 < (N_{GR} N_{PR}) < 10^9$

Coefficientes de Superficie Horizontal de Transferencia de Calor:

Estos Coeficientes aplican para las superficies siguientes: el techo y el fondo del tanque. El fondo se asume que debe ser plano.

Para superficie de arriba:

$$N_{NU} = 0.14(N_{GR} N_{PR})^{0.33} \text{ ----- 19}$$

Para superficies bajo tierra:

$$N_{NU} = 0.27(N_{GR} N_{PR})^{0.25} \text{ ----- 20}$$

Ambas ecuaciones aplican en el rango $2 * 10^7 < (N_{GR} N_{PR}) < 3 * 10^{10}$

Los coeficientes Equivalentes para la conductividad de la transferencia de calor:

Los coeficientes de pared y Aislamiento son derivados desde la Conductividad Térmica:

$$h_M = \frac{k_M}{\varepsilon_M} \text{ ----- 21}$$

$$h_I = \frac{k_I}{\varepsilon_I} \text{ ----- 22}$$

Los Coeficientes para transferencia de calor para y desde el suelo es el coeficiente para la conducción de calor desde un sólido semiinfinito (9):

$$h_G = \frac{8K_G}{\pi D} \text{ ----- 23}$$

Coefficientes de Ensuciamiento:



Los coeficientes h_{FD} , h_{FW} y h_{FB} aplican para el vapor y el líquido en la pared, y el líquido en el fondo del tanque, respectivamente, Estos son empíricos, y dependen del tipo de fluido y otros factores tales como: La limpieza del tanque. Generalmente, h_{FD} es el mayor de los tres, y h_{FB} el menor, indicando que la mayor resistencia de ensuciamiento es el fondo del tanque.

Coeficiente Equivalente para la Transferencia de Calor por Radiación:

El coeficiente para la pared y techo dependen de la emisividad de estas superficies y están dadas por (8):

$$h_R = \frac{0.1713\varepsilon}{(T_{ws} - T_A)} \left[\left(\frac{T_{ws} + 460}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_A + 460}{100} \right)^4 \right] \text{-----} 24$$

Con estas relaciones, nosotros ahora tenemos las herramientas para calcular la transferencia de calor para o hacia el tanque.

Nomenclatura:

A área de superficie de la transferencia de calor, ft^2 , AB para fondos, A_d para pared seca, A_w para pared húmeda, A_r para el techo.

C_p Calor específico a presión constante, $\text{Btu}/\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}$

D Diámetro del tanque, ft

d Altura del techo cónico en el centro, ft

g aceleración de la gravedad, $4.17 \cdot 10^8 \text{ ft}/\text{h}^2$

h coeficiente de película individual de transferencia de calor, $\text{Btu}/\text{ft}^2 \text{ h} \cdot ^\circ\text{F}$, h_{AW} para aire exterior de la pared, h_{AR} para aire arriba del techo, h_{AW}^* y h_{AR}^* para aire inmóvil, h_{LW} para líquido entre la pared, h_{lb} para líquido cerca del fondo, h_{vr} para vapor cercano al techo.

h_f coeficiente de ensuciamiento, $\text{Btu}/\text{ft}^2 \text{ h} \cdot ^\circ\text{F}$; h_{FW} para líquido en la pared, h_{FB} para líquido en el fondo, h_{FV} para vapor en la pared o el techo.

h_G coeficiente de transferencia de calor del suelo, $\text{Btu}/\text{ft}^2 \text{ h} \cdot ^\circ\text{F}$

h_i coeficiente de transferencia de calor del aislamiento, $\text{Btu}/\text{ft}^2 \text{ h} \cdot ^\circ\text{F}$

h_M coeficiente de transferencia de calor para el metal, $\text{Btu}/\text{ft}^2 \text{ h} \cdot ^\circ\text{F}$

h_R coeficiente de transferencia de calor para radiación, $\text{Btu}/\text{ft}^2 \text{ h} \cdot ^\circ\text{F}$; h_{RD} para el fondo, h_{RD} para la pared seca, h_{RW} para la pared húmeda, h_{RR} para el techo

k conductividad térmica, $\text{Btu}/\text{ft}^2 \text{ h} \cdot ^\circ\text{F}$, k_G para el suelo, k_i para el aislamiento, k_M para la pared metálica.



L	longitud total para la superficie de transferencia de calor, ft
L_w	longitud total para la superficie húmeda, ft
N_{GR}	Número de Grashof, $L^3\rho g\beta\Delta T/m^2$
N_{NU}	Número de Nusselt, hD/k o hL/k
N_{PR}	Número de Prandtl, $C_p\mu/k$
Q	Razón de la transferencia de calor, Btu/h
Q	razón de la transferencia de calor individual, Btu/lb, q_d para la pared seca, q_w para la pared húmeda, q_r para el techo
T	Temperatura, $^{\circ}F$; T_l para el volumen del líquido, T_v para el vapor, T_G para el suelo, T_w para la pared interna, T_{ws} para la pared externa.
ΔT	diferencia de Temperaturas, $^{\circ}F$
e	superficie del espesor, ft; e_i para el aislamiento, e_m para el metal
U	Coeficiente Global de Transferencia de Calor, $Btu/ft^2h-^{\circ}F$; U_B para los fondos, U_D para la pared seca, U_W para la pared humedad, U_r para el techo.
W_f	factor de intensificación del viento
b	coeficiente volumétrico para expansión térmica, $^{\circ}F^{-1}$
μ	Viscosidad del fluido, lb/ft-h
ρ	densidad del fluido, lb/ft ³
ϵ	emisividad

Ejemplo del Artículo:

La corporación de Química ABC tiene una planta de manufactura simple en USA. Y exporta Crudo de alta viscosidad a Europa, el crudo es descargado en Port City, y almacenado en tanques de techo cónico, fondo plano rentado a la compañía Terminal XYZ. El tanque es localizado en campo y descansado en el suelo. Es equipado con serpentines de calentamiento de vapor del tipo pancake, porque el crudo podría ser mantenido arriba de $50^{\circ}F$ en orden para preservar este fluido, otro datos pertinentes son: Diámetro del tanque: 20 ft; altura del tanque es 48 ft (arriba del borde del techo); la inclinación del techo es $\frac{3}{4}$ pulgadas por ft; el espesor de la pared del tanque es $\frac{3}{16}$ de pulg. De acero de carbón; el aislamiento es de fibra de vidrio con un espesor de $1\frac{1}{2}$ de pulg. Del lado da la pared únicamente.

La compañía Terminal XYZ, no tiene Estaciones de Medición para el Suministro de Vapor para los tanques (individualmente), y se propone cargar de ABC Química para el calentamiento del tanque en los cálculos básicos de pérdidas de calor, usando tablas convencionales (1), y asumir una temperatura de pared de tanque de $50^{\circ}F$. El ingeniero de proyecto de ABC química decidió investigar como la compañía XYZ estima y como podría comparar con más colaboración descrita en este artículo.



Primero, el ingeniero colecta datos básicos del almacenamiento y datos climatológicos, los embarques de crudo desde los estados unidos llegan a Port City, aproximadamente una vez al mes, en baches de 100 000 galones, las entregas a clientes locales están hechas en carros- tanques 8 000 galones, tres veces a la semana en promedio, La variación típica del nivel del tanque es sobre un periodo de 30 días es conocido de la experiencia.

La temperatura ambiental pasa por un ciclo mas complejo, del transcurso, dentro del primer ciclo de 365 días, hay variaciones diarias de temperatura, pero el ciclo estacional, el calor suministrado es requerido únicamente durante los meses de invierno, cuando la temperatura falla debajo de 50 °F

Las condiciones del viento en el almacenamiento en sitio no son tan bien definidas, y de aquí el grueso de la preedición, sin embargo podemos asumir que la velocidad del viento se sostendría constante para un periodo corto de tiempo, y calcular las perdidas de calor para esta periodo de unidad sobre un juego de condiciones fijas, la velocidad del viento podría usarse basándose en el conocimiento de la probabilidad de distribución de la velocidades de viento en el sitio.

El procedimiento para determinar las perdidas de calor anual consiste en adicionar las perdidas de calor para cada unidad de periodo (las cuales podrían ser en una hora, 12 horas, 24 hrs, o 30 días aproximadamente) este ejemplo demuestra que los cálculos de las perdidas de calor para una unidad de periodo, de 12 horas, usando una temperatura ambiental de 35 °F, con una velocidad de viento de 10 MPH, y un nivel de líquido del 50%. Los otro datos requeridos son dados en al tabla II (pagina 37).

Nota: la temperatura del líquido es controlada a 55 °F para proveer 5° F de margen de seguridad

Puesto que los números de Prandtl y Grashof suceden repetidamente en las ecuaciones de los coeficientes de película de transferencia de calor, y permaneciendo sin cambio relativo, para todas las condiciones de interés, permitiendo calcular sus valores, de este modo para la fase líquida:

$$N_{GR} = L^3 \rho^2 g \beta \Delta T / \mu^2 = 97.5 L^3 \Delta T$$

$$N_{PR} = C_p \mu / k = 484$$

Similarmente, para Espacio Vapor, $N_{GR} = 1.90 * 10^7 L^3 \Delta T$, y $N_{PR} = 0.28$, nosotros ahora podemos calcular el coeficiente individual de película de transferencia de calor, Usando los apropiados valores de la ecuaciones de L y ΔT en el Numero de Grashof. Esto es



un proceso interactivo que requiere una estimación inicial para las temperaturas de pared y tierra, más la temperatura de pared.

Coeficiente para Vapor y Pared (h_{vw})

Con una aproximación inicial, asumir que la temperatura de pared es el promedio de: el vapor y la temperatura externa del aire:

$$t_w = \frac{(50 + 35)}{2} = 42.5F$$

Entonces encontrar el Número de Grashof:

$$N_{GR} = 1.90 * 10^7 (L - L_w)^3 (T_i - T_w)$$

$$= 1.90 * 10^7 (24)^3 (7.5)$$

$$= 1.97 * 10^{12}$$

Empleando la ecuación 15, encontramos el Número de Nusselt y entonces el coeficiente ($k=0.0151$, $L=48$ ft, $L_w=24$ ft):

$$N_{NW} = 0.138(N_{GR})^{0.36} (N_{PR}^{0.175} - 0.55) = 921.1$$

$$h_{vw} = (921.1)(k)/(L - L_w) = 0.581 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-1}\text{F}$$

Coeficiente para Líquido en la Pared (H_{lw}):

Aquí, ninguno N_{PR} o ($N_{GR}N_{PR}$) caen dentro del rango de las aplicaciones de las correlaciones (ecuaciones 16,18). Permitamos probar ambos, mientras usamos un promedio de nuevo para el T_w :

$$T_w = \frac{(T_L + T_A)}{2} = 45F$$

$$N_{GR} = 97.47L^3(T_L - T_w) = 1.35 * 10^7$$

Usando la ecuación 16 y 18, obtenemos dos estimaciones para el coeficiente de transferencia de calor ($k=0.12$, $N_{PR}=484$)



$$h_{LW} = \left(0.495k/L_w\right) (N_{GR} N_{PR})^{0.25} = 0.704 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

$$h_{LW} = \left(0.45k/L_w^{0.75}\right) (N_{GR} N_{PR})^{0.25}$$

$$= 1.415 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

Para ser conservador, usamos el mayor valor de $h_{LW}=1.415 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$

Coefficiente para Vapor y Techo (h_{vr}):

Consideraremos una placa plana, con un diámetro de 20 ft, usando la ecuación 20, otra vez con el promedio de T_w de $42.5 \text{ }^0\text{F}$ ($k=0.0151$):

$$N_{GR} = 1.9 * 10^7 D^3 (T_i - T_w) = 1.14 * 10^{12}$$

$$h_{vr} = \left(0.27k/D\right) (N_{GR} N_{PR})^{0.25} = 0.154 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

Coefficiente para Líquido en El Fondo del Tanque (h_{LB})

Asumir que la temperatura del Suelo (T_G) es de $5 \text{ }^0\text{F}$ arriba de la temperatura ambiental, usar un promedio de las temperaturas del líquido y del suelo como una primera aproximación para la temperatura del fondo del tanque:

$$T_w = (T_L + T_G)/2 = (T_L + T_A + 5)/2 = 47.5\text{F}$$

Entonces, de la figura del Número de Grashof, y usar la ecuación 19 para obtener el coeficiente:

$$N_{GR} = 97.47D^3 (T_L - T_w) = 5.85 * 10^6$$

$$N_{GR} N_{PR} = 2.83 * 10^9$$

$$h_{LB} = 1.105 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^0\text{F}$$



Coefficiente para Aire Externo en el Techo (h'_{Ar}):

Asumir $T_{ws}=T_w$ entonces el *techo es no aislado*, y obtener el coeficiente para aire estancado de la ecuación 19:

$$N_{GR} = 1.9 * 10^7 D^3 (T_{HS} - T_A) = 1.14 * 10^{12}$$

$$h'_{AR} = 0.663 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

Coefficiente para Aire Exterior en la Pared (h'_{AW}):

Asumir que la caída de temperatura a través de la película es un cuarto de la caída desde el fluido interno hacia el aire externo (Promedio para pared húmeda y seca), usar la ecuación 15 para encontrar el coeficiente:

$$\Delta T = 17.5 / 4 = 4.375^0 F$$

$$N_{GR} = 1.9 * 10^7 L^3 \Delta T = 9.19 * 10^{12}$$

$$h'_{AW} = 0.51 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

Coefficientes de Conducción Para Suelo, Pared Metálica y Aislamiento (h_G ; h_M y h_I):

Estos son valores francos, de las ecuaciones 21-23.

$$h_M = k_M / \varepsilon_M = 640 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

$$h_I = k_I / \varepsilon_I = 0.224 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

$$h_G = 8k_G / \pi D = 0.102 \quad \text{Btu/ft}^2\text{h}^{-0}\text{F}$$

Coefficiente de Radiación para Pared Seca, Humedad, y Techo (h_{RD} , h_{RW} , h_{RT}):

Como para el coeficiente de película de aire exterior asumir que $T_{ws} = T_A + 0.25(T_{BULK} - T_A)$, donde T_{bulk} es la temperatura del líquido o vapor dentro del tanque. Si la superficie esta aislada, para la *techo no aislado*, asumir que $T_{ws} = T_A + 0.5(T_V - T_A)$ Entonces $T_{ws}=38.75^0 F$ para la pared seca (aislada). $T_{ws}= 40^0 F$



para pared húmeda. Y $T_{ws}=42.5$ °F para techo. Usando la ecuación 24, encontrar el coeficiente para los tres casos.

$$h_{Rd} = 0.757 \text{ Btu/ft}^2\text{h-}^\circ\text{F}$$

$$h_{Rw} = 0.759 \text{ Btu/ft}^2\text{h-}^\circ\text{F}$$

$$h_{Rr} = 0.765 \text{ Btu/ft}^2\text{h-}^\circ\text{F}$$

Redondeando los Resultados:

La tabla III (hoja 37) resume los coeficientes de transferencia de calor simplemente calculados, incluyendo las correlaciones de viento h'_{Ar} son multiplicadas por 3.3 y 3.1, respectivamente, basados en los datos para vientos de 10 MPH en la figura 2, sustituyendo estos coeficientes en la ecuación 11-14, obtenemos los valores de U listados en la tabla III (hoja 37).

Que continua hacer; cuando empezamos los cálculos, asumimos que la temperatura de pared exterior donde relacionamos a la temperatura del volumen del fluido (bulk-fluid) por:

$$T_w = T_A + 0.5(T_{BULK} - T_A) \quad \text{Para Superficies no aisladas.}$$

$$T_{ws} = T_A + 0.25(T_{BULK} - T_A) \quad \text{Para Superficies aisladas.}$$

En orden para calcular la precisión de los coeficientes para transferencia de calor, podríamos obtener mejores resultados en la estimación de estas temperaturas de pared. *Esto requiere un proceso interactivo que puede ser programado y corrido en una computadora.*

Para pared seca, La razón de pérdidas de calor está dada por las tres siguientes ecuaciones.

$$q_d = U_D A_d (T_v - T_a) \text{-----25}$$

$$q_d = h_{vw} A_d (T_v - T_w) \text{-----26}$$



$$q_d = (h_{rd} + h_{aw})A_d(T_{ws} - T_a) \text{-----} 27$$

Resolviendo las ecuaciones 25 y 27 para T_{ws} producimos:

$$T_{ws} = \left(\frac{U_d}{(h_{rd} + h_{aw})} \right) (T_v - T_a) + T_a \text{-----} 28$$

Similarmente, resolviendo la ecuación 25 y 26 para T_w produciría:

$$T_w = T_v - \left(\frac{U_v}{h_{vw}} \right) (T_v - T_a) \text{-----} 29$$

Usando el mismo aprovechamiento, ahora calcular T_w y T_{ws} para la *pared húmeda*, y T_w para el techo y el fondo del tanque.

Para encontrar las temperaturas correctas de pared, Usar las estimaciones iniciales de los valores de U y de h en las ecuaciones 28 y 29 (y las ecuaciones paralelas para las otras superficies. Para obtener los nuevos valores de T_w y T_{ws} . La tabla IV muestra estas temperaturas después de la segunda interacción. Usando estas nuevas temperaturas, recalculer el numero de Grashof, los coeficientes individuales de transferencia de calor y los coeficientes globales, y entonces iterar otra vez para obtener un nuevo juego de valores de T_w y T_{ws} . Cuando las estimaciones de temperatura actual y anterior son las mismas (dentro de una tolerancia específica), la interacción es completada.

La tabla V (hoja 38) lista los coeficientes individuales y globales después de la segunda iteración. Aunque esta claro que se necesitan iteraciones adicionales. Aceptaremos estos valores con suficiente precisión para el presente propósito. Podríamos obtener la Razón total de transferencia de calor (Q) usando los valores de U en la sumariación de ecuaciones 1-5. La tabla VI (hoja 38) muestra los cálculos de los limites de las velocidades de transferencia de calor. Nota que el techo y el fondo del tanque cuentan únicamente para perdidas de calor ligeras, a pesar que se empieza a aislar.

Este, el rumbo, es para una periodo de unidad de tiempo, cuando la velocidad del viento es de 10 MPH, el tanque esta a la mitad, y el aire tiene la 35 °F. La tabla VII (hoja 38) muestra como los resultados en un periodo de pérdidas de calor pueden ser tabuladas y adicionadas para obtener las perdidas de calor acumuladas para un mes o un año. En curso, esto requiere datos climatológicos y estimaciones del nivel del tanque para los periodos globales de tiempo.



Comparación con Otros Métodos:

AERSTIN y STREET (1) proponen un método simple para calcular las pérdidas de calor desde tanques, Para un tanque con 1.5 pulg. Con aislamiento en la pared, y velocidad de los vientos de 10 MPH, la U global recomendada (basada en $k = 0.019$ para el aislamiento) es 0.014 para $\Delta T = 60$ °F y 0.14 para $\Delta T = 100$ °F. Ajustando estos valores para $k = 0.028$ y $\Delta T = 17$ °F, como un ejemplo, produciría una U global de 0.206 Btu/ft²h-°F- La superficie total expuesta es de 3.331 ft² (el fondo del tanque no incluido), y así la velocidad global de la transferencia de calor por este método es:

$$Q = 0.206 * 3331 * 17 = 11666 \quad \text{Btu/h}$$

La comparación con la transferencia de calor de 8 913 Btu/h (para superficie expuesta) calculada por el procedimiento de este artículo – ver tabla VI. Así el método produciría un resultado del 31 % mucho mayor en este caso.

STUHLBARG (10) toma un aprovechamiento similar al propuesto de aquí. Pero el método *difiere en como el coeficiente de película externo de la pared del tanque es calculado*. STUHLBARG recomienda el uso de datos de tabla de fabricante, y *no distingue explícitamente entre la temperatura del líquido bulk y la temperatura de superficie de pared exterior en los cálculos convenientes de los coeficientes de transferencia de calor*.

El Método Algebraico de HUGHES y DEUMAGA (5 referencia de artículo en Inglés) se parece al presentado en este artículo en muchos pasos, *pero no reconoce diferencias entre las temperaturas de líquido y vapor dentro del tanque, ninguno toma en cuenta la iteración entre ΔT y la velocidad del viento en los cálculos del factor de intensificación del viento*. Finalmente. Aunque el procedimiento requiere iteración, el foco del esfuerzo iterativo *es obtener la mejor estimación de las propiedades del fluido, no de las temperaturas de pared del tanque*.

Conclusiones Sobre el Artículo descrito:

Nuestros ingenieros de ABC Químicos pudieron negociar unos cambios significativos en la reducción en las cargas de calentamiento propuestas por la compañía Terminal XYZ, los cuales usaron un método corto para esta estimación, porque el procedimiento presentado aquí es racional y defendible. Una solución rigurosa de las iteraciones puede fácilmente alcanzar en un dígito de la computadora (hoja de cálculo) o igualmente en una calculadora programable, y el esfuerzo paga en el mejor diseño o criterio de operación.



Tabla I Coeficientes de Película Individual de Transferencia de Calor

Tipo / superficie	Pared seca	Pared húmeda	techo	fondo
interno	h_{VW}	h_{LW}	h_{VR}	h_{LB}
Pared /conducción	$\left(\frac{\varepsilon_M + \varepsilon_I}{k_M + k_I}\right)^{-1}$	$\left(\frac{\varepsilon_M + \varepsilon_I}{k_M + k_I}\right)^{-1}$	$\left(\frac{\varepsilon_M}{k_M}\right)^{-1}$	$\left(\frac{\varepsilon_M}{k_M}\right)^{-1}$
Exterior	$W_F h_{AW} + h_{RD}$	$W_F h_{AW} + h_{RW}$	$W_F h_{AW} + h_{Rr}$	h_G
Ensuciamiento (fouling)	h_{Fd}	h_{FW}	h_{Fr}	h_{Fb}

Tabla II DATOS del EJEMPLO de la COMPAÑÍA QUÍMICA ABC

PROPIEDADES FÍSICAS	LÍQUIDOS	AIRE	VAPOR
Densidad, lb/ft ³	4.68	0.08	0.08
Calor Específico, Btu/lb °F	0.6	0.25	0.25
Viscosidad, cP	40	0.007	0.007
Conductividad térmica Btu/ft-h-°f	0.12	0.0151	0.015
Coefficiente de Expansión Volumétrico por °F	$1 \cdot 10^{-5}$	0.002	0.002
Asumiendo los Coeficientes de Ensuciamiento (Btu/ft ² -h-°F)			
Pared seca	1 000		
Pared húmeda	800		
techo	1000		
fondos	500		
Conductividad térmica (Btu/ft-h-°f)			
Pared Metálica	10		
Aislamiento	0.028		
Tierra	0.80		
Emisividad de Superficie			
Pared y Techo	0.9		
Temperatura °F			
Vapor en el Tanque	50		
Líquido en el Tanque	55		
Aire Externo	35		
Tierra	40		
Puesto que el líquido tiene poca volatilidad, el espacio vapor es asumido para el aire de mezcla			

Tabla III Coeficientes de Transferencia de Calor Después de la Primera Iteración

coeficiente	pared seca	pared húmeda	techo	fondo
h_{VW}	0.5815			
h_{LW}		1.415		
h_{VR}			0.1537	
h_{LB}				1.105
h_G				0.102
h_{Ar}			0.6635	
h_{Ar}^*			2.057	
h_{AW}	0.51	0.51		
h_{AW}^*	1.683	1.683		
h_M	640	640	640	640
h_i	0.224	0.224	-	
h_F	1000	800	1000	500
h_r	0.7565	0.7594	0.7651	
U	0.1516	0.1828	0.1457	0.0933



Tabla IV Para velocidad de viento de 10 MPH

temperatura	iteración	Pared seca	Pared húmeda	techo	fondos
T _w (interno), °F	2	46.0	52.7	35.75	53.7
	1	42.5	45	42.5	47.5
T _{ws} (externo), °F	2	35.9	36.5	35.75	-
	1	38.75	40	42.5	-

Tabla V Coeficientes Revisados Después de la Segunda Iteración

coeficiente	pared seca	pared húmeda	techo	fondo
h _{VW}	0.463			
h _{LW}		0.98		
h _{Vr}			0.181	
h _{LB}				0.619
h _{IG}				0.102
h _{Ar}			0.31	
h _{Ar} *			0.96	
H _{AW}	0.317	0.317		
h _{AW} *	1.047	1.047		
h _M	640	640	640	640
h _i	0.224	0.224	-	
h _F	1000	800	1000	500
h _R	0.7500	0.7514	0.7500	
U	0.1392	0.1655	0.1636	0.0875

Para velocidades de viento de 10 MPH

Tabla VI Velocidad de Transferencia de Calor Durante Un Periodo

superficie	U, Btu/ft ² h-°F	Area, ft ²	DT, °F	Q, Btu/h
Pared seca	0.1392	1508	15	3148.7
Pared humedad	0.1655	1508	20	4991.5
Techo	0.1636	315	15	773.0
Fondos	0.0875	314	15	412.1
total		3645		9325.3

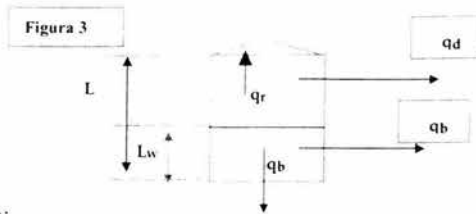
Tabla VII Sumarización de Perdidas Para Unidad es de Periodo que Producirían las Pérdidas de Calor Para 30 días.

periodo	Nivel de liquido, %	T _A , °F	Velocidad de vientos MPH	Perdidas de calor, Btu
1	50	35	10	111904
2	50	27	5	392407
3	43	42	0	42591
-				
-				
42	93	55	30	
-				
-				
59	56	48	20	12368
60	49	60	15	0
				8389050

Total para un periodo de 30 días



Cálculo de la Carga Térmica del Tanque TV-238



a) Datos:

Fluido: Asfalto Flux

Factor de Viento	Para pared	3.3
	Para techo	3.1
Material del tanque:	Acero al Carbón	
Velocidad del Viento	10.0	MPH
Temperatura Ambiente Normal(T_A)	70.0	$^{\circ}F$
Temperatura Líquido(T_L)	392.0	$^{\circ}F$
Temperatura Vapor(T_V)	387.0	$^{\circ}F$
Temperatura Suelo (T_b)	75.0	$^{\circ}F$
Longitud del Tanque(L)	40	ft
Longitud total para la superficie humedad	36.0	ft
Inclinación del tanque	3/4	
Diámetro del tanque	100.0	ft
Nivel del Líquido	90.00	%
Conductividad Térmica (k_a) del aire	0.01510	Btu/ft hr $^{\circ}F$
Conductividad Térmica (k_w) pared Metálica	10.00	Btu/ft hr $^{\circ}F$
Conductividad Térmica (k_i) Aislamiento	0.030	Btu/ft hr $^{\circ}F$
Conductividad Térmica (k_s) Suelo	0.800	Btu/ft hr $^{\circ}F$
Coefficiente de ensuciamiento pared Seca	1 000	Btu/ft 2 hr $^{\circ}F$
Coefficiente de ensuciamiento pared Humedad	8 00	Btu/ft 2 hr $^{\circ}F$
Coefficiente de ensuciamiento Techo	1 000	Btu/ft 2 hr $^{\circ}F$
Coefficiente de ensuciamiento Fondos	5 00	Btu/ft 2 hr $^{\circ}F$
Espesor del Tanque	3/8" (0.375)	
Espesor Aislamiento (3")	3	in
Espesor Metal (3/8")	0.375	in
Emisividad de superficie y techo	0.9	
Coefficiente de Transferencia de Calor	0.101859	Btu/ft 2 hr $^{\circ}F$

	Líquidos	Aire	Vapor
Densidad lb/ft 3	62.6496	0.08	0.080
Calor Específico Btu/lb $^{\circ}F$	0.600	0.250	0.250
Viscosidad, Cp	33.4	0.007	0.007



Conductividad Térmica Btu/ft hr °F	0.062	0.0151	0.015
Coefficiente de Expansión Volumétrico por °F	4.00E-04	2.00E-03	2.00E-03

b) Cálculo de la Película Interior del Vapor, Pared, h_{vw}

1) Cálculo del numero de Prandtl

$$N_{pr} = \frac{C_p \mu}{k} \quad N_{PR} = 0.2805 \quad \text{Para Espacio Vapor}$$

2) Cálculo de la Temperatura de la Pared

$$T * P_{avcd} = \frac{T_{VAPOR} + T_{AIREEXTERNA}}{2} = 228.5 \quad ^\circ F$$

3) Cálculo del Numero de Grashot

$$N_{GR} = 1.90 * 10^7 (L - L_w)^3 (T_v - T_w) = 1,92736E + 11$$

4) Cálculo de Numero de Nusselt

$$N_{Nu} = 0.138 * N_{GR}^{0.36} (N_{PR}^{0.175} - 0.55) = 399.3262944 \quad \text{Para Espacio Vapor}$$

Empleando la ecuación 15

5) Cálculo de la Película Interior del Vapor, Pared h_{vw}

$$K = 0.0151$$

$$h_{vw} = \frac{(N_{Nu} * k)}{L - L_w} = 1.507456761 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ hr}^\circ F$$

Coefficiente para Vapor en la Pared

c) Cálculo de la Película Interior del Líquido, Pared h_{LW}

1) Cálculo del Numero de Prandtl

$$N_{pr} = \frac{C_p \mu}{k} = 782.206452$$

2) Cálculo de la Temperatura de la Pared

Aquí, N_{PR} ni $(N_{GR} N_{PR})$ caen dentro del rango de la Aplicación de las Correlaciones (ecuaciones 16,18), Permitir probar ambas, otra vez usando un Promedio T_w

$$T_w = \frac{(T_L - T_v)}{2} = 161^\circ F$$

3) Cálculo del Numero de Grashot

$$N_{GR} = 97.47 * L_{LW}^3 (T_L - T_w) = 1.05E + 09$$

4) Cálculo de la Película Interior del Líquido, Pared h_{LW}

Usando las Ecuaciones 16 y 18



K= 0.062 Para fase
Líquida

N_{PR}= 782.21 Para fase
Líquida

Usando la ecuación 18

$$h_{LW} = \left(\frac{0.495 * k}{L_w} \right) (N_{GR} N_{PR})^{0.25} = 0.81165664 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ hr}^0 \text{ F}$$

$$h_{LW} = \left(\frac{0.495 * k}{L_w^{0.75}} \right) (N_{GR} N_{PR})^{0.25} = 1.8074042 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ hr}^0 \text{ F}$$

Para ser conservador usamos el mayor valor de H_{LW} 1.8074042 Btu/ft² hr⁰F

d) Cálculo de la Película Interior del Vapor, Techo h_{Vr}

Consideraciones:

- Usar Placa Plana en el Techo
- Diámetro de 100 ft
- Usar el promedio de TW= 158.5 OF
- Usar la Ecuación 20 k=0.0151

1) Cálculo del Numero de Grashof

$$N_{GR} = 1.9 * 10^7 * D^3 * (T_V - T_W) = 4,3415E + 15$$

2) Cálculo de la Película Interior del Vapor, Techo

$$N_{Vr} = (0.27 * k / D) (N_{GR} N_{PR})^{0.25} = 0.2408351 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ hr}^0 \text{ F}$$

K= del Vapor 0.015=

N_{PR}=0.28 Para Espacio Vapor

e) Cálculo de la Película Interior del Líquido, Fondo h_{Lb}

Coficiente para Líquido en el fondo del Tanque h_{Lb}

Asumir:

❖ La Temperatura del Suelo T_G es de 0⁵ F arriba de la Temperatura Ambiental. Usar un Promedio de las Temperaturas: Líquido y Suelo como la primera aproximación del fondo del Tanque.

1) Cálculo de la Temperatura del Fondo del Tanque

$$T_w = \frac{(T_L - T_G)}{2} = \frac{(T_L + T_A + 5)}{2} = 233.5^0 \text{ F}$$

2) Cálculo del Numero de Grashof

Con la Figura del Numero de Grashof y usando la Ecuación 19 para obtener el coeficiente



$$N_{GR} = 97.47 * D^3 (T_L - T_W) = 1.54E + 10$$

3) Cálculo del Numero de Prandtl

$$N_{PR} = \frac{C_p \mu}{k} = 782.206 \text{ Fase Líquida}$$

4) Producto de los Números de Grashof y Prandtl

$$N_{GR} * N_{PR} = 1.21E + 13$$

5) Cálculo del Numero de Nusselt

$$N_{NU} = 0.14 * (N_{GR} N_{PR})^{0.33} = 2905.77$$

6) Cálculo de la Película Interior Líquido, fondo

$$h_{lb} = \frac{N_{NU} * k}{D} = 1.05 \text{ Btu / ft}^2 \text{ hr} * ^\circ \text{F}$$

f) Cálculo de la Película del Aire, Techo h_{AR}

Coefficiente para Aire Exterior en el Techo

$$\text{Asumir } T_{WS} = T_W = 47.5^\circ \text{F}$$

Aplicar la Ecuación 19

Para Techo no Aislado

Obtener el Coeficiente para Aire Estancado de la Ecuación 19

1) Cálculo del Numero de Grashof

$$N_{GR} = 1.9 * 10^7 * D^3 (T_{WS} - T_A) = 3.1065E + 15$$

2) Cálculo del Numero de Prandtl

$$n_{pr} = \frac{C_p \mu}{k} = 0.280 \text{ Vapor}$$

3) Producto de los Números de Grashof y Prandtl

$$N_{GR} * N_{PR} = 8.71E + 14$$

4) Cálculo del Numero de Nusselt

$$N_{NU} = 0.14 * (N_{GR} N_{PR})^{0.33} = 1.192E + 04$$

5) Cálculo de la Película del Aire, Techo h_{AR}

$$h_{AR} = \frac{N_{NU} * k}{D} = 0.7858$$

g) Cálculo de la Película del Aire, Pared Exterior h_{AW}

Coefficiente para Aire Externo en la Pared



Asumir que la Caída de la Temperatura es un cuarto de la Caída del fluido interior al Aire Externo (Promedio para las Paredes: Seca y Húmeda). $T_{WSPared\ Hum.\ de} + T_{WSPared\ Seca} / 2 / 4$

$$T_W = T_{Pared\ humedad} - T_{aire} = 91.0^\circ F$$

$$T_W = T_{Pared\ Seca} - T_{suelo} = 158.5^\circ F$$

$$91 + 158.5 / 2 / 4 = 31.1875$$

Aplicar la Ecuación 15 para obtener el Coeficiente

$$N_{NI} = 0.138 * N_{PR}^{0.36} (N_{PR}^{0.175} - 0.55)$$

1) Cálculo del Numero de Prandtl

$$N_{PR} = \frac{C_p \mu}{k} = 0.280 \text{ Vapor}$$

2) Cálculo del Numero de Grahof

$$N_{GR} = 1.9 * 10^4 * L^3 (\Delta T) = 3.7924 E + 13$$

3) Cálculo del Numero de Nusselt

$$N_{NI} = 0.138 * N_{GR}^{0.36} (N_{PR}^{0.175} - 0.55) = 2673.93$$

4) Cálculo de la Película del Aire, Pared Exterior h_{AW}

$$h_{AW} = \frac{N_{NI} * K_{aire}}{L} = 1009409367 = \text{Btu} / \text{ft}^2 \text{hr}^\circ F$$

h) Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor: h_M, h_I, h_G

Coeficiente de Conducción para suelo, Pared Metálica y Aislamiento de las ecuaciones 21 a 23.

1) Cálculo del Coeficiente de Conducción para Pared Metálica:

$$h_M = \frac{k_M}{\epsilon_M} = 320 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{hr}^\circ F$$

2) Cálculo del Coeficiente de Conducción para Aislamiento

$$h_I = \frac{k_I}{\epsilon_I} = 0.12 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{hr}^\circ F$$

3) Cálculo del Coeficiente de Conducción para Suelo

$$h_G = 8 \frac{k_G}{\pi D} = 0.020371 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{hr}^\circ F$$

i) Cálculo de los coeficientes de Transferencia de calor por Radiación h_{RD}, h_{RW}, h_{RR} :

Para el Coeficiente de Película para Aire exterior

Asumir $T_{EX} = T_i + 0.25(T_{BULK} - T_A)$ Para Superficie Aislada

Donde: T_{BULK} es la Temperatura del Líquido o Vapor dentro del Tanque; si la Superficie es Aislada



Para Techo no Aislado: $T_{WS} = T_A + 0.5(T_r - T_A)$

1) Cálculo de las Temperatura de Pared Seca (Aislada):

$$T_{WS} = T_A + 0.25(T_{Bulk} - T_A) = 149.25^\circ F, Usandola T_{vapor}$$

2) Cálculo de la Temperatura de Pared Humedad

$$T_{WS} = T_A + 0.25(T_{Bulk} - T_A) = 150.5^\circ F, Usandola T_{liquido}$$

3) Cálculo de la Temperatura del techo:

$$T_{WS} = T_A + 0.5(T_r - T_A) = 228.5^\circ F, Usandola T_{vapor}$$

Usando la Ecuación 24 para encontrar los Coeficientes:

$$h_R = \frac{0.171\varepsilon}{(T_{WS} - T_A)} \left[\left(\frac{T_{WS} + 460}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_A + 460}{100} \right)^4 \right]$$

4) Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor por Radiación: h_{RD}

$$h_{RD} = \frac{0.171\varepsilon}{(T_{WS} - T_A)} \left[\left(\frac{T_{WS} + 460}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_A + 460}{100} \right)^4 \right] = 1,143305366 Btu / ft^2 hr^\circ F$$

5) Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de calor por Radiación: h_{RW} :

$$h_{RW} = \frac{0.171\varepsilon}{(T_{WS} - T_A)} \left[\left(\frac{T_{WS} + 460}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_A + 460}{100} \right)^4 \right] = 1,147235992 Btu / ft^2 hr^\circ F \text{ Coeficiente de}$$

Transferencia de Calor, Pared Humedad.

6) Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor por Radiación h_{Rr}

$$h_{Rr} = \frac{0.171\varepsilon}{(T_{WS} - T_A)} \left[\left(\frac{T_{WS} + 460}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_A + 460}{100} \right)^4 \right] = 1,415702933 Btu / ft^2 hr^\circ F$$

j) Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Calor U_B, U_D, U_W, U_T (Btu/ft²hr⁰F):

1) Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de calor U_D

$$U_D = \left[\frac{1}{h_{iw}} + \frac{\varepsilon_M}{k_M} + \frac{\varepsilon_I}{k_I} + \frac{1}{(h'_{AW} + h_{RD})} + \frac{1}{h_{FD}} \right]^{-1} = 0.1084090 bTU / FT^2 hr^\circ F - -12$$

Pared Seca

2) Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Calor U_b

$$U_b = \left[\frac{1}{h_{lb}} + \frac{\varepsilon_M}{k_M} + \frac{1}{h_G} + \frac{1}{h_{fb}} \right]^{-1} = 0.20014 Btu / ft^2 hr^\circ F; fondo, ecuacion 13$$

3) Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Calor U_w



$$U_w = \left[\frac{1}{h_{LW}} + \frac{\varepsilon_M}{k_M} + \frac{\varepsilon_i}{h_i} + \frac{1}{(h'_{AW} + h_{RD})} + \frac{1}{h_{FW}} \right]^{-1} = 0.109715 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ hr}^0 \text{ F} \text{ --- 12}$$

Pared Humedad

4) Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Calor U_r

$$U_r = \left[\frac{1}{h_{VR}} + \frac{\varepsilon_M}{k_M} + \frac{1}{(h'_{Ar} + h_{Rr})} + \frac{1}{h_{Fd}} \right]^{-1} = 0.23259 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ hr}^0 \text{ F}; \text{ fondo, ecuacion 14 Techo}$$

k) Cálculo de las Temperaturas:

1) Cálculo de las Temperaturas de Pared Seca:

$$T_{wS} = \left[\frac{U_D}{h_{rD} + h_{AW}} \right] (T_V - T_A) + T_A = 85.96^0 \text{ F}$$

$$T_w = T_V - \left[\frac{U_D}{h_{VW}} \right] (T_V - T_A) = 364.20^0 \text{ F}$$

2) Cálculo de las Temperaturas de Pared Húmeda:

$$T_{wS} = \left[\frac{U_w}{h_{rW} + h_{AW}} \right] (T_V - T_A) + T_A = 86.38^0 \text{ F}$$

$$T_w = T_L - \left[\frac{U_w}{h_{LW}} \right] (T_L - T_A) = 372.45^0 \text{ F}$$

3) Cálculo de las Temperaturas del Fondo

$$T_{wS} = \left[\frac{U_b}{h_{rb} + h_G} \right] (T_L - T_G) + T_G = 0^0 \text{ F}$$

$$T_w = T_L - \left[\frac{U_b}{h_{Lb}} \right] (T_L - T_G) = 388.45^0 \text{ F}$$

4) Cálculo de las Temperaturas del Techo

$$T_{wS} = \left[\frac{U_r}{h_{Rr} + h_{Ar}} \right] (T_V - T_A) + T_A = 92.92^0 \text{ F}$$

$$T_w = T_V - \left[\frac{U_r}{h_{VR}} \right] (T_V - T_A) = 80.84^0 \text{ F}$$

l) Cálculo de las Áreas A_D, A_W, A_b, A_r

1) Cálculo del Área de la Pared Seca A_D



$$A_d = \pi D(L - L_w) = 1256.64 \text{ ft}^2$$

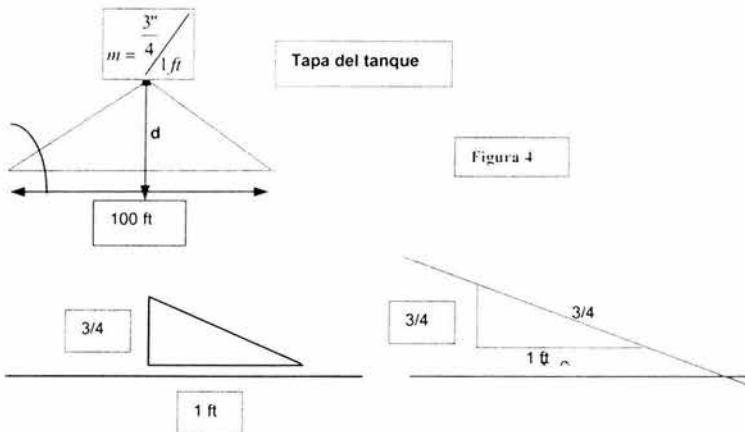
2) Cálculo del Área de Pared Húmeda A_w

$$A_w = \pi D L_w = 11309.76 \text{ ft}^2$$

3) Cálculo del Área del Fondo A_b

$$A_b = \frac{\pi D^2}{4} = 7854 \text{ ft}^2$$

4) Cálculo del Área del Techo A_r



D = altura del Techo cónico al centro, ft

$$A_r = \left(\frac{\pi D}{2} \right) \left(\frac{D^2}{4} + d^2 \right)^{\frac{1}{2}} = 7854 \text{ ft}^2$$

m) Cálculo de la Transferencia de Calor q_d, q_w, q_b, q_r

1) Cálculo de la Transferencia de Calor q_d

$$q_d = U_d A_d (T_v - T_a) = 43,185.26 \text{ Btu / hr}$$

2) Cálculo de la Transferencia de Calor q_w

$$q_w = U_w A_w (T_L - T_a) = 399,555.56 \text{ Btu / hr}$$

3) Cálculo de la Transferencia de calor del Fondo q_b

$$q_b = U_b A_b (T_L - T_G) = 50,147.70 \text{ Btu / hr}$$

4) Cálculo de la Transferencia de Calor del Techo q_r

$$q_r = U_r A_r (T_v - T_a) = 579,148.1 \text{ Btu / hr}$$

5) Transferencia de Calor total



$$q_r = q_d + q_w + q_b + q_r = 1,072,036.6 \text{ Btu/hr}$$

Análisis de los resultados:

La Carga Térmica del Calentador de Fuego Directo se calculo para conservar simultáneamente la temperatura de operación de los tanques TV-236/237/238, de acuerdo a los resultados del calculo de la carga térmica.

Barriles	Diámetro	Altura	Aislamiento	Carga térmica Btu/hr	Tag de Tanque
30000	73.33 ft	40 ft	3 pulg	1,072,036	TV-236/237
55000	100 ft	40 ft	3 ½ pulg	735,877	TV-238

2. Memoria de Cálculo de Agitadores

2.1 Base Técnica de Procedimiento

Referencia: Program Chosen Agitador

Chemical Engineering

January 9, 1984 (Pag. 73 - 81).

Introducción

Tres Parámetros característicos son establecidos para una categoría o un problema de agitación: tamaño, dificultad y respuesta dinámica.

El problema de tamaño es equivalente al volumen: V_{eq} determinado por: el producto de la densidad relativa, S_g y el volumen actual: V .

$$V_{eq} = S_g \dots \dots \dots 1$$

Representando la masa total del fluido a agitar.



El parámetro problemático para el mezclado es la viscosidad del fluido: μ estos 2 parámetros establecen la caracterización del fluido Batch.

El tercer parámetro: La respuesta dinámica para mezclado, podría hacerse en términos Batch de la intensidad de la agitación. La respuesta dinámica para mezclas y problemas de movimiento en la velocidad del fluido Bulk (volumétrico), el cual es definido como la capacidad de bombeo efectivo del impulsor dividido por la área transversal del tanque cuadrado Batch. Simplificando la intensidad de la agitación de 1 a 10 en la escala de niveles de agitación podrían usarse, y estos niveles son directamente proporcionales a la velocidad del **fluido Bulk** (volumétrico). Además estos niveles representan la intensidad de agitación en 2 pasos.

El 1er. El nivel de uno es típico de agitación mínima requerida para mover completamente a el líquido en el proceso Bach, y 10 es el máximo nivel practico de agitación para los requerimientos de proceso.

El 2^o. El cambio de incremento entre un nivel y el próximo desde el 40 hasta el 50 por ejemplo: es el mínimo cambio requerido para observar diferencias en la intensidad de agitación.

Tercer Parámetros de Diseño: **Tamaño** (Volumen Equivalente).

Dificultad (Viscosidad).

Respuesta dinámica (Bulk Velocity) Representada por el Nivel de Agitación.

Tabla VIII Requerimientos de Proceso y Grados de Agitación para Mezclado.

Nivel de Agitación	Fluido Bulk FT/MIN VELOCIDAD	Descripción
		Niveles de Agitación 1 y 2 para mínima velocidad del fluido para conseguir el resultado del proceso.
1	6	Capacidad de Agitadores del Nivel 2 sería: -Mezclado de fluidos miscibles o uniformes si la diferencia de las densidades relativas son menores que 0.1 -Mezclado de fluidos Miscibles o Uniformes
2	12	Si la Viscosidad del mas viscoso es menor que 100 veces que el otro.



		-Establecer completamente el control de fluido Batch. -Producción de un plano, pero en movimiento superficie del fluido Batch
3	18	Niveles de agitación de 3 a 6 son característicos de velocidades del fluido de agitación Batch.
4	24	-Mezclado de Líquidos Miscibles Uniformes si la viscosidad del más viscoso es menor 10 000 veces que el otro.
5	30	Trazas de sólidos suspendidos ($> 2\%$), con velocidades de asentamiento de 2 a 4 ft/min.
6	36	-Produce superficies rasgadas a bajas viscosidades.
7	42	-Niveles de agitación 7 a 10 son características de aplicaciones requeridas para grandes velocidades de flujo, para el resultado de proceso, como una reacción crítica.
8	48	-mezclado de fluidos Miscibles Uniformes si la diferencia en la densidad relativa es menor que 1.0
9	54	-Mezclado de fluidos Miscibles Uniforme si la viscosidad del más viscoso es 100 000 veces menor que el otro. -Trazas de sólidos suspendidos ($< 2\%$), con velocidades de-
10	60	Asentamiento de 4 a 6 ft/min. -Provee superficies de agitación a bajas velocidades

Diseño de un Agitador:

Variabes Básicas en el diseño: volumen, densidad relativa, viscosidad y nivel de agitación.

Volumen: Es el factor más importante que determina el tamaño del fluido Batch que sería agitado.

El diseño está basado en la *geometría Batch en cuadro*, la altura del líquido hasta el diámetro del tanque.



$$V = 7.48 * \frac{\pi (T)^3}{4} \dots\dots\dots 2$$

Para el volumen tenemos:

T = Diámetro del tanque en pulgadas (in.)

$$T = 6.65 * V^{1/3} \dots\dots\dots 3$$

El resultado da en Batch equivalentes en cuadro, este valor lo usamos para determinar el área transversal del tanque del impulsor hasta la razón diámetro-tanque (D/T).

Densidad Relativa:

Influye directamente en la potencia del agitador, basado en los números de potencias relacionados entre la potencia del impulsor, velocidad y diámetro del impulsor; la densidad relativa tiene un efecto directo en el requerimiento de potencia para una dada aplicación.

Si el diámetro del impulsor y la velocidad de operación establecida para el flujo característico, entonces los requerimientos de potencia son relacionados con estas variables a veces como un factor de la densidad relativa.

La viscosidad es una variable de diseño, asociado con la dificultad en el movimiento del fluido. La viscosidad tiene mayor efecto en el valor del Número de Reynolds, el cual gira la variable de correlación para el Número de Bombeo y el factor de potencia de la viscosidad. Porque el Numero de Reynolds es inversamente proporcional a la viscosidad. Se decrementa con el incremento de la viscosidad.

Escala de Agitación:

Son de 1-10, y son especificados según los requerimientos de proceso resultante. Los niveles de agitación, pueden ser convertidos a velocidad de volumen (Bulk) y capacidad de bombeo, estableciendo un diámetro mínimo de impulsor para una dada velocidad de agitación.

Los requerimientos de potencia pueden ser determinados para el diámetro del impulsor del agitador y su velocidad.

Velocidad de Agitación:



Son seleccionadas por la AGMA (American Gear Manufacturers ASSN) Asociación de Fabricantes de Engranajes, aplicada a velocidades de motor estándar para motores eléctricos comerciales disponibles.

Velocidades estándar de agitadores: 100, 84, 68, 56 y 45 RPM.

Velocidades estándar grandes: 125, 155, 150 y 230 RPM. Podrían encontrarse en volúmenes pequeños (menores de 5000 GAL.), los cuales tendrían velocidades: 37, 30, 25, 20 y 16 1/2 en volúmenes grandes (más grandes de 50,000 Galones).

Los HP para estándar de motores serían: 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400 y 500.

Diámetro Mínimo del Impulsor

El diámetro requerido mínimo para la respuesta dinámica, sería determinado por el cálculo del diseño. El nivel de agitación de agitación que usaríamos para cuantificar la respuesta dinámica, es directamente proporcional a la velocidad Bulk. La velocidad Bulk (U_b), en unidades de ft/min, es 6 veces el nivel de agitación.

$$U_b = 6 * L_a \dots\dots\dots 4$$

El nivel de los niveles de agitación es siempre expresado como un entero, pero como propósitos de cálculo, sería fraccional para un rango de velocidades Bulk. El mínimo diámetro de impulsor sería el que corresponde a la más pequeña velocidad Bulk dentro de los límites o alrededor de:

$$U_{b\text{min}} = 6(L_a - 0.5) \dots\dots\dots 5$$

El mínimo valor para un nivel de 1 es 0.75 o 4.5 ft/min velocidad Bulk.

El diámetro del impulsor, podría conocerse calculando D/T y el Numero de Reynolds.

Velocidad Bulk:

Es la capacidad de bombeo del impulsor dividida por el área transversal del tanque:

$$U_b = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots 6$$



El área en pies cuadrados, es basada en el diámetro del tanque Bach en cuadro:

$$A = \frac{\pi}{4} \left[\frac{T}{12} \right]^2 \dots\dots\dots 7$$

La correlación que es usada para determinar la capacidad de bombeo del impulsor usando un Número de Bombeo dimensional:

$$Q = \frac{Q}{N \left(\frac{D}{12} \right)^3} \dots\dots\dots 8$$

Este Número de Bombeo es una función del Número de Reynolds del Impulsor:

$$N_{RE} = \frac{10.7 * D^2 * N * S_g}{\mu} \dots\dots\dots 9$$

Diámetro Mínimo del Impulsor:

$$D = \left[\frac{56.55 * (L_a - 0.5) T^2}{N(NQ)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots 10$$

Numero de Bombeo:

Es una función del Número de Reynolds y la geometría como lo muestra la figura No. 5 (hoja 150).

El Número de Bombeo para pitched estándar aleta de turbina (aleta ancha para razón del diámetro del impulsor de un 1/5), se expresa como sigue:

$$NQ_{TURBULENTO} = 0.683 \left[\frac{0.394}{D/T} \right]^{1/2} \dots\dots\dots 11$$

Para calcular una estimación inicial del diámetro mínimo del impulsor se obtiene:



$$d = \left[\frac{131.8 * (L_o - 0.5) T^{3/2}}{N} \right]^{2/5} \dots\dots\dots 12$$

El numero actual de bombeo, es determinado de la correlación empírica de la figura No. 5 (hoja 146).

El Número de Reynolds usado en la expresión empírica es ajustado por un factor involucrado en la Relación Impulsor - diámetro del tanque:

$$N_{RE}^* = N_{RE} \left[\frac{D/T}{0.384} \right]^{1/2} \dots\dots\dots 13$$

La correlación establece un valor generalizado para el Número de Bombeo NQ*:

$$N_{RE}^* = 20,000$$

$$NQ^* = 0.683 \dots\dots\dots 14$$

$$20,000 > N_{RE}^* > 300$$

$$NQ^* = EXP \left[-5.71 + 1.638 \ln N_{RE}^* - 0.179 (\ln N_{RE}^*)^2 + 0.0064 (\ln N_{RE}^*)^3 \right] \dots\dots 15$$

Para $300 > N_{RE}^* > 25$:

$$NQ^* = EXP \left[-0.947 - 0.231 \ln N_{RE}^* + 0.0467 (\ln N_{RE}^*)^2 \right] \dots\dots\dots 16$$

Para $N_{RE}^* < 25$:

$$NQ^* = 0.3 \dots\dots\dots 17$$

El. Valor generalizado para NQ* es entonces corregido por el efecto de D/T:

$$NQ = NQ^* \left[\frac{0.394}{D/T} \right]^{1/2} \dots\dots\dots 18$$

HP:



Los HP requeridos pueden ser determinados una vez que son conocidos la velocidad y el diámetro del impulsor, la viscosidad y la densidad del fluido dentro de los requerimientos de potencia del impulsor. Para 4 aspas, Aspa – Inclinación de la turbina, consiste en la correlación del Número de Bombeo que tiene un Número de Potencia para flujo turbulento de 1.37, el Número de Potencia viene de un grupo adimensional de potencia: densidad del líquido, velocidad del agitador y diámetro del impulsor, el cual es usado para correlacionar el comportamiento del impulsor del agitador. Para unidades comunes el factor de conversión requerido para el número de potencia en forma adimensional:

$$N_p = \frac{1.524 * 10^3 P}{S_g N^3 D^5} \dots\dots 19$$

Numero de Potencia:

La Potencia en el Número de Potencia, son los HP actuales de la flecha; el diseño típico motor-carga podría esta potencia únicamente el 85% del rango del motor:

$$P = 0.85HP \dots\dots 20$$

Entonces el. Número de Potencia, es una constante para más impulsores en el tanque deflector sobre agitación "turbulenta". Este valor es un punto conveniente para el diseño de agitadores turbina. En grandes viscosidades (Números de Reynolds pequeños), el número de potencia se incrementara, el efecto de este incremento, podría manejarse como factor de corrección, f_μ en flujo turbulento el Número de Potencia:

$$N_p = f_{\mu} N_{p_{Turbulento}} \dots\dots 21$$

La relación del factor-corrección-viscosidad, se muestra en la figura No. 6 (hoja 146).

Después de recalcular el Número de Reynolds basados en el Diámetro Mínimo del impulsor para los requerimientos de proceso, el factor de corrección por viscosidad: f_μ puede determinarse desde la siguiente correlación:

$$N_{RE} > 900$$

$$f_{\mu} = 1 \dots\dots\dots 22$$

$$900 > N_{RE} > 8$$

$$f_{\mu} = EXP \left[3.154 - 0.848(\ln N_{RE}) + 0.0565(\ln N_{RE})^2 \right] \dots\dots\dots 23$$

$$8 > N_{RE} > 1$$



$$f\mu = EXP\left[3.649 - 0.942 \ln N_{RE} - 0.106(\ln N_{RE})^2 + 0.0448(\ln N_{RE})^3\right] \text{---24}$$

$$N_{RE} < 1 \quad f\mu = 38.4 / N_{RE} \text{---25}$$

Tamaño del motor mínimo que manejaría el agitador para el proceso deseado:

$$H_p = \frac{1.37 * f\mu * S_g * N^3 * D^5}{(0.89)(1.524 * 10^{13})} = 1.06 * 10^{-13} g\mu * S_g * N^3 * D^5 \text{---26}$$

HP disponibles (resultado de seleccionar un tamaño de motor estándar, el diámetro del impulsor puede ser recalculado en base del nuevo motor:

$$D = 393.5 \left[\frac{H_p}{f\mu * S_g * N^3} \right]^{1/5} \text{.....27}$$

Este valor no únicamente satisface los requerimientos mínimos de agitación, también satisface la carga total del motor estándar, aunque un recálculo del factor de corrección por viscosidad podría ejecutarse, el menor cambio en el diámetro dando resultados típicos, desde la ecuación 27, haciendo el diámetro calculado, ligeramente conservador.

Verificando:

Checando la razón impulsor-tanque-diámetro, se harían los siguientes cálculos, haciendo que el tamaño del impulsor no salga del rango de diseño. Si el estimado inicial de la velocidad del agitador fue demasiado grande, la razón impulsor-diámetro del tanque (D/T), sería menor que 0.2, el cual esta fuera del rango de la correlación del numero de bombeo y es impractico para la aplicación de un agitador tipo turbina; si la velocidad es también baja, entonces D/T podría exceder 0.7, el cual es inaceptable.

Nivel de Agitación:

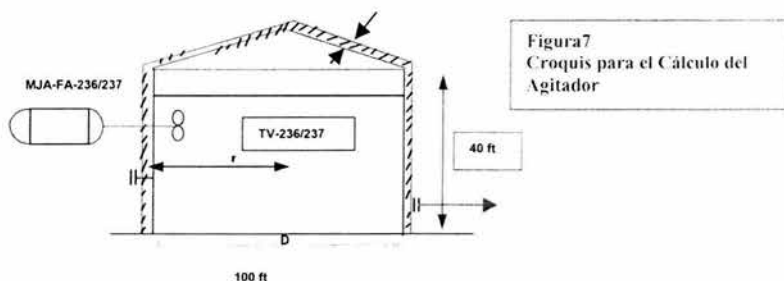
El nivel de agitación es recalculado para los cálculos de diseño siguiente, de acuerdo a la expresión:



$$L_a = \text{entero} \left[\frac{ND^3 NQ}{56.55 * T^2} + 0.5 \right] \dots\dots 28$$

Incrementando los HP al siguiente motor estándar y ajustar el tamaño del impulsor incrementándose ligeramente la intensidad de agitación. Para determinar la magnitud de este efecto, el Número de Reynolds y el Número de bombeo, son recalculados, antes los cálculos son mostrados en la ecuación 28 y son ejecutados. En unos instantes los niveles de agitación, serían uno o dos mayores que los que originalmente están especificados. Especialmente en tanques pequeños, donde los HP del motor se harían mas grandes relativamente cambiando ambos tamaños estándares.

2.2 Memoria del Cálculo del Agitador MJA-FA-236/237



I. Datos y Propiedades Físicas

Planta: Refinería Madero

Servicio: Agitador del Tanque de Asfalto Flux

Clave: MJA-FA-236/237

Servicio: Calentamiento de Asfalto Flux

Nivel de Agitación: 2 (La)

Variable		Unidades
Temperatura de Operación	392	°F
Densidad	62.6496	Lb/ft ³
viscosidad	33.40	cP
Densidad del Agua	62.4	lb/ft ³
Velocidad del Agitador	30	N
Capacidad	30,000	Barriles
Capacidad	4769	M ³



- 1) Cálculo de la densidad Relativa:

$$\rho_r = \frac{\rho_{fluido}}{\rho_{agua}} = 1.004$$

- 2) Cálculo del Volumen Equivalente

$$V_{eq} = S_g V = 1,265,009.67 gal$$

- 3) Cálculo del diámetro del Tanque

$$T = 6.65 * V^{1/3} = 719.20 in$$

- 4) Cálculo del Volumen del Tanque

$$V = 7.48 * \frac{\pi}{4} \left(\frac{T}{12} \right)^3 = 1,264,755 gal$$

- 5) Cálculo de la Velocidad Bulk

$$U_{B \max} = 6L_a = 12 ft / min$$

- 6) Cálculo del Área

$$A = \frac{\pi}{4} * \left(\frac{T}{12} \right)^2 = 2,821.19 ft^2$$

- 7) Cálculo de la Capacidad de Bombeo

$$Q = U_B A = 33,854.34 ft^3 / min$$

- 8) Cálculo del Diámetro del Impulsor (para el inicio)

$$D = \left[\frac{131.8 * [L_a - 0.5] * T^{3/2}}{N} \right]^{2/5} = 110 in$$

- 9) Cálculo del Numero de Reynolds

$$N_{RE} = \frac{10.7 * D^2 * N * S_g}{\mu} = 116,902.58$$

- 10) Cálculo del Efecto D/T

$$\frac{D}{T} = 0.1530$$

- 11) Cálculo del Numero de Bombeo

$$N_{Quarbulento} = 0.683 \left(\frac{0.394}{D/T} \right)^{1/2} = 1.0958 N_{Quarbulento}$$



12) Cálculo del Diámetro Mínimo del Impulsor

$$D = \left[\frac{56.55 * (L_o 0.5) * T^2}{N(N_Q)} \right]^{1/3} = 110 \text{ in}$$

13) Cálculo del efecto D/T

$$D/T = 0.1530$$

14) Cálculo del Numero de Reynolds

$$N_{RE} = \frac{10.7 * D^2 * N * S_g}{\mu} = 116,965.12$$

15) Cálculo del Numero de Bombeo por Corrección del factor D/T

$$N_{\text{turbulento}} = 0.683 \left(\frac{0.394}{D/T} \right)^{1/2} = 1.095 N_Q$$

16) Cálculo del Numero de Reynolds Corregido

$$N^*_{RE} = N_{RE} \left[\frac{D/T}{0.394} \right]^{1/2} = 72,907.6$$

17) Cálculo del Numero de Bombeo Corregido

$$\text{Si } 300 N^*_{RE} > 20,000 \quad 0.683 = N^*_Q$$

18) Cálculo del diámetro Mínimo del Impulsor

$$D = \left[\frac{56.55 * (L_u - 0.5) T^2}{N(N_Q)} \right]^{1/3} = 128.89 \text{ in}$$

19) Cálculo del Efecto D/T

$$D/T = 0.1792$$

20) Cálculo del Numero de Reynolds

$$N_{RE} = \frac{10.7 * D^2 * N * S_g}{\mu} = 160,306.37$$

21) Cálculo del Numero de Reynolds Corregido

$$N^*_{RE} = N_{RE} \left[\frac{D/T}{0.394} \right]^{1/2} = 108,116.21$$

22) Cálculo del N_Q^* Corregido para $N_{RE} > 20,000$
= 0.683



23) Cálculo del Factor de Corrección por Viscosidad para $N_{RE} > 900$

$$f_{\mu} = 1.0$$

24) Cálculo del Motor del Agitador

$$H_p = \frac{1.37 * f_{\mu} * S_g * N^3 * D^5}{0.89 * (1.524 * 10^{13})} = 1.06 * 10^{-13} * F_{\mu} * S_g * N^3 * D^5 = 102.22$$

Redondeando 100 HP

25) Cálculo del Diámetro del Impulsor en Base del Motor

$$D = 393.5 \left[\frac{H_p}{f_{\mu} * S_g * N^3} \right]^{1/5} = 128.32 \text{ pulgadas}$$

26) Cálculo del Nivel de Agitación

$$L_a = \text{entero} \left[\frac{ND^3 N_Q}{56.55T^2} + 0.5 \right] = 1.9804$$

Entero = 2

27) Cálculo del efecto D/T

$$D/T = \frac{128.3291}{719.205} = 0.1784$$

La relación debe ser $0.2 > N_{RE} > 0.7$

Análisis de los Resultados:

De acuerdo a Procedimiento de cálculo, seleccionaríamos un agitador con una Potencia de 100 Hp y con una velocidad de Agitación de 2.

3 Dimensionamiento de Líneas a Una Fase

3.1 Introducción.

El presente procedimiento denominado "Dimensionamiento de Líneas A Una Fase" forma parte integral del sistema de calidad de Javier Mendoza García el cual permitirá a los ingenieros de proceso unificar los criterios y el método de cálculo para dimensionar tuberías.



3.2 Objetivo.

Establecer los criterios generales y métodos de cálculo que permitan al ingeniero de proceso a realizar adecuadamente y con la mayor rapidez posible el Dimensionamiento de líneas a una fase.

3.3 Alcance.

Este procedimiento establece las responsabilidades, acciones, criterios y métodos de cálculo, que servirían como guía a los ingenieros de proceso para el Dimensionamiento de tuberías.

Este procedimiento aplica únicamente para fluidos que se tengan en una sola fase, ya sea líquido, gas o vapor.

3.4 General.

Normalmente en los sistemas de flujo de fluidos, la selección del diámetro de tubería adecuado se basa en el criterio de Caída de Presión (ΔP), tomando en cuenta los límites de velocidad recomendables, los cuales no deben ser excedidos.

Para la obtención del diámetro de la tubería, se deberá usar la máxima velocidad recomendable y posteriormente revisar este diámetro con respecto al criterio de la caída de presión.

Se incluye en este procedimiento la tabla de **velocidades y caídas de presión** recomendadas (tablas: nº 11,17, 18,) de diferentes fluidos (líquidos y gaseosos), con la finalidad que se consideren para el cálculo de diámetro óptimo de la tubería.

3.4.1 Clasificación de los Fluidos.

Los fluidos se pueden clasificar en forma genérica como: Compresibles, Incompresibles.

A su vez, los fluidos incompresibles se clasifican en dos grandes grupos: fluidos newtonianos y no newtonianos.

Los gases, las soluciones verdaderas y los líquidos no coloidales son newtonianos porque su conducta reológica sigue la postulación de Newton al presentar una respuesta proporcional al esfuerzo cortante, en la que el gradiente de velocidad es proporcional al esfuerzo aplicado.



3.4.2 Clasificación de Flujo.

Los tipos de flujo que existen son:

1. Flujo laminar
2. Flujo de transición inestable
3. Flujo turbulento

1. Flujo Laminar

En este tipo de flujo el fluido se mueve en capas paralelas sin mezcla lateral y sin que existan corrientes cruzadas; es decir, la fluctuación de los componentes de velocidad es en la dirección del flujo. En la práctica esto si se considera que la viscosidad del fluido permanece constante.

$$Re < 2000$$

2. Flujo de Transición.

Este tipo de flujo es el que separa el flujo laminar del flujo turbulento.

El Flujo de Transición ocurre en el Rango de $2100 \leq N_{RE} \leq 4000$

3. Flujo Turbulento

Este tipo de flujo se caracteriza por las fluctuaciones en todas direcciones de los componentes de velocidad. Una consecuencia de estas fluctuaciones es la formación de una distribución de velocidad más uniforme. El flujo turbulento se tiene cuando **Re > 4,000**.

Se ha demostrado que para flujo laminar en un tubo la velocidad máxima es dos veces la velocidad promedio, mientras que para el turbulento la velocidad máxima es del orden de 1.25 veces la velocidad promedio.

La mayor uniformidad de velocidad encontrada en flujo turbulento se debe al intercambio de momento entre las partículas cercanas al centro (las cuales se mueven más rápidamente) y las más cercanas a la pared del tubo (las cuales se mueven más lentamente).

En régimen de flujo turbulento existe mayor pérdida de energía de presión provocada por la fricción del fluido con el tubo.



3.4.3 Para Líquidos:

Para tubos circulares totalmente llenos el N_{RE} se expresa como sigue:

$$N_{RE} = \frac{Dv\rho}{\mu} \text{-----} 1$$

Donde:

N_{RE} = Número de Reynolds, adimensional

D = Diámetro interno del tubo, ft

v = Velocidad promedio del fluido, ft/seg.

ρ = Densidad del fluido. lb/ft³

μ = Viscosidad absoluta, lb/seg ft

Una forma práctica de expresar el Número de Reynolds es como sigue:

$$N_{RE} = \frac{Q\rho}{d\mu} \text{-----} 2$$

Donde:

Q = Flujo, gpm

d = Diámetro interno del tubo, pulg.

μ = Viscosidad dinámica (abs) en centipoise

Un valor bajo del N_{RE} indica que predominan las fuerzas viscosas, mientras que un valor grande del N_{RE} indica que predominan las fuerzas de inercia.

3.4.4 Para Gases:

$$N_{RE} = \frac{W}{d\mu} \text{-----} 3$$



Donde:

W = Flujo masico, lb/hr

d = diámetro interno del tubo, pulg.

μ = Viscosidad dinámica (abs.) en centipoise.

3.4.5 Rugosidad.

En las aplicaciones prácticas al lado interior de la pared de un tubo no es completamente liso, al menos para el análisis microscópico de la superficie de metal, y en ciertas regiones del flujo turbulento, la rugosidad de la pared puede tener un marcado efecto sobre el perfil de velocidad y el gradiente de presión debido a la fricción.

La rugosidad puede atribuirse tanto a la naturaleza del material del tubo como el método de su fabricación. Adicionalmente la rugosidad se puede ver afectada por la erosión y la corrosión. Esta rugosidad se conoce como rugosidad natural.

La rugosidad también se puede crear intencionalmente para propósitos experimentales, adicionando sobre la pared del tubo granos de arena o pequeños canales.

La rugosidad relativa ϵ / D se define como la altura promedio de la protuberancia de un tamaño relativamente uniforme, distribuida uniformemente.

El efecto de la rugosidad de la pared sobre el flujo turbulento se relaciona con el Número de Reynolds, esto se atribuye a la capa laminar que esta en contacto con la pared. Si la capa es suficientemente gruesa para cubrir la rugosidad de la pared (como es el caso para N_{RE} bajos), no tendrá efectos de la rugosidad, pero si por el contrario la capa es delgada en comparación con la rugosidad de la pared (como sucede a N_{RE} altos), entonces la rugosidad si tendrá efecto.

3.4.6 Bases Teóricas.

Dentro del dimensionamiento de cualquier línea o sistema de tuberías se verán involucrados como factores principales: la diferencia de presiones disponible entre el punto inicial y final de la línea, la longitud de la misma y el rango de velocidad recomendado. La combinación o el correcto aprovechamiento de estos factores nos conducirán a obtener un diámetro óptimo, es decir el que minimice los costos de inversión, operación y mantenimiento.

3.4.7 Velocidad Sonica.

Otro factor importante a considerar es la *velocidad sonica*, la cual es la máxima velocidad que puede alcanzar un gas dentro de una línea, si la Caída de Presión es



muy alta, la velocidad de salida podría alcanzar la velocidad sonora, lo cual no es recomendable, la velocidad sonora esta dada por la siguiente ecuación:

$$V_s = \left(\frac{gKZRT}{M_w} \right)^{1/2} \text{-----} 4$$

En donde:

- g = 32.2 lb ft/ lb Fuerza
- K = Calor Especifico Cp/Cv
- Z = Factor de Compresibilidad
- R = 1.546 ft lb / lb mol °R
2.780 ft lb / lb mol °k
- T = Temperatura Absoluta °R
- Mw = Peso Molecular
- Vs= Velocidad Sonica o Acústica, ft/seg.

La relación o parámetro de diseño de la velocidad del fluido con respecto a la velocidad sonora, se le conoce como *Número de MACH (Vs)* y deberá ser siempre menor que 1.0, esta relación es generalmente aplicable en el sistema de desfoque.

3.5 Velocidad Promedio del Flujo en la Línea:

Esta definida por la relación del flujo de la línea y el diámetro:

$$V = 0.408 \frac{Q}{d^2} \text{-----} 5 \quad \text{(Para Líquidos)}$$

$$V = 0.0509 \frac{W}{d^2 \rho} \text{-----} 6 \quad \text{(Para Gases)}$$

- Q = Flujo volumétrico para líquido, GPM
- V = Velocidad del fluido pie / seg
- W = Flujo masico, lb / hr
- d = Diámetro interno de la línea (pulg)
- 1/ρ = inverso de la Densidad de flujo, ft³/ lb



3.6 Factor de Fricción y Caída de Presión

La pérdida de presión debida al flujo es la misma en una tubería inclinada, vertical u horizontal, sin embargo, la diferencia de presión debida a la diferencia de altura debe considerarse en los cálculos de caída de presión.

El factor de fricción es una función directa del Número de Reynolds y de la rugosidad absoluta (ϵ) que se tenga en la línea, del material de la tubería y su diámetro.

Para flujos en régimen laminar ($Re < 2000$), f se determina directamente como: $f = 64 / Re$; en flujo de transición, f es impredecible y puede variar de **0.04 a 0.052** para tubería de acero y para flujo en régimen turbulento, f se determina a partir de la fórmula de **Churchill**, como se muestra a continuación:

$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{N_{RE}} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{\epsilon}{d} \right]} \right] \right]^{16} \text{-----7}$$

$$B = \left[\frac{37530}{N_{RE}} \right]^{16} \text{-----8}$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{N_{RE}} \right]^{12} + (A + B)^{-3/2} \right]^{1/12} \text{-----9}$$

En donde:

ΔP = caída de presión, Psi / 100 ft

V_s = Numero de MACH ó velocidad sonora ó acústica ó crítica, ft/seg.

V = Velocidad del fluido, ft/seg.

Q = Flujo volumétrico para líquidos, GPM.

D = diámetro interno de la línea (pulg)

N_{RE} = Numero de Reynolds, adimensional

W = Flujo másico, lb / hr.

ρ = Densidad lb / ft³

μ = Viscosidad, cP



A, B = Parámetros de la ecuación de *Churchill*.

f = Factor de fricción.

L = Longitud de la línea, ft

ϵ = Rugosidad absoluta

ϵ/D = Rugosidad Relativa

El cálculo de la Caída de Presión será a partir de la formula de Darcy:

$$\Delta P = \frac{0.000216 f L \rho Q^2}{d^5} \text{-----10} \quad \text{Liquidos}$$

$$\Delta P = \frac{0.00000336 f L W^2}{d^5 \rho} \text{-----11} \quad \text{Gases}$$

3.7 Ejemplo de Cálculo: (Analítico)

3.7.1 Cálculo de la línea de Butadieno líquido con los siguientes datos:

Memoria de Cálculo.

1) Cálculo de la línea de Butadieno líquido con los siguientes datos:

Temperatura del fluido 100.4 °F

Gasto volumétrico 220 (GPM)

Densidad del fluido @ T de bombeo 38.688 (lb/ft³)

Viscosidad @ T. de bombeo 0.8 (cP)

Rugosidad absoluta de la línea 0.0018 (pulg)

Longitud total de la línea 100 (ft)

2) Cálculo de la Velocidad del Fluido

Velocidad Recomendada: 4 - 6 ft/seg. (Ver Apéndice)



$$V = 0.408 \frac{Q}{d^2} = \frac{0.408 * 220}{(6.065)^2} = 2.440176 \text{ ft/seg.}$$

En donde

d = diámetro interno supuesto = 6.065 Pulgadas

Q = Gasto volumétrico, GPM

V = Velocidad del fluido ft/seg

3) Cálculo del Número de Reynolds:

$$N_{RE} = \frac{dv\rho}{\mu} = \frac{(6.065/12) * 2.440176 * 38.688}{(0.8) * 6.72 * 10^{-4}} = 88753.96$$

V = Velocidad ft/seg.

μ = Viscosidad c.P

ρ = Densidad lb/ft³

d = diámetro ft

4) Cálculo del Factor de Fricción

Método de Churchill

$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{N_{RE}} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{\varepsilon}{d} \right]} \right] \right]^{16} \text{ -----7}$$

$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{88754} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{0.0018}{6.065} \right]} \right] \right]^{16} = 6.94391E + 20$$



$$B = \left[\frac{37530}{N_{RE}} \right]^{16} \text{-----} -8$$

$$B = \left[\frac{37530}{88754} \right]^{16} = 1.0448 * 10^{-6}$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{N_{RE}} \right]^{12} + (A + B)^{-3.2} \right]^{1/12} \text{-----} -9$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{88754} \right]^{12} + (6.641358 * 10^{-20} + 1.0448 * 10^{-6})^{-3.2} \right]^{1/12} = 0.019966$$

5) Cálculo de la Caída de Presión

$$\Delta P = \frac{0.000216 f L \rho Q^2}{d^5} \text{-----} -10$$

$$\Delta P = \frac{0.000216 * 0.01996 * 38.688 * (220)^2}{(6.065)^5} = 0.09837 \frac{PSI}{100 ft}$$

ΔP recomendado: 0.5 a 1.0 Psi/100 ft (Ver Apéndice)

3.8 Cálculo de la Línea de Vapor de Agua.

Memoria de Cálculo.

1) Cálculo de la línea de vapor de agua con los siguientes datos:

- Temperatura del fluido 581 (°F)
- Gasto volumétrico 4169 (GPM)
- Densidad del fluido @ T de bombeo 1.212 (lb/ft³)
- Viscosidad @ T. de bombeo 0.018 (cP)



Rugosidad absoluta de la línea 0.00015 (pulg)

Longitud total de la línea 100 (ft)

2) Cálculo de la Velocidad del Fluido

Velocidad Recomendada: 80 -120 ft/seg. (Ver Apéndice)

$$V = 0.408 \frac{Q}{d^2} = \frac{0.408 * 4169}{(7.981)^2} = 26.70 \frac{ft}{seg}$$

*D = diámetro interno supuesto = 7.981 Pulg.

Q = Gasto volumétrico, GPM

V = Velocidad del fluido ft/seg

3) Cálculo del Número de Reynolds:

$$N_{RE} = \frac{dv\rho}{\mu} = \frac{(7.981/12) * 26.70 * 1.212}{(0.018) * 6.72 * 10^{-4}} = 1.779561 * 10^6$$

v = Velocidad ft/seg.

μ = Viscosidad c.P

ρ = Densidad lb/ft³

d = diámetro ft

4) Cálculo del Factor de Fricción

Método de Churchill

$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{N_{RE}} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{\varepsilon}{d} \right]} \right] \right]^{16} \text{-----7}$$



$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{1.77967 * 10^6} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{0.00015}{7.981/12} \right]} \right] \right]^{16} = 9.432073 * 10^{-21}$$

$$B = \left[\frac{37530}{N_{RE}} \right]^{16} \text{-----8}$$

$$B = \left[\frac{37530}{1.779567 * 10^6} \right]^{16} = 1.531185 * 10^{-27}$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{N_{RE}} \right]^{12} + (A + B)^{-3.2} \right]^{1/12} \text{-----9}$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{1.567 * 10^6} \right]^{12} + (9.432073 * 10^{-21} + 1.531185 * 10^{-27})^{-3.2} \right]^{1/12} f = 1.791324 * 10^{-3}$$

5) Cálculo de la Caída de Presión

$$\Delta P = \frac{0.000216 f L \rho Q^2}{d^5} \text{-----10}$$

$$\Delta P = \frac{0.000216 * 1.791324 * 10^{-3} * 1.212 * (4169)^2}{(7.981)^5} = 0.02549 \frac{PSI}{100 ft}$$

ΔP recomendado: 0.25 a 0.5 Psi/100 ft

(ver Anexo en la Parte final para los criterios de cálculo).

3.9 **Procedimiento de Cálculo de Líneas para Asfalto Flux**

Memoria de Cálculo.

1) Cálculo de la línea de descarga del Tanque TV-238 con los siguientes datos:



Temperatura del Asfalto Flux392 °F (200°C)
 Gasto volumétrico 3500 gpm
 Densidad del fluido @ T de bombeo 62.62 lb/ft³
 Viscosidad @ T. de bombeo 80.13 (cP)
 Rugosidad absoluta de la línea 0.00015 (pulg)
 Longitud total de la línea 100 (ft)

2) Cálculo de la Velocidad del Fluido

Velocidad Recomendada: 80 -120 ft/seg. (Ver Apéndice)

$$V = 0.408 \frac{Q}{d^2} = \frac{0.408 * 3500}{(15)^2} = 6.34 \frac{ft}{seg}$$

*D = diámetro interno supuesto = 16 Pulg.

Q = Gasto volumétrico, GPM

V = Velocidad del fluido ft/seg

3) Cálculo del Número de Reynolds:

$$N_{RE} = \frac{dvp}{\mu} = \frac{\left(\frac{15}{12}\right) * 6.34 * 62.62}{(80.13) * 6.72 * 10^{-4}} = 9,217$$

V = Velocidad ft/seg.

μ = Viscosidad c.P

ρ = Densidad lb/ft³

d = diámetro ft

4) Cálculo del Factor de Fricción

Método de Churchill

$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{N_{RE}} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{\varepsilon}{d} \right]} \right] \right]^{16} \text{-----7}$$



$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{9217} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{0.00015}{15/12} \right]} \right] \right]^{16} = 1.5598E + 19$$

$$B = \left[\frac{37530}{N_{RE}} \right]^{16} \text{-----} 8$$

$$B = \left[\frac{37530}{9217} \right]^{16} = 5,702,144,593$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{N_{RE}} \right]^{12} + (A + B)^{-3/2} \right]^{1/12} \text{-----} 9$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{9217} \right]^{12} + ((1.5598E + 19) + (5702144593))^{-3/2} \right]^{1/12}$$

$$f = 0.0319$$

5) Cálculo de la Caída de Presión

$$\Delta P = \frac{0.000216 f L \rho Q^2}{d^5} \text{-----} 10$$

$$\Delta P = \frac{0.000216 * 0.0319 * 100 * 62.62 * (3500)^2}{(15)^5} = 0.6963 \frac{PSI}{100 ft}$$

ΔP recomendado: 0.25 a 0.5 Psi/100 ft
los criterios de calculo).

(Ver Anexo en la Parte final, para ver



4 Procedimiento de Cálculo de Bombas Centrifugas

4.1 Objetivo

Este procedimiento tiene como finalidad presentar en una forma sencilla y completa la secuencia requerida para el cálculo de bombas, incluyendo los siguientes conceptos y consideraciones:

- 1) Se mencionan en forma breve los conceptos básicos relacionados con el tema.
- 2) Se enlistan los criterios empleados en el cálculo, respaldándose con el argumento teórico o práctico en que se basan.
- 3) Se describe una secuencia de cálculo práctica y se ilustra con un ejemplo representativo.
- 4) Se anexan ecuaciones, gráficas y tablas que son necesarios para el cálculo.
- 5) Se incluye un programa en Excel que aplica la misma secuencia y criterios mencionados, el cual puede ser usado para calcular y/o verificar los resultados obtenidos en el cálculo de bombas, con un gran ahorro en tiempo y mayor exactitud.

4.2 Alcance

La secuencia aquí presentada aplica para el cálculo de cualquier sistema de bombeo de líquidos o suspensiones que se encuentren en una sola fase y se comporten como fluidos newtonianos.

Es decir cuando se manejen fluidos que se encuentren cercanos a su temperatura de ebullición, es necesario asegurarse de que no se producirá una evaporación en la línea de succión de la bomba (flujo en dos fases) debido a la pérdida de presión, ya que esto originaría: la **cavitación de la bomba** (ver la sección C para cavitación). Asimismo, el Cálculo de la Caída de Presión *en líneas que manejan fluidos no-newtonianos* difiere respecto al empleado comúnmente (fluidos newtonianos). Cuando se maneje un fluido de alta viscosidad y se ignore si este se comporta o no como un fluido newtoniano, se recomienda consultar las referencias 7, 8,9 y 10 de la sección 6 para determinar su comportamiento. En caso de que el fluido manejado se comporte como no-newtoniano, se deberá obtener el valor de Caída de Presión en la línea a partir de las referencias citadas y al resultado obtenido se le añadirá un 20% de exceso como margen de seguridad por deterioro y/o incrustación de la tubería.

Es importante observar que en caso de utilizarse tubería diferente al acero comercial en las líneas de succión y descarga de la bomba, el Cálculo de la Caída de Presión del fluido en ellas deberá hacerse en forma analítica o bien por medio del programa de computadora. Las gráficas de Caída de Presión aquí incluidas aplican solo para tuberías de acero comercial.



4.3 Bases Teóricas

A. El Teorema de Bernoulli

El diseño correcto de los equipos y sistemas usados para el transporte de fluidos es de vital importancia para el funcionamiento adecuado de cualquier tipo de planta.

La manera más común usada para el transporte de líquidos es la utilización de bombas, tuberías y accesorios que en conjunto, constituyen los sistemas de bombeo.

Un factor de Importancia básico en el diseño de este tipo de sistemas es la determinación de la cantidad de potencia requerida para el transporte del fluido de un punto inicial a otro final, para cada caso en particular. Para determinar esta cantidad de potencia, se utiliza la forma integrada del balance total de energía mecánica conocido

como **El Teorema de Bernoulli**:
$$W_0 = \Delta Z \pm \frac{\Delta P_G}{\rho g_c} + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + \sum F \text{-----} l_r$$

Este balance se aplica entre los puntos inicial y final del transporte de un fluido.

En este procedimiento se describe una manera general y sencilla para aplicar el *Teorema de Bernoulli* a cualquier tipo de sistema de bombeo.

B. El Efecto Sifón

Definición: se conoce como sifón a una tubería que sube y después baja y como sifón invertido a aquella que baja y después sube.

En un sistema de bombeo la columna hidrostática de descarga será igual a la diferencia de niveles que exista entre la boquilla de descarga de la bomba y la boquilla de entrada al equipo el cual se está descargando o el nivel de operación del líquido contenido en dicho equipo si la boquilla de entrada está ahogada, no importando que en el trayecto para unir estos dos puntos existan diferentes cambios de elevación en la tubería. La tubería puede subir y bajar para evitar obstáculos sin que esto nos represente una carga adicional en nuestra columna hidrostática de descarga, esto se debe al fenómeno conocido como efecto sifón, el cual se basa en el siguiente principio: "En un sifón la energía (en forma de presión) que se traduce en una elevación al ascender el fluido, se recupera totalmente en el momento en que el fluido desciende".



El efecto sifón es válido para líquidos libres de vapores y/o aire y es precisamente este requerimiento el que determine la altura límite del sifón para tener una completa recuperación de energía.

Como un caso especial, para arreglos de tuberías en los cuales exista un sifón muy cercano al punto de descarga final de la bomba y las pérdidas de presión totales del sifón a este punto no sean al menos iguales a la columna debido a la altura del sifón (caso de descargas atmosféricas), es conveniente considerar en la determinación de la columna hidrostática de descarga la diferencia de niveles que existe entre la altura del sifón y la boquilla de descarga de la bomba.

C. Cavitación

La cavitación es el fenómeno que se produce al formarse burbujas de vapor dentro de la línea de succión de una bomba, las cuales condensan sobre los internos de la misma en el momento en que alcanzan una zona de mayor presión.

La cavitación produce los siguientes efectos adversos:

- Generación de ruido y vibraciones
- Disminución en la presión de descarga y en la eficiencia de la bomba
- Perforación y erosión de sus internos

La cavitación se dará siempre que el $NPSH_D$ sea menor que el $NPSH_R$; esta situación indica que la presión de succión es menor que la presión de vapor del fluido a su temperatura de bombeo. Por lo que en ese momento el fluido en cuestión comenzará a vaporizarse. Es conveniente dar lugar a un margen de seguridad que impida que las bombas caviten; por lo tanto, como regla general de diseño, la bomba seleccionada para compra debe cumplir con la siguiente condición:

$$NPSH_D = NPSH_R + 2 \text{ ft Fluido} \text{-----} 2$$

Para cumplir con la condición anterior es necesario estimar el $NPSH_D$ con la mayor exactitud posible, a fin de evitar una de las fallas más comunes en la selección de bombas.

D. Criterios Usados

Un criterio básico en el diseño es el de calcular los equipos a fin de que funcionen satisfactoriamente bajo las condiciones más adversas que sea factible encontrar.



En el caso Particular de los sistemas de bombeo, las condiciones más adversas se presentan después de algunos años de operación y se deben a que a lo largo de ese tiempo:

Se han producido incrustaciones, se han corroído y se han ensuciado las paredes internas de las tuberías, lo cual se traduce en un incremento gradual en las pérdidas de presión por fricción. Es criterio del departamento de Proceso el de diseñar los sistemas de bombeo con un 20% de exceso respecto a las pérdidas de presión que se dan en tuberías limpias y nuevas.

El Impulsor de la bomba se ha ensuciado, desgastado y esta cubierto de incrustaciones, lo que da lugar a una disminución en la capacidad de la bomba, es decir, a una disminución en el gasto que esta entrega. Es criterio del departamento de Proceso el de diseñar las bombas para que manejen un 10% de exceso respecto al gasto normal de operación.

Los instrumentos que se utilizan para regular la operación de los sistemas de bombeo son las válvulas de control. A fin de que estas puedan efectuar su función de control de una manera correcta, es necesario que abarquen un rango amplio de caídas de presión.

Para fines prácticos, un diseño adecuado económico y operacional considera una Caída de Presión para la válvula de control (Como mínimo) igual al 54% de las pérdidas variables totales de diseño, es decir:

$$(\Delta P_{\min})_{vc} = 0.54(\Delta P_{vt})_{Dis} \text{-----} 3$$

Por otra parte, es conveniente que se mantenga el valor de $(\Delta P_{\min})_{vc}$ entre un mínimo de 5 Psi y un máximo de 25 Psi, con lo cual se espera tener una válvula de control de menor diámetro que la tubería y que opere en un rango de 20% a 80% de apertura.

Es conveniente dar lugar a un margen de seguridad que impida que las bombas Caviten; por lo tanto, como regla general de diseño, la bomba seleccionada para compra debe cumplir con la siguiente condición:

$$NPSH_D = NPSH_R + 2 \text{ ft fluido} \text{-----} 4$$

El factor de seguridad (Fs) a considerar. a menos que otra cosa se especifique es 1.10



E. Nomenclatura

- CHD** Columna hidrostática en la descarga de la bomba, (Psig o pies de fluido).
- CHS** Columna hidrostática en la succión de la bomba, (Psig o pies de fluido).
- d** diámetro nominal de la tubería, (pulg.).
- di** diámetro Interior de la tubería, (pulg.).
- Fr** Perdidas de energía mecánica debidas a la fricción, (ft de fluido).
- Fm** Factor de corrección por viscosidad para ΔP_{100} , (adimensional).
- Fs** Factor de seguridad, (adimensional).
- Gc** Factor dimensional de conversión de la segunda ley del movimiento de Newton = $32.2\text{ft}\cdot\text{lbm}/\text{lb}_f\cdot\text{seg}^2$.
- H** Sumergencia mínima de una bomba vertical, (pies de fluido).
- K** Coeficiente de resistencia usado en la obtención de L_T , (adimensional).
- Lac** Total de las longitudes equivalentes (L_{eq}) de los accesorios en un tramo de tubería con diámetro nominal.
- d,** (pies).
- Leq** Longitud equivalente de cada accesorio, (pies).
- L_T** Longitud total de tubería, igual a la suma de la longitud de tubería recta sin accesorios (L_{tub}) más el total de las longitudes equivalentes de los accesorios (L_{ac}), (pies).
- L_{tub}** Longitud de tubería recta sin accesorios con diámetro nominal d , (pies).
- L₁** Nivel de la boquilla de salida la fosa, recipiente o cualquier equipo localizado al principio de la ruta crítica de la succión o bien nivel mínimo de operación en dicho equipo referidos al NPT, (pies).
- L₂** Nivel de la boquilla de succión de una bomba horizontal medido respecto al NPT, (pies).
- L₃** Nivel de la boquilla de descarga en bombas horizontales y nivel del ojo del impulsor en bombas verticales referidos al NPT (nivel de piso terminado), (pies).
- L₄** Nivel de la boquilla de entrada o punto de descarga de la bomba en un recipiente, fosa, torre o cualquier equipo localizado al final de la ruta crítica de la descarga, (pies).
- No** Cantidad total de accesorios de un mismo tipo y tamaño que se encuentran localizadas en una tubería.
- NPSH_D** Cabeza neta positiva en la succión de una bomba disponible de acuerdo al arreglo de equipo y condiciones de operación, (ft de fluido).
- NPSH_R** Cabeza neta positiva en la succión de una bomba requerida para el correcto funcionamiento de dicho equipo, (pies de fluido).



NPT	Nivel de piso terminado, (pies).
P	presión absoluta del sistema, (Psia).
Pv	presión de vapor del fluido bombeado, (Psia).
Q	Flujo volumétrico del fluido bombeado al cual se mide a las condiciones de operación, (gpm).
N_{RE}	Número de Reynolds, (adimensional).
Spgr	Densidad relativa del fluido a Su temperatura de bombeo, (adimensional).
T	Temperatura de bombeo del fluido, (°F)
V	Velocidad promedio del fluido dentro de una tubería con diámetro interior (di) constante, (ft/seg).
v	Volumen específico del fluido, (ft ³ /lbm).
wo	Trabajo mecánico que es necesario impartir al fluido manejado por medio de una fuente externa (pies de fluido).
Z	Distancia vertical sobre un plano de referencia escogido arbitrariamente, (ft).
ΔP_{min}	Caída mínima de presión dentro de la válvula de control localizada a lo largo de la ruta crítica de la descarga, (Psi; ft de fluido).
ΔPt	pérdidas de presión correspondiente a una tubería con diámetro interior constante incluyendo todos sus accesorios, (Psi; pies de fluido).
ΔPT	Total de las pérdidas de presión correspondientes tanto a tubería como accesorios de toda Ruta crítica a la succión o a la descarga, (Psi; pies de fluido).
ΔP₁₀₀	Pérdidas de presión, sin corrección por viscosidad dentro de una tubería con diámetro interior (di) constante por cada 100 pies de longitud, (Psi/100 pies).
(ΔP₁₀₀)_c	Valor de ΔP₁₀₀ ya corregido por viscosidad, (Psi/100 pies).

Letras Griegas:

α Coeficiente adimensional de corrección por el uso de velocidad lineal promedio.

μ Viscosidad absoluta del fluido medida a su temperatura de bombeo, (cP).

ν Viscosidad cinemática del fluido medida a su temperatura de bombeo (cs).

ρ Densidad del fluido medida a su temperatura de bombeo, (lb/pie³).

4.4 Actividades Generales y Específicas

A. Fuentes de Información

Para obtener los datos necesarios para el cálculo de bombas, se podrá hacer uso de los siguientes documentos:



1. - Lista de equipo
2. - Hoja de datos de los equipos de los cuales succiona o descarga la bomba
3. - Hojas de datos de los equipos localizados en la ruta crítica del sistema de bombeo (filtros, intercambiadores, etc.)
4. - Diagramas de tuberías e instrumentación
5. - Diagramas de flujo
6. - Descripción del proceso
7. - Arreglo de equipo y maqueta, cuando esta se encuentre disponible
8. - Graficas, tablas, correlaciones y nomogramas para la obtención de propiedades físicas
9. - Bases de diseño y/o cuestionario de diseño.

B. Recomendaciones

Las recomendaciones básicas para la correcta elaboración de la memoria de cálculo de un sistema de bombeo son las siguientes:

- 1 Preparar una memoria de Cálculo que cumpla con todo lo indicado en el procedimiento del (dimensionamiento de líneas), del cual se extraerán los valores necesarios para llenar la hoja de Cálculo de la bomba.
- 2 Es conveniente indicar sobre la hoja de Cálculo de la bomba la identificación (tag) de todos los equipos involucrados en el Cálculo, o al menos sobre el isométrico correspondiente,
- 3 Recopilar antes de iniciar cualquier operación todos los datos necesarios dará el Cálculo de la bomba, esto es los puntos de la hoja de Cálculo

C. Selección de las Rutas Críticas

Antes de iniciar los cálculos, es necesario identificar las rutas Críticas, del Sistema de Bombeo (una en la succión y una en la descarga).

En caso de existir una sola ruta, ya sea en la succión o en la descarga, esta será la crítica.

Cuando exista mas de una ruta posible. Se deberán analizar uno a uno y en conjunto los siguientes factores para definir cual es la Crítica:

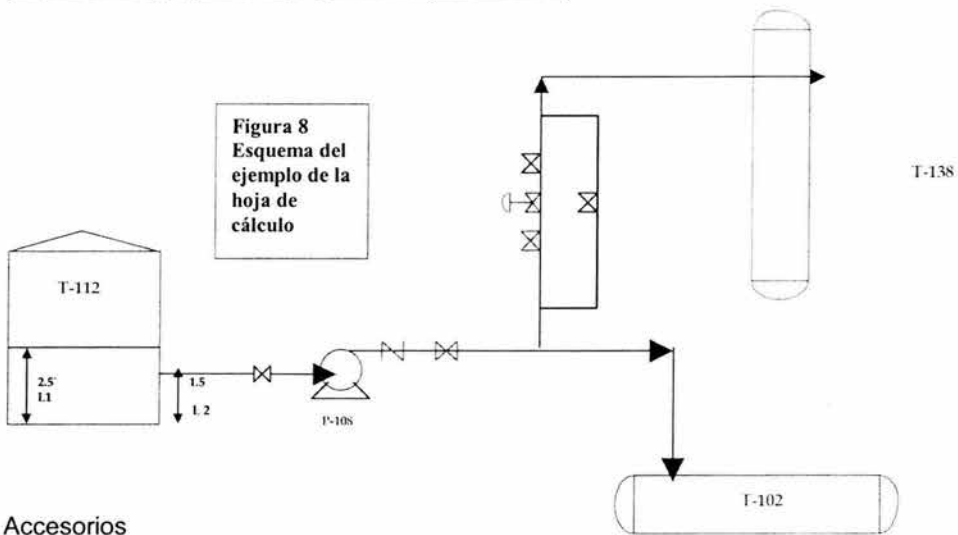
- La mayor elevación (descarga) o menor elevación (succión).
- Se tiene o no-válvula de control en la trayectoria de descarga.
- Se tiene o no algún equipo con alta Caída de Presión en la línea de descarga.
- Donde existe la mayor presión Terminal en la descarga.
- En que línea en la succión o descarga se tiene la mayor (ΔP_{100})c.



- Donde se tiene la mayor longitud total, es decir de tubería recta y equivalente, tanto en las líneas de succión como en las de descarga.

En ciertos casos puede suceder que alguno de los factores anteriores por si solo determine la ruta crítica. Ahora bien, cuando la selección de la ruta crítica analizando a simple vista los factores mencionados presente dificultad en la decisión, se deberán realizar los cálculos correspondientes en cada ruta, escogiendo la que requiera mayor presión en la descarga y la que tenga menor presión en la succión. Se deberá considerar el NPSH_p mas bajo de los obtenidos en las rutas de succión para el diseño de la bomba.

D. Uso de la Hoja De Cálculo, resumen del Procedimiento de Bombas Centrifugas (Equivalente al Cálculo de Bombas Rotatorias):




Accesorios

Succión 2"	Descarga 2"	T-138 (1 1/2")	T-102
1 "T"	1 Reducción 2 *1	1 reducción 2 *1 1/2"	1 Reducción 2 * 1 1/2"
1 Codo	1 Check	7 Codos	4 Codos
1 Reducción 2 * 1	1 Compuerta	2 Compuertas	1 Compuerta
1 Salida Súbita	2 "T"	1 Valv. Control	Longitud 86 ft
1 Filtro - Y"	4 Codos	1 Reducción 1 1/2 *1	
1 Válvula Compuerta	Longitud 143 ft	2 "T"	
		Longitud 190.5 ft	
Longitud 17 ft			



TABLA 27

Hoja de Cálculo para el Dimensionamiento de la Bomba

		ENEP ZARAGOZA		Procedimiento de Cálculo			
		HOJA DE CÁLCULO PARA BOMBAS		No.			
				Dib. No.			
				Rev.			
		Fecha		Hoja 1 de 1			
Cálculo:		Revisó:		Aprobó:			
Cliente		Equipo: P-108 A/P-108B		Cantidad: 2			
Lugar:		Unidad: Almacenamiento					
Servicio:							
Condiciones de Operación							
Fluido: Acido Sulfúrico		Flujo (GPM): 23.0					
Temperatura (°F): 104		Densidad Relativa: 1.83		Viscosidad (C.P): .0			
Factor de Servicio (F.S.): 1.10		Grados API:		@ Condiciones de Flujo:			
SUCCION			CÁLCULO DE NPSH				
		Psig	Pies		Psia	pies	
1	Presión Inicial Mínima	0		33	Presión en el Recipiente	14.7	18.53
7	Columna Hidrostática	0.79	1.0	41	Presión de Vapor	0.0	0.0
8	Presión Inicial	0.79		34	Nivel Mínimo de Operación		2.5
9	Perdidas por Fricción Lineal	0.72		35	Elevación Boquilla de Succión		1.5
10	ΔP línea Capacidad Diseño 9* (F.S.)	0.88		36	Presión Disponible 36=33-41+40-35		19.53
11	Perdidas por Fricción Equipo	0.18		37	ΔP Línea Capacidad de Diseño		1.10
12	ΔP Req. a capacidad de Diseño 11* (F.S.)	0.22		38	ΔP Eq. Capacidad Diseño		0.28
13	Presión Succión 1+7-9-11	0.01		39	NPSH Disponible 6-10 a-12 a		18.15
14	P succión a Cap Diseño 1+7-10-12	-0.31			NPSH REQUERIDO		15.15
EVALUACION PERDIDAS POR FRICCION							
99 Succión		Diam (pulg)	Vel Ft/seg	Long pies	ΔP100 Psi/100ft	ΔP Psi	
	Línea	2"	2.2	46.0	1.15	0.72	
	Ramal						
22 Descarga		Diam (pulg)	Vel Ft/seg	Long pies	ΔP100 Psi/100ft	ΔP Psi	
	Línea	2"	2.2	253	1.15	2.88	
	Ramal	1 1/2"	2.52	268	1.67	5.36	
		Psig	Pies		Psig	Pies	
16	Presión Terminal Máxima	15.0		28	Presión Diferencial 26+27-14	39.08	49.26
17	Columna Hidrostática	8.73	11.0	29	Columna Diferencial con Aprox. De 5 ft		50
18	Perdidas en el Orificio	0.0		30	de Descarga 29+13	39.65	
19	Presión Total Fija 15+17+18	23.73		31	Presión de descarga de Diseño 29+14	39.35	
20	ΔP Cambiadores de Color	0.0		32	ΔP Válvula de Control 30-25	5.96	
21	ΔP (Otros Equipos)	0.0		POTENCIA DE FRENO			
22	Perdidas por Fricción en la Línea	8.24		$BHP = \frac{Q * 28 * 0.9}{3960 * \eta} = 095$			
23	Perdidas Totales Variables 20+21+22	8.24		Potencia del Motor: 1 HP			
24	ΔP Total Var. de Diseño 23* (F.S.) ²	9.97		28 en pies; η: Eficiencia de la Bomba (estimada): 55 %			
25	Perdidas Totales 19+23	31.97					
26	ΔP Total de Diseño 19+24	33.7					
27	ΔP min Válvula de Control	5.38					
CROQUIS							
NOTAS: VER ISOMETRICO							



El formato de la hoja de Cálculo a utilizar (lleno con los resultados del ejemplo de este procedimiento) se puede ver en la hoja anterior (Tabla 27). Una forma secuencial para su llenado es la siguiente:

1. Datos de la Bomba

a. Obtener, a partir de las fuentes de información (Sección. 4 Inciso A) los siguientes datos (de acuerdo al Isométrico de la Tabla 26.

- ❖ Numero de identificación (tag) de la bomba.
- ❖ Flujo volumétrico "Q" en gpm (para flujos continuos el valor de "Q" será el valor normal o de operación; para flujos intermitentes "Q" tomara el máximo valor que se pueda tener en dicha línea).
- ❖ Temperatura de bombeo en °F.
- ❖ características del fluido a la temperatura de bombeo:
- ❖ Viscosidad absoluta en Cp.
- ❖ Densidad relativa.

b. El factor de seguridad (Fs) a considerar. a menos que otra cosa sé especifique es 1.10

Una vez obtenidos todos estos valores, deberán registrarse dentro de la hoja de cálculo en su lugar correspondiente.

2. Condiciones de la Succión

1. Presión inicial mínima: Se refiere a la Presión mínima bajo la cual opera el recipiente o equipo del que succiona la Bomba, se expresa en Psig, es decir para condiciones atmosféricas es cero. Generalmente se obtiene de la hoja de datos del equipo

7.- Columna Hidrostática

Bombas horizontales:

Se refiere a la diferencia de niveles entre L_1 y L_2 , se expresa en Psig y viene dada por:

$$CHS = \frac{S_G}{2.307} (L_1 - L_2) \text{-----} 5$$

Nota: si el tanque tiene control de nivel L_1 será igual al nivel mínimo del controlador del equipo, en el caso contrario es decir sin control de nivel L_1 corresponde al nivel de la boquilla de salida del tanque.

Bombas verticales:

Equivalente a la sumergencia mínima "H", se expresa en Psig y viene dada por:

$$CHS = \frac{S_G}{2.307} (H) \text{-----} 6$$

Nota: la forma de estimar "H" es mediante la Tabla 26 de este procedimiento. En donde con la velocidad promedio del fluido:



$$V = \frac{0.48050}{di^2} \text{-----}7$$

Leída en la abscisa se puede determinar "H" leída en la ordenada

8.- Presión Inicial: la suma de la columna hidrostática más la presión inicial mínima:

$\delta = 1 + 7$ Se expresa en Psig y se usa en la hoja de cálculo para condiciones normales y de diseño.

9.- Perdidas por fricción En bombas verticales no se consideran perdidas de presión por fricción es decir: $9 = 0$

Para **Bombas Horizontales o Verticales** que succionen desde fuera del tanque, como en el caso de las enlatadas se deberán seguir los siguientes pasos, una vez definida la ruta crítica y los diámetros de tubería con el procedimiento de líneas a una fase descrito anteriormente.

1. Registrar en la hoja el valor o los valores diferentes de diámetros nominales "d" que existan en la ruta de succión; ya sean estos de la línea principal o ramales.

Calcular la longitud total " L_T " para cada tramo de tubería de diferente diámetro nominal, es decir: $L_T = L_{AC} + L_{TUB}$ (para cada diferente "d") y registrarlo en la hoja de Cálculo.

2. Calcular la Caída de Presión por cada 100 pies de longitud ya corregida por viscosidad $(\Delta P_{100})_c$, para tramo de tubería con diámetro y/o gasto diferente. El Cálculo de la $(\Delta P_{100})_c$ deberá efectuarse con las graficas al final del Procedimiento con el gasto a condiciones de flujo o usando las formulas del Procedimiento al final de la Tesis.

Registrar estos valores en la hoja de cálculo.

3. Calcular la Caída de Presión correspondiente a un tramo de tubería con diámetro interior y gasto constante:

Incluir estos valores en la hoja de cálculo.

4. Por ultimo calcular las perdidas totales de presión por fricción en la ruta critica de succión:

$$\Delta P_f = (\Delta P_{100}) \left(\frac{L_T}{100} \right) \text{-----}8$$

Incluir estos valores en la hoja de cálculo. Este Valor deberá indicarse en Psi en la hoja de cálculo.

5. Por ultimo calcular las perdidas totales de presión por fricción en la ruta critica de succión:

$$P_f = \sum \Delta P_f \text{-----}9$$



11.- Perdidas en Equipo: obtendrán las caídas de presión de los equipos que se encuentren localizados sobre la ruta crítica (generalmente de sus respectivas hojas de datos), Indicándose en la hoja las pérdidas totales expresadas en Psi.

13.- Presión de Succión: tal y como lo indica la hoja equivale a la presión inicial menos las perdidas en la línea y equipos, es decir:

$$13 = 1 + 7 - 9 - 11 - \dots - 10$$

Se expresa en Psig

10.- Perdidas por fricción a la capacidad de diseño de la bomba: Como lo indica la hoja de cálculo, estas pérdidas se calculan afectando las perdidas por fricción a condiciones de operación por el factor de seguridad empleado $10 = 9 * (F.S.)^2 - \dots - 11$

12.- Perdidas en equipo a la capacidad de diseño de la bomba: al igual que para las pérdidas por fricción, se obtiene al afectar las pérdidas en equipo a condiciones de operación por el factor de seguridad: $11 * (F.S.)^2 - \dots - 12$

14.- Presión de succión a capacidad de diseño: Esta presión equivale a la presión inicial menos las pérdidas a condiciones de diseño en la línea y equipo, es decir:

$$14 = 1 + 7 - 10 - 12 - \dots - 13$$

Se expresa en Psig

3) **Condiciones a la Descarga** (no se incluyen circuitos con hornos ya que normalmente estos no se emplean.

16.- Presión Terminal Máxima: Se refiere a la presión de operación máxima del equipo, al cual sé esta bombeando; se expresa en Psig. Para equipos que operen a condiciones atmosféricas, este valor es cero y para tanques a vacío el valor es negativo

17.- Columna Hidrostática: Corresponde a la diferencia de niveles que se tiene entre la boquilla de entrada al equipo o punto de descarga final de la bomba y la boquilla de descarga de la bomba para bombas horizontales o el ojo del impulsor en bombas verticales; se expresa en Psig y viene dado por:

$$CHD = \frac{S_G}{2.307} (L_4 - L_3) - \dots - 14$$

Para el caso especial de boquillas de entrada ahogadas el nivel L_4 deberá referirse a la altura máxima del líquido en el equipo.

18.- Perdidas en Orificio: Aplica en aquellos casos en que se tengan orificios para la medición de flujo, generalmente la Caída de Presión en estos accesorios es de **1 a 2 Psi**.

19: Presión Total Fija: Es la suma de la presión Terminal máxima más la columna hidrostática más las pérdidas por presión en el orificio, es decir:

$$19 = 16 + 17 + 18 - \dots - 15$$



Se expresa en Psig.

20, 21.- Caidas de Presión en Equipo En estos puntos deberán incluirse las caidas de presión que se tienen en los diferentes equipos a través de la ruta crítica en la descarga.

22.- Perdidas por Fricción en la Línea: Estas perdidas serán el total de las caidas de presión en cada tramo (porción de tubería en la que el diámetro interior d_i y el gasto Q son constantes) de la ruta crítica de la descarga. Para cada tramo es necesario aplicar los siguientes pasos:

1. - registrar en la hoja de Cálculo su diámetro nominal " d ".
2. - Registrar ahí mismo la longitud total de tubería ($L_T = L_{TUB} + L_{ACC}$)
3. - Calcular la Caída de Presión por cada 100 pies de longitud ya corregida por viscosidad $(\Delta P_{100})_C$ y para corrección por viscosidad al Instituto de Hidráulica: El Cálculo de la $(\Delta P_{100})_C$ deberá efectuarse con el gasto a condiciones de flujo usando las formulas del apéndice al final de la tesis.

Por ultimo registrar estos valores en la hoja de cálculo.

4. - Calcular la Caída de Presión correspondiente a un tramo de tubería con diámetro interior y gastos constante:

Incluir estos valores en la hoja de cálculo

5. - Por ultimo calcular las Pérdidas Totales de Presión en la ruta crítica de descarga:

Este valor deberá indicarse en Psi en la hoja de cálculo.

23.- Pérdidas Totales Variables: Se refiere a las pérdidas de presión a condiciones normales de operación, ocasionadas por las pérdidas por fricción y equipos:

$$23 = 20 + 21 + 22 \text{ -----} 16$$

Se expresa en Psi.

24.- Pérdidas Totales Variables: Se refiere a las pérdidas de presión a condiciones de diseño, ocasionadas por las pérdidas por fricción y equipos, se puede calcular de las siguientes maneras:

$$24 = 23 * (F.S.)^2 \text{ -----} 17$$

Se expresa en Psi.

25.- Perdidas Totales: Es la suma de las pérdidas totales variables y la presión total fija a condiciones normales:

$$25 = 19 + 23 \text{ -----} 18$$

Se expresa en Psi.

26.- Perdidas Totales: Es la suma de la presión total fija y las pérdidas totales variables a condiciones de diseño.

$$26 = 19 + 24 \text{ -----} 19$$

Se expresa en Psi.



27.- Caída de Presión Mínima en la Válvula de Control: Para obtener la Caída de Presión mínima en la válvula de control a condiciones de diseño se propone la siguiente igualdad:

$$27 = 0.54 * 24 - 20$$

Nota: en caso de que el valor aquí obtenido sea menor de 5 Psi, se usara para él cálculo 5 Psi.

En caso contrario si el valor aquí obtenido es mayor de 25 Psi se deberá consultar al jefe del grupo de proceso.

28.- Presión Diferencial: Este Cálculo aplica para las condiciones de diseño y normales y no es otra cosa que la diferencia que existe entre las perdidas totales y la Caída de Presión mínima en la válvula de control respecto a la presión de succión a la capacidad de diseño:

$$28 = 26 + 27 - 14 - 21$$

Se expresa en Psi.

29.- Presión Diferencial con Aproximación: Este Cálculo se aplica para las condiciones de diseño y normales. Consiste en convertir a pies la presión diferencial **28** y aproximar este valor al múltiplo de 5 a 10 más próximo, ejemplo; Para una presión diferencial de 132 pies el valor que deberá indicarse en la hoja es de 135.

30.- Presión de Descarga: Es la presión que se requiere desarrollar la bomba para vencer todas las pérdidas de la descarga. Se calcula como:

$$30 = 29 + 13 - 22$$

31.- Presión de Descarga de Diseño: Es la presión que se requiere desarrollar la bomba para vencer todas las pérdidas de presión tenidas en la descarga a condiciones de diseño. Viene dada por:

$$31 = 29 + 14 - 23$$

Se expresa en Psig

32.- Válvula de Control: En este punto se calcula la Caída de Presión de la válvula de control a condiciones de flujo, se expresa en Psig y viene dada por:

$$32 = 30 - 25 - 24$$

Nota: este valor siempre debe ser mayor que el obtenido en **27** y no debe salir del rango comprendido entre 5 y 25 Psi.

40. - Cálculo del NPSH (aplica únicamente en bombas horizontales o bombas verticales que succionan fuera del tanque, en cuyo caso se referirá a la boquilla de entrada al cuerpo de la bomba).

33.- Presión en el Recipiente: Se refiere a la presión mínima bajo la cual opera el recipiente del que succiona la bomba y equivale al punto 1 de condiciones de la succión solo que expresado en Psia.



34.- Nivel Mínimo de Operación: Se trata de L_1 o sea el nivel de la boquilla de salida o el nivel mínimo de operación del recipiente en la succión referidos a NPT, se expresa en pies.

35.- Elevación Boquilla de Succión: Como su nombre lo indica es el nivel referido al NPT que alcanza la boquilla de succión en bombas horizontales o en boquilla de entrada al cuerpo de la bomba en bombas verticales enlatadas. Se expresa en pies.

36.- Presión Disponible: Es la presión total disponible en la succión de la bomba, expresada en pies:

$$36 = 33 - 41 + 40 - 35 - - - - - 25$$

37.- Pérdidas por Fricción a la Capacidad de Diseño de la Bomba: Es la equivalencia en pies de las pérdidas por fricción a condiciones de diseño indicado en el *punto 10* de condiciones de la succión.

38.- Pérdidas en Equipo a la Capacidad de Diseño de la Bomba: Es la equivalencia en pies de las pérdidas en equipo a condiciones de diseño indicada en el *punto 12* de condiciones de succión.

39.- NPSH Disponible: En este punto se calcula la **Cabeza Neta Positiva de Succión** de que se dispone, se expresa en pies y debe ser siempre positivo:

$$39 = 36 - 37 - 38 - - - - - 26$$

Estimación de la Potencia al Freno

$$BHP = \frac{Q \cdot \Delta H \cdot S_G}{3960 \cdot \eta} - - - - - 27$$

ΔH = Presión diferencial = $P_D - P_S$ en pies = 28 de la hoja de Cálculo

η = Eficiencia de la bomba, en fracción. (Generalmente estimada)

Notas:

1.- Es importante hacer notar que si la viscosidad del fluido a las condiciones de bombeo esta dentro del siguiente rango:

Y la bomba seleccionada es centrífuga, es necesario hacer correcciones en los resultados obtenidos anteriormente. (Consultar Instituto de Hidráulica).

Ahora bien, si la viscosidad es menor a 4 CS y se utiliza bomba centrífuga no hay necesidad de hacer correcciones y si la viscosidad es mayor de 3 300 CS este fluido no podrá manejarse por medio de una bomba centrífuga.

2. - La selección del diámetro de las líneas debe hacerse por medio del procedimiento descrito en el procedimiento de línea a una fase tomando en cuenta las recomendaciones de velocidades y caídas de presión para fluidos, anexas en el apéndice de este procedimiento.



4.5 Ejemplo del Procedimiento de Bombas:

Se desea calcular el sistema de bombeo en el que se encuentra incluida la bomba P-108 A/B (bomba de transferencia de ácido sulfúrico) la cual se localiza en el área de almacenamiento de una planta de productos químicos:

Personal del departamento de tuberías dibujo el isométrico de este sistema. Después de revisar que cumpliera con los requisitos que se indican en la figura 26 de este procedimiento, el isométrico fue pegado en la hoja de cálculos que se muestra en la tabla 27.

Debido a que se cuenta con 2 rutas de descarga en el sistema, es necesario determinar cual de ellas es la ruta crítica; con este fin, se hará una comparación rápida en ambas rutas a partir del punto en que la línea de 2 pulg. Se bifurca en 2 líneas de 1-1/2 pulg. Cada una. (Ver figura 8 de este Procedimiento).

Característica	RUTA A T-138	RUTA A T-102
Máxima elevación medida respecto. a Nivel de boquilla de descarga	15 pies	13 pies
Existencia de válvula de control en la ruta	Si	no
Existencia de equipos en la ruta	no	no
Presión Terminal de descarga, psig	15	5
$(\Delta P_{100})_c \frac{psi}{100 ft}$	1.67	0.36
Longitud de tubería recta, ft	191	86
Longitud equivalente, ft	54	29
Longitud total, ft	245	115

Donde la longitud equivalente correspondiente a cada tramo en la descarga fue obtenida de la siguiente manera:



Tramo A T-138 (d= - 1- 1/2")

Accesorio	No.	Leg.pies(D/d) ⁴	No. * leg. pies
Contracción (2" * 1-1/2")	1	2.20	2.20
Codo 90 ^o	7	3.75	26.25
Te recta	2	2.70	5.40
Contracción (1-1/2" x 1")	1	2.00*5.5488	11.0976
Expansión (1-1/2" x 1")	1	3.40*5.5488	18.8659
Válvula de compuerta	2	1.70	3.40
Salida de tubería	1	9.90	9.90

Longitud equivalente del tramo a T-138 = 77.11 = 77 pies

Tramo a T-102 (d= - 1- 1/2")

Accesorio	No.	K (Leg. pies)	No. * leg. pies
Contracción (2" * 1-1/2")	1	1.6	2.20
Codo 90 ^o	4	3.75	15.00
Válvula de compuerta	1	1.70	1.70
Salida de tubería	1	9.90	9.90

Longitud equivalente del tramo T-102 = 28.2 = 28 pies

*Todos los valores anteriores de **K (Leg)** fueron obtenidos en base a la tabla No. 30 (hoja 142) al final de este procedimiento.

De la comparación de ambas rutas, se nota que la que va a T-138 involucra condiciones más adversas que la que va a T-102. Debido a esto, esta ruta (a T-138) es la crítica, y en base a ella se calculara la bomba.

Datos de la Bomba

Del diagrama de flujo correspondiente a la bomba **P-108-A/B** se obtuvieron los siguientes datos:

Temperatura de operación = 104^oF

Flujo volumétrico en la succión = 23 gpm

Flujos volumétricos en la descarga:

Tramo común de 2" = 23 gpm

Ramal a T-138 = 16 gpm

Ramal a T-102 = 7 gpm



Del libro de propiedades físicas, se obtuvo que:

Densidad relativa a temperatura. De operación = 1.83

Viscosidad absoluta a temperatura. De operación = 3 cp

Como en la mayoría de los casos, se convino con el cliente que el factor de seguridad (Fs) sea de 1.10.

Cálculo de las condiciones de la Succión.

1 La presión inicial mínima en T-112 es de 0 Psig (tanque atmosférico.) Valor que se obtuvo de la hoja de datos de este tanque.

7 La columna hidrostática para bombas centrifugas esta dada por:

$$CHS = \frac{Sg}{2.307}(L_1 - L_2)$$

Donde L_1 es el nivel mínimo del controlador del equipo

Del isométrico que se incluye en la hoja de cálculos, se obtiene que:

$L_1 = 2.50$ pies de fluido

$L_2 = 1.50$ pies de fluido

Por lo tanto:
$$CHS = \frac{1.83}{2.307}(2.5 - 1.5) = 0.79 PSI$$

8 Presión Inicial = Presión Inicial Mínima + CHS = 1 + 7

Presión inicial = 0 Psig + 0.79 Psi = 0.79 Psig

9 Perdidas por Fricción

Se tiene una línea de 2" de diámetro nominal para la succión de las bombas P-108 A/B



Accesorio	No:	L_{eq}	No. (L_e)
Entra a tubería	1	6.20	6.20
Válvula de compuerta	1	2.20	2.20
Te recta	1	3.50	3.50
Contracción (2" * 1")	1	2.00 * 14.5	29.00
Codo de 90°	1	5.00	5.00

Longitud equivalente de la succión = 45.90 = 46 ft

(Todos los valores de longitud equivalente para cada accesorio (L_{eq}) fueron obtenidos de la Tabla No. 20 del apéndice y corresponden a un diámetro nominal de 2 pulg.

Del isométrico se obtiene que la longitud de tubería recta en la succión sea de 17 Pies.

En consecuencia:

$$L_T = L_{TUB} + L_{AC} = 17 + 46 = 63 \text{ Pies}$$

De la Tabla 20 (Ver Apéndice) se obtiene que el Numero de Reynolds es mayor a 3,000 para un diámetro nominal de 2", un gasto de 23 GPM y una SG =1.83. De la misma Tabla para estas mismas condiciones se obtiene que $(\Delta P_{100})_C$ es de:

$$(\Delta P_{100})_C \frac{0.0216 * f * \rho * Q^2}{d^5} * 1.2 = 1.14 \text{ PSI}$$

1.15 psi/100 o por la ecuación de Darcy es de:

$$\left(\frac{v}{S_G} \right) = \frac{3}{1.83} = 1.64 * CS$$

(Nota: debido a que $\left(\frac{v}{S_G} \right) = \frac{3}{1.83} = 1.64 * CS$ esta en el rango entre 0.40 y 2.00 cs, no es necesario entrar a la grafica de corrección por viscosidad, ya que $F_\mu = 1.0$ en dicho rango).

La caída por presión correspondiente al tramo de 2" en la succión es de:

$$\Delta P_T = (\Delta P_{100})_C \left(\frac{L_T}{100} \right) = 1.15 \left(\frac{63}{100} \right) = 0.72 \text{ PSI}$$

Debido a que toda la succión es de 2" de diámetro, se tiene que:

$$\Delta P_T = \sum \Delta P_i = 0.72 \text{ PSI}$$



11 Perdidas en Equipos

El único equipo localizado en la succión es un filtro "y". Debido a que este tipo de equipos no tiene una Hoja de datos, es Necesario obtener su Caída de Presión (para 23 gpm) a partir de graficas del fabricante.

De esta manera, se obtiene que:

$$\Delta P = 0.18 \text{ psi}$$

En caso de no disponer de la información requerida para estimar la Caída de Presión en el filtro, se recomienda utilizar un valor de 0.25 Psi.

13 Presión de Succión

Tal y como la indica la hoja de cálculos:

$$13 = 1 + 7 - 9 - 11 = 0 + 0.79 - 0.72 - 0.18 = 0.01 \text{ psig}$$

10 Perdidas por Fricción a la Capacidad de Diseño de la Bomba = $9 * (F.S.)^2$.

Por lo tanto:

$$10 = 0.72 * (1.10)^2 = 0.88 \text{ psi}$$

12 Perdidas en Equipo a la Capacidad de Diseño de la Bomba = $11 * (F.S.)^2$

Por lo tanto:

$$12 = (0.18) * (1.10)^2 = 0.22 \text{ psi}$$

14 Presión de Succión a la Capacidad de Diseño = $14 = 1 + 7 - 10 - 12$

Por lo tanto:

$$14 = 0.79 \text{ psig} - 0.88 \text{ psi} - 0.22 \text{ psi} = -0.31 \text{ psig}$$



Cálculo de las Condiciones de la Descarga:

16 Presión Terminal Máxima 15 Psig
(Este valor fue obtenido de la hoja de datos del recipiente T-138)

17 Columna Hidrostática de la Descarga = **Chd**

$$CHD = \frac{S_G}{2.307} (L_4 - L_3)$$

Del isométrico que se incluye en la hoja de cálculos, se obtiene que;

$$L_4 - 2.66 \text{ ft} + 15 \text{ ft} - 15 \text{ ft} + 13 \text{ ft} + 2 \text{ ft} - 12 \text{ ft} + 8 \text{ ft} = 13.66 \text{ ft de fluido}$$

$$L_3 = 2,66 \text{ ft de fluido}$$

Por lo tanto,

$$CHD = \frac{1.83}{2.307} (13.66 - 2.66) = 8.73 \text{ PSI}$$

18 Perdidas del Orificio

En la ruta a T-138 no existe ningún orificio; por lo tanto:

$$18 = 0 \text{ psi}$$

19 Presión Total Fija

$$19 = 16 + 17 + 18 = 15 + 8.73 + 0 = 23.73$$

Debido a que en el sistema bajo consideración no existen hornos, cambiadores de calor ni ningún otro equipo, se tiene que:

$$20 = 21 = 0 \text{ psi}$$

22 Perdidas Por Fricción En La Línea

Análisis del tramo de 2 pulg. :

Del isométrico se obtiene que la longitud de tubería recta en $L_{\text{tub}} = 143 \text{ ft}$



Tramo común (d = 2")

Accesorios	No. (d/d) ⁴	Leq. pies	No.*Leq. pies
Expansión (2" x 1")	1 15.07	3.40	51.25
Te recta	1	3.50	3.50
Válvula de retención(check)	1	23.00	23.00
válvula de compuerta	1	2.20	2.20
Codo de 90°	4	5.00	20.00
Te ramal	1	10.40	10.40

Lac = long. Equiv. de acc = 110.35 = 100 pies

En consecuencia:

Lt = Ltub + Lac = 143 + 110 = 253 pies

Ya se había obtenido (Cálculo de la succión) que $(\Delta P_{100})_c = 0.95$ Psi para un gasto de 23 gpm una SG de 1.83 y un diámetro nominal de 2 pulg. Condiciones para las cuales existe flujo turbulento y no hay necesidad de hacer corrección por viscosidad.

Para el tramo de 2" y gasto de 23 gpm se tiene que:

$$\Delta P_T = (\Delta P_{100})_c \left(\frac{L_T}{100} \right) = 1.15 \left(\frac{253}{100} \right) = 2.88 \text{ PSI}$$

Análisis del tramo de 1-1/2 pulg. a T-138

Durante la selección de la ruta crítica de la descarga, se obtuvo que:

$(\Delta P_{100})_c = 1.67$ PSI para un gasto de 16 gpm y un diámetro nominal de 1 1/2".

L_T = 268 pies (L_{tub} = 191 ft y Lac = 77 ft)

Por lo tanto:

$$\Delta P_{T_T} = (\Delta P_{100})_c * \left(\frac{L_T}{100} \right) = 2 \text{ PSI} \left(\frac{268}{100} \right)$$

$\Delta P_T = 5.36 \text{ PSI}$



En consecuencia:

$$\Delta P_7 = \Delta P_7 = 2.88 + 5.36 = 8.24 \text{ PSI} = 22$$

23 Perdidas Totales Variables

$$23 = 20 + 21 + 22 = 0 + 8.24 \text{ Psi}$$

25 Perdidas Totales

$$25 = 19 + 23 = 8.24 + 23.73 = 31.97 \text{ Psi}$$

$$24 = \text{Perdidas Totales Variables} = 23 * (F.S)^2$$

$$24 = 8.24 * (1.10)^2 = 9.97 \text{ Psi}$$

$$26 = \text{Perdidas Totales} = 19 + 24$$

$$26 = 23.73 + 9.97 = 33.70 \text{ PSI}$$

$$27 = \Delta P_{\text{min Válvula de control}} = 0.54 * 24$$

$$27 = 5.38 \text{ Psi}$$

$$28 = \text{Presión Diferencial} = 26 + 27 - 14$$

$$28 = 33.70 + 5.38 - 0.00 = 39.08 \text{ Psi}$$

29 = Presión Diferencial con Aproximación de 5 Pies:

$$29 = \frac{28 * 2.307}{S_G} = \frac{39.08 * 2.307}{1.83} = 49.26 \text{ pies de fluido}$$

El múltiplo de 5 más cercano y que es superior a 49.26 pies es 50 pies, por lo tanto:

$$29 = 50 \text{ pies} * \frac{1.83}{2.307} = 39.66 \text{ Psi}$$



31 = Presión de Descarga de Diseño:

$$31 = 29 + 14 = 39.66 - 0.31 = 39.35 \text{ Psig}$$

30 = Presión de Descarga de Normal:

$$30 = \frac{29 * S_g}{2.307} + 13 = 39.66 - 0.01 = 39.65 \text{ Psig}$$

32 = ΔP Válvula de Control:

$$32 = 30 - 25 = 39.65 - 31.97 = 7.68 \text{ Psi}$$

$$\Delta P \text{ Válvula De Control (Diseño)} = 31 - 26 = 39.66 - 33.70 = 5.96 \text{ Psi}$$

Cálculo del NPSH

$$2 = \text{Presión en el Recipiente (T-112)} = 1 + 14.70 = 14.70 \text{ Psia}$$

$$2 = 2 \frac{2.307}{1.83} = \frac{14.7 * 2.307}{1.83} = 18.53 \text{ Pies de Fluido}$$

$$3 = \text{Presión de Vapor En La Succión} = 0 \text{ Psia}$$

$$3 = 3 \frac{2.307}{1.83} = 0.0 \text{ Pies de Fluido}$$

(Valor tomado del libro de propiedades que forma parte de La Ingeniería Básica del proyecto)

$$40 = \text{Nivel Mínimo de Operación} = L_1 = 2.50 \text{ Pies De Fluido}$$

$$35 = \text{Elevación de La Boquilla de Succión} = 1.50 \text{ Pies de Fluido}$$

(Estos e últimos valores fueron obtenidos del isométrico.)

$$36 = \text{Presión Disponible} = 33 - 41 + 40 - 35 = 18.53 - 0 + 2.5 - 1.5 = 19.53 \text{ Pies de Fluido}$$

$$37 = \text{Perdidas por Fricción a La Capacidad de Diseño de la Bomba}$$



$$37 = 10 \frac{2.307}{1.83} = \frac{0.87 * 2.307}{1.83} = 1.1 \quad \text{Pies de Fluido}$$

38 = Perdidas en Equipo a La Capacidad de Diseño

$$38 = 10 \frac{2.307}{1.83} = \frac{0.22 * 2.307}{1.83} = 0.28 \quad \text{Pies de Fluido}$$

$$39 = \text{NPSH Disponible} = 36 - 37 - 38 = 19.53 - 1.10 - 0.28 = 18.3 \text{ Pies De Fluido}$$

Cálculo de La Potencia Al Freno:

Se Considera una Eficiencia del 55%

$$BHP = \frac{23 * 39.08 * 2.3067 * 1.83}{1.83 * 3960 * 0.55} = 0.95$$

Sumario de Formulas Requeridas para el Cálculo de Bombas Centrifugas:

Cálculo del Número de Reynolds:

$$R_E = \frac{50.6 * Q * \rho}{(d\mu)}$$

Cálculo del Factor de Fricción de Darcy

$$f = 8 \left[\left(\frac{8}{R_E} \right)^{12} + (A + B)^{-1.5} \right]^{1/12}$$

En donde:

$$A = \left[2.457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{R_E} \right)^{0.9} + 0.27 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)} \right]^{16}$$

$$B = \left(\frac{37530}{R_E} \right)^{16}$$

Cálculo de La Caída de Presión:

$$\Delta P_{100} = \frac{0.0216}{d^5} * f * Q * \rho$$



Corrección por Incrustación:

$$(\Delta P_{100})_C = \Delta P_{100} * 1.2$$

Longitud Total:

$$L_T = L_{tub} + \sum L_{eq}$$

Caída de Presión en Cada Tramo

$$\Delta P_i = (\Delta P_{100})_C * \frac{L_T}{100}$$

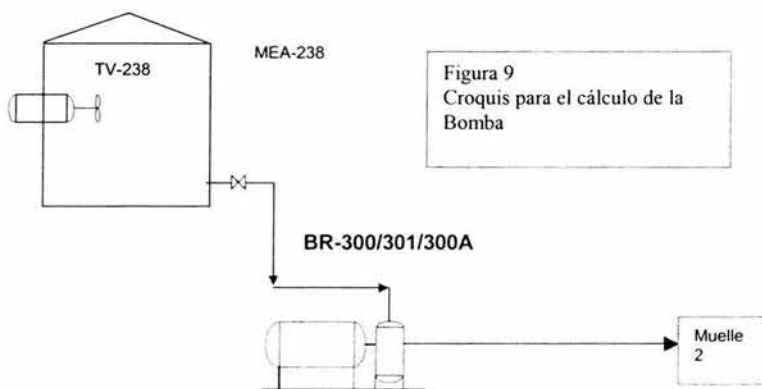
Caída de Presión Total

$$\Delta P_r = \sum \Delta P_r$$

Velocidad del Fluido

$$v = \frac{0.408 * Q}{d^2}$$

4.6 Memoria de Cálculo de la Bomba BR-300/301/300A



1) Datos Para efectuar el Cálculo de la Bomba:

Tag Bomba Br-300/301/303 A

Servicio

Envío de
asfalto Flux



Área	"MF"	No. Diagrama	A-302
		Simbología	Cantidad
Longitud tramo Recto Línea de Descarga		L_{TR0}	1235 FT
Temperatura del Fluido		T_f	356 ($^{\circ}$ F)
Gasto Volumétrico (Succión)		Q_S	1750 GPM
Gasto Volumétrico (Descarga)		Q_D	1750 GPM
Diámetro Estimado en la Succión		dis	13.25 pulg
Densidad del Flujo a T de bombeo		ρ	62.6496 Lb/ft ³
Viscosidad a T de Bombeo		ρ	33.4 cP
Rugosidad Absoluta de la Línea		e	0.00015 ft
Longitud Tramo Recto de la Línea de Succión		L_{TRS}	570 FT
Longitud Tramo Recto de la Línea de Descarga 1		L_{TRD1}	909 FT
Altura de la Succión		H_{SS}	0.82 ft
Altura de la Descarga		H_{SD}	27 ft
Presión Atmosférica		P_{ATM}	14.7 Psia
Presión de Llegada		P_2	10 Psig
Presión de Vapor		P_V	0.25 Psia
Diámetro estimado en la Descarga (Interno)		did	13.25 pulg
Presión en el Tanque		P_1	0 Psig
Eficiencia Estimada de la Bomba		N_B	0.65
Densidad Relativa		ρ_r	1.004

2) Cálculo de la Velocidad en las Líneas

Criterios del Cálculo en la línea:

Velocidad Recomendada: 1-4 ft/seg

ΔP Recomendada: 0.25 Psi/100 ft

a) Cálculo en la Succión

Para 14" diámetro nominal



$$v = \frac{0.408 * Q_s}{dis^2} = 0.408 \left(\frac{1750}{(13.25)^2} \right) = 4.06 \text{ ft / seg}$$

Para 16" diámetro nominal

$$v = \frac{0.408 * Q_s}{dis^2} = 0.408 \left(\frac{3500}{(15.25)^2} \right) = 6.14 \text{ ft / seg}$$

b) Cálculo en la Descarga

Criterios del Cálculo en la línea:

Velocidad Recomendada: 4-12 ft/seg

ΔP Recomendada: 0.25-1 Psi/100 ft

Para 14" diámetro nominal

$$v_2 = \frac{0.408 * Q_s}{dis^2} = 0.408 \left(\frac{1750}{(13.25)^2} \right) = 4.06 \text{ ft / seg}$$

Para 16" diámetro nominal

$$v_2 = \frac{0.408 * Q_s}{dis^2} = 0.408 \left(\frac{3500}{(15.25)^2} \right) = 6.14 \text{ ft / seg}$$

3) Cálculo de la Caída de la Presión

a) Cálculo del Numero de Reynolds

IV. Para 14" diámetro nominal

$$N_{RE} = 123.9 \frac{dv\rho}{\mu} = 12,523.49$$

V. Para 16" diámetro nominal

$Q_1=3500$ gpm

$$N_{RE} = 123.9 \frac{dv\rho}{\mu} = 21,762.13$$

VI. Para 14" diámetro nominal

$Q_1=1750$ gpm

$$N_{RE} = 123.9 \frac{dv\rho}{\mu} = 12,523.49$$

b) Cálculo de la Longitud Equivalente

Succión (Sección de 14")



N accesorios	Accesorios	K	KT
1	Entrada tubería	42	42
1	Válvula de Compuerta	156	156
1	Codo de 90°	35	35

233

Succión (Sección de 16")

N accesorios	Accesorios	K	KT
1	Válvula de Compuerta	190	190
1	"T" Recta	25	25
1	Codo de 45°	22	22

Descarga (Sección de 14")

N accesorios	Accesorios	K	KT
2	Codo de 90°	35	70
1	Válvula de Compuerta	15	15
2	Válvula Check	158	316

401

Descarga (Sección de 16")

N accesorios	Accesorios	K	KT
1	Válvula de Compuerta	17	17
3	"T" Recta	25	75
8	Codo de 45°	22	176
6	Codo de 90°	40	240

508

$$L_{ET} = L_{EACC} + L_{TR}$$

L_{EACC} = De tabla 30 "K" de equipos (Longitud Equivalente)

L_{ETS} = L_{EACC} + L_{ETS} =247+1041=1288= Longitud Equivalente Succión

L_{ETD} = L_{EACC} + L_{TRD} =423+1235=1658= longitud Equivalente Descarga

c) Cálculo del Factor de Fricción, Método Churchill

Ecuaciones Empleadas:



$$A = \left[2.457 \ln \left[\frac{1}{\left[\frac{7}{N_{RE}} \right]^{0.9} + 0.27 \left[\frac{\varepsilon}{d} \right]} \right] \right]^{16}$$

$$B = \left[\frac{37530}{N_{RE}} \right]^{16}$$

$$f = 8 * \left[\left[\frac{8}{N_{RE}} \right]^{12} + (A + B)^{-1.5} \right]^{1.12}$$

Línea de:	Diámetro	A	B	f
Succión	14	2.9784E+15	42,310,623	2.9433E-02
Succión	16	9.0873E+19	6121	2.56603E-02
Descarga	14	2.9784E+19	42,310,623	2.9433E-02
descarga	16	9.0873E+19	6121	2.5603E-02

d) Cálculo de la Caída de Presión

$$\Delta P_{100} = \frac{0.0216 f Q^2 \rho}{d^5}$$

Línea de:	Diámetro	ΔP_{100}
Succión	14	0.29868
Succión	16	0.5145
Descarga	14	0.2986
descarga	16	

IV. Pérdidas en la Línea

Succión

$$\Delta P_{FS} = \frac{L_{ETS} * \Delta P_{100}}{100}$$

$$\Delta H_{FS} = \frac{\Delta P_{FS}}{\rho_r} * 2.31$$

Descarga

$$\Delta P_{FD} = \frac{L_{ETD} * \Delta P_{100}}{100}$$

$$\Delta H_{FD} = \frac{\Delta P_{FD}}{\rho_r} * 2.31$$



Línea de:	ΔP_{FS}	ΔH_{FS}	ΔP_{FD}	ΔH_{FD}
Succión	0.7377	1.6974		
Succión	5.3566	12.3246		
Descarga			1.2634	2.9068
descarga			6.3549	14.62
TOTAL	6.09	14.02	7.618	17.5283
Unidades	Psi	ft	Psi	ft

4) Cálculo de la Carga Dinámica Total

A. Presión en el tanque (P1)= 0

$$H_1 = P_1 * \frac{2.31}{\rho} = 0$$

B. Presión en la Succión

$$H_s = H_1 + H_{SS} - \Delta H_{FS}$$

$$H_{SS} = 0.82$$

$$\Delta H_{FS} = 14.02$$

C. Cálculo de la Carga Dinámica Total:

$P_2 =$ Presión a la llegada= 10 lb/in² (presión necesaria) + 10 lb/in² en la garza + 10 lb/in² en el medidor masico.

$$H_2 = P_2 * \frac{2.31}{\rho} = 69 \text{ ft}$$

$$H_D = H_2 + H_{SD} + \Delta H_{FD} = 113.55 \text{ ft}$$

$$\Delta H = H_D - H_D = 126.75 \text{ ft}$$

Criterio del Departamento de Proceso por 1.2

$$\Delta H = 126.75 * 1.2 = 152.1 \text{ ft}$$

5) Cálculo de la Potencia de la Bomba

$$HHP = \frac{Q * \rho_r * \Delta H}{3960} = \frac{1750 * 1.004 * 152.1}{3960} = 67.48$$

Potencia de Freno de la Bomba

$$BHP = \frac{HHP}{\eta_B} = 103.82$$

Potencia Estimada de la Bomba: 125 HP



6) Cálculo del NPSH_D (Cabeza Neta Positiva de Succión) de la Bomba

$$P_{ABS} = P_1 + P_{ATM} = 0 + 14.7 = 14.7 \text{ Psia}$$

Recomendación del NPSH_D: $NPSH_D \geq NPSH_R + 2FT$

Se debe de evitar diseñar con varios valores de NPSH_D de 2 a 4 ft, ya que forzan al fabricante a ofrecer bombas sobradas que trabajen a baja capacidad

$$NPSH_D = (P_{abs} - P_v) * 2.31 + H_{SS} - \Delta H_{FS}$$

$$NPSH_D = \left(\frac{(14.7 * 0.25) * 2 - 31}{1.004} \right) + 0.82 - 17.528 = 16.53 \text{ ft}$$

7) Materiales de Construcción de Acuerdo al API-610 9^o edición y/o Norma de PEMEX de Bombas Centrifugas): **Material S-6.**

8) Nomenclatura

ΔH_{FS} = Perdidas por fricción en la línea de succión, ft

ΔH = Columna Diferencial, ft lb/lb

ΔP_{100} = Caída de Presión de la Línea en 100 ft

d_i = Diámetro Interno de la Línea, ft

ρ_r = Densidad Relativa, adimensional

N_{RE} = Numero de Reynolds, adimensional

d_1 = Diámetro Estimado en la Succión (Interno), pulg

d_2 = Diámetro Estimado en la Descarga (Interno), pulg

Q = Gasto, galones por minuto, gpm

V_1 = Velocidad en la línea de succión, ft

V_2 = Velocidad en la línea de Descarga, ft

L_{ETS} = Longitud Equivalente Total en la Succión, ft

L_{EACC} = Longitud Equivalente por accesorios, ft

L_{TR} = Longitud Tramo recto, ft

L_{ETD} = Longitud Equivalente Total en la Descarga, ft

H_D = Cabeza de Descarga, ft

H_S = Cabeza de Succión, ft

NPSH = Cabeza Neta Positiva de Succión, ft

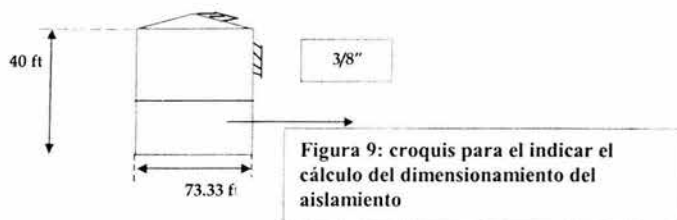
NPSH_D = Cabeza Neta Positiva de Succión disponible, ft

NPSH_R = Cabeza Neta Positiva de Succión Requerida, ft

BHP = Potencia de Freno Requerida, HP



5 Procedimiento de Cálculo para el dimensionamiento de Aislamiento para Tanques de Almacenamiento



Introducción

El aislamiento Térmico es un recubrimiento exterior de tuberías y equipos con material de baja conductividad térmica.

Los objetivos del aislamiento son:

- ❖ Mantener la Temperatura del Proceso
- ❖ Proteger al Personal
- ❖ Minimizar la Transferencia de Calor hacia o desde el medio ambiente.

Transferencia de Calor:

Son los tres mecanismos o maneras que utiliza el calor para transmitirse, estos se dan siempre en forma combinada y nunca por separado, sin embargo para su estudio se acostumbra en forma independiente, los mecanismos son:

- ❖ Conducción
- ❖ Convección
- ❖ Radiación

En ellos la Energía se transfiere siempre del medio de mayor temperatura al de menor temperatura.

Ecuaciones de Transferencia de Calor

Para Conducción:

$$Q_k = KA \frac{\Delta T}{e} \text{-----1} \quad \text{o} \quad q_k = k \frac{\Delta T}{e} \text{-----2}$$

Q_k = El flujo de Calor por Conducción, Watts

q_k = Es el flujo de Calor por Conducción y unidad de Área, Watts/m²



K = Conductividad Térmica del Material, $\text{watts/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

A = Área Transversal al Flujo de Calor, m^2

ΔT = Diferencia de Temperatura, $^\circ\text{C}$

e = Espesor del Material por donde fluye el calor, m

Para Convención:

$$Q_c = UA\Delta T \text{ ----3} \quad \text{o} \quad q_u = U\Delta T \text{ ----4}$$

Q_u = Flujo de calor por Convención, watts

q_u = Flujo de Calor por Confección y por unidad de área, watts/m^2

U = Coeficiente de Transferencia de Calor para la Convicción, $\text{watts/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

A = Área Transversal al flujo de Calor y que es igual al Área de la Superficie

ΔT = Diferencia de temperaturas, entre la Temperatura de superficie y la Temperatura característica del Fluido, $^\circ\text{C}$.

Para Radiación:

$$Q_r = 0.173 * 10^{-8} EA(T_1^4 - T_2^4) \text{ ----5} \quad \text{o} \quad Q_r = 0.173 * EA \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ ----6}$$

$$\text{o} \quad q_r = 0.173 * E \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ ----7}$$

En donde:

Q_r = Flujo de Calor por Radiación, Watts

q_r = Flujo de Calor por Radiación y por Unidad de área, watts/m^2

E = Es un factor menor que la Unidad que toma en cuenta los efectos de la distribución geométrica y de los cuerpos, no son emisores o receptores perfectos.

A = Superficie del Cuerpo Emisor, m^2

T_1 = Temperatura de Superficie del cuerpo considerado, $^\circ\text{C}$

T_2 = Temperatura Característica del Fluido, $^\circ\text{C}$

La constante $0.173 * 10^{-8}$, es la constante de Stefan-Boltzman, es el Valor considerado para el sistema Ingles, dada sus Unidades en $\text{Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{R}^4$ y el Sistema Internacional, es el Valor de $5.6697 * 10^{-8} \text{ w/m}^2 \text{ } \text{K}^4$.



Cálculo de la Temperatura de la Superficie:

$\frac{Q}{A} = CTE = Q$ --- 8 y las ecuaciones por convención, conducción y radiación, tenemos para el modelo de superficies planas se puede asentar la relación:

$$q = \frac{T_1 - T_2}{\frac{1}{h_i}} = \frac{T_2 - T_3}{\frac{C_1}{k_1}} = \frac{T_3 - T_4}{\frac{e_2}{k_2}} = \frac{T_4 - T_5}{\frac{1}{h_o}} \text{ --- 9}$$

$$q = \frac{T_1 - T_5}{\frac{1}{h_i} + \frac{C_1}{k_1} + \frac{e_2}{k_2} + \frac{1}{h_o}} \text{ --- 10}$$

De la ecuación 9:

$$q' = h_c(T_4 - T_5) \text{ --- 11}$$

Siendo:

$$h_c = h_e + h_r \text{ --- 12}$$

$$h_r = \frac{0.173\varepsilon \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_5}{100} \right)^4 \right]}{T_4 - T_5} \text{ --- 13}$$

T = en grados °R

$$h_c = 0.30(T_4 - T_5)^{1/4} \text{ muros Verticales --- 14}$$

h > 3 ft

$$h_c = 0.28(T_4 - T_5)^{1/4} \text{ muros Verticales --- 15}$$

h > 3 ft

$$h_c = 0.38(T_4 - T_5)^{1/4} \text{ muros Horizontales Arriba --- 16}$$

$$h_c = 0.20(T_4 - T_5)^{1/4} \text{ muros Horizontales Abajo --- 17}$$

$$h_c = 0.27 \left(\frac{T_4 - T_5}{DE} \right)^{1/4} \text{ muros Curvos, de } \leq 1' \text{ --- 18}$$

Para Calcular se aplica la ecuación 13, para calcular h_c se seleccionara la ecuación adecuada a la geometría, entre las ecuaciones 14 a 17, cabe mencionar que existen correlaciones más sofisticadas que incluyen la velocidad del viento, como en la siguiente ecuación:



$$h_c = \infty \left(\frac{T_4 - T_5}{2} \right)^{-0.181} (T_4 - T_5)^{0.266} \left(\frac{V + \beta}{\beta} \right)^{1/2} \text{-----19}$$

Como se puede apreciar, se disponen de las ecuaciones 10, 11, 13 y la correspondencia entre la 14 y la 17, se tiene como incógnitas la temperatura de superficie T_4 , el Coeficiente Externo que se involucra, la temperatura y el calor transferido a través del sistema. Lo que convierte el problema en un proceso iterativo, la solución mas objetiva y adecuada a los datos de que se dispone en el mercado, es la tubular auxiliada por la expresión grafica.

Procedimiento:

- 1) Se Suponen varias Temperaturas de superficie T_4 , iniciando con una temperatura un poco mayor a la ambiente (*4 o 5 grados pueden ser adecuados*).
- 2) Se calcula el coeficiente Externo (h_c) con la ecuación 13, y la del coeficiente de convección correspondiente calculando q' con la ecuación 11 para cada valor supuesto de T_4 .
- 3) Se calcula q con la ecuación 10 para cada (h_c) calculada en el punto anterior y para cada espesor del aislante (e_2) considerado.
- 4) Con la serie de valores obtenidos vaciados en forma tabular, se pueden construir las curvas correspondientes a la variación de q y q' con respecto a T_4 , teniendo como se muestra puntos de interacción entre las curvas que corresponderán al calor real transferido hasta la parte exterior del sistema de aislamiento y la temperatura de superficie correspondiente para cada espesor de aislante considerado.

Datos:

Temperatura Ambiente= 70°F

Altura del tanque: 40 ft

Diámetro del Tanque: 73.33 ft

Cálculo del Espesor Óptimo del Aislante para el Tanque de Almacenamiento de Asfalto Flux TV-238:

Objetivo:

Aislar Térmicamente a un recipiente de 73.33 ft de diámetro y 40 ft de altura, la temperatura de operación de 392°F (200°C), el coeficiente de película= $h_i = 20 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$, La Temperatura Ambiente Promedio Anual es de 70°F, el material del equipo es Acero al Carbón de 3/8" (0.03125 ft) de espesor con una conductividad Térmica $k_1 = 25 \text{ Btu/hr ft}^0\text{F}$, se usara como material de acabado Lamina de Hierro con un Coeficiente de Emisividad $e=0.8$ se dispone de fibra de vidrio aglutinada con una Conductividad Térmica de $0.46 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } ^0\text{F}$ (a 400°F).



Determinar el Espesor Optimo del aislante:

Datos:

$$h_1 = 20$$

$$C_1 = 0.03125$$

$$K_1 = 25 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}$$

$$k_2 = 0.46 \text{ Btu} \frac{\text{in}^* \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}}}{\text{ft}^2 \text{ hr} ^\circ\text{F}} = 0.03833 \frac{\text{Btu}}{\text{ft hr} ^\circ\text{F}}$$

1) Suponer varias Temperaturas T_4

$$\text{Temperatura Ambiente} = 70^\circ \text{F} + 460 = 530^\circ \text{R}$$

2) Cálculo de h_r con la ecuación 13 y h_c con la ecuación correspondiente que para este caso es:

$$h_c = 0.3(T_4 - T_s)^{0.25} \text{ -----14}$$

$$h_r = \frac{0.173 \varepsilon \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_s}{100} \right)^4 \right]}{T_4 - T_s} \text{ -----13}$$

$$h_r = \frac{0.173 * 0.8 \left[\left(\frac{547}{100} \right)^4 - \left(\frac{530}{100} \right)^4 \right]}{547 - 530} = 0.8646$$

$$h_c = 0.3(547 - 530)^{0.25} = 0.6091 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$h_e = h_r + h_c = 0.8646 + 0.6091 = 1.4737 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}$$

* Para $T_4 = 97^\circ\text{F}$, 557°R

$$h_r = \frac{0.173 * 0.8 \left[\left(\frac{557}{100} \right)^4 - \left(\frac{530}{100} \right)^4 \right]}{557 - 530} = 0.8893 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$h_e = 0.8893 + 0.6838 = 1.5731 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}$$

* $T_4 = 140^\circ\text{F} + 460 = 600^\circ\text{R}$

$$h_r = \frac{0.173 * 0.8 \left[\left(\frac{600}{100} \right)^4 - \left(\frac{530}{100} \right)^4 \right]}{600 - 530} = 1.0023 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$h_c = 0.3(600 - 530)^{0.25} = 0.8677 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$h_e = 1.0023 + 0.8677 = 1.87 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}$$

3) Cálculo de q con la ecuación 11 para cada Temperatura supuesta



$$q = 1.4737 (547-530) = 25.0529 \text{ Btu/ hr ft}^2$$

$$q = 1.5731 (557-530) = 42.4737 \text{ Btu/ hr ft}^2$$

$$q = 1.87 (600-530) = 130.9 \text{ Btu/ hr ft}^2$$

4) Cálculo de q con la ecuación 10 para cada h_e y cada e_2

Suponiendo $e_2 = 1", 1 \frac{1}{2}", 2", 2 \frac{1}{2}", 3" \text{ y } 3 \frac{1}{2}"$

Para $e_2 = 1" = 0.083 \text{ ft}$

$$q = \frac{T_1 - T_5}{\frac{1}{h_1} + \frac{C_1}{k_1} + \frac{e_2}{k_2} + \frac{1}{h_0}}$$

$$T_4 = 70^\circ\text{F} \quad h_e = 1.4737$$

$$q = \frac{392 - 70}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 111.15 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 87^\circ\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 87}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 105.28 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 97^\circ\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 97}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.5731}} = 103.36 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 140^\circ\text{F} \quad h_e = 1.87$$

$$q = \frac{392 - 140}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.87}} = 91.53 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

Para $e_2 = 1 \frac{1}{5}" = 0.125 \text{ ft}$

$$T_4 = 70^\circ\text{F} \quad h_e = 1.4737$$

$$q = \frac{392 - 70}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.125}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 80.63 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 87^\circ\text{F} \quad h_e = 1.5731$$



$$q = \frac{392 - 87}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.125}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 76.37 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 97^\circ\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 97}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.125}{0.0383} + \frac{1}{1.5731}} = 74.67 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 140^\circ\text{F} \quad h_e = 1.87$$

$$q = \frac{392 - 140}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.125}{0.0383} + \frac{1}{1.87}} = 65.45 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$\text{Para } e_2 = 2'' = 0.1666 \text{ ft}$$

$$T_4 = 70^\circ\text{F} \quad h_e = 1.4737$$

$$q = \frac{392 - 70}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.1666}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 63.36 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 87^\circ\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 87}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.1666}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 60 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 97^\circ\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 97}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.1666}{0.0383} + \frac{1}{1.5731}} = 58.54 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 140^\circ\text{F} \quad h_e = 1.87$$

$$q = \frac{392 - 140}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.1666}{0.0383} + \frac{1}{1.87}} = 51.03 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$\text{Para } e_2 = 2 \frac{1}{2}'' = 0.2083 \text{ ft}$$

$$T_4 = 70^\circ\text{F} \quad h_e = 1.4737$$



$$q = \frac{392 - 70}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.2083}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 52.19 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 87^{\circ}\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 87}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.2083}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 49.3 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 97^{\circ}\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 97}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.2083}{0.0383} + \frac{1}{1.5731}} = 48.15 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 140^{\circ}\text{F} \quad h_e = 1.87$$

$$q = \frac{392 - 140}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.2083}{0.0383} + \frac{1}{1.87}} = 41.82 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

Para $e_2 = 3'' = 0.25 \text{ ft}$

$$T_4 = 70^{\circ}\text{F} \quad h_e = 1.4737$$

$$q = \frac{392 - 70}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.25}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 44.36 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 87^{\circ}\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 87}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.25}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 42.02 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 97^{\circ}\text{F} \quad h_e = 1.5731$$

$$q = \frac{392 - 97}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.25}{0.0383} + \frac{1}{1.5731}} = 40.89 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$$T_4 = 140^{\circ}\text{F} \quad h_e = 1.87$$



$$q = \frac{392 - 140}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.25}{0.0383} + \frac{1}{1.87}} = 35.42 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

Para $e_2 = 3 \frac{1}{2}'' = 0.29166 \text{ ft}$

$T_4 = 70^\circ\text{F}$ $h_e = 1.4737$

$$q = \frac{392 - 70}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.29166}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 38.58 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$T_4 = 87^\circ\text{F}$ $h_e = 1.5731$

$$q = \frac{392 - 87}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.29166}{0.0383} + \frac{1}{1.4737}} = 36.54 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$T_4 = 97^\circ\text{F}$ $h_e = 1.5731$

$$q = \frac{392 - 97}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.29166}{0.0383} + \frac{1}{1.5731}} = 35.53 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

$T_4 = 140^\circ\text{F}$ $h_e = 1.87$

$$q = \frac{392 - 140}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.29166}{0.0383} + \frac{1}{1.87}} = 30.72 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

Con los valores obtenidos graficamos q contra la Temperatura

T4	hr	hc	he	E=1"	E=1.5"	E=2"	E=2.5"	E=3"	E=3.5"	q'	qc
87	0.866	0.6091	1.4737	105.28	76.37	60	49.43	42.02	36.54	25.05	105.15
97	0.889	0.6838	1.5731	103.36	74.67	58.54	48.15	40.89	35.53	42.47	103.36
140	1.002	0.8677	1.87	91.53	65.45	51.03	41.82	35.42	30.72	130.9	91.53

5) Suponer una T

Calcular hr

Suponer $120^\circ\text{F} + 460 = 580^\circ\text{R}$

$$h_c = 0.3(T_4 - T_s)^{0.25} = 0.3(580 - 530)^{0.25} = 0.7977$$



$$h_r = \frac{0.173 * 0.8 \left[\left(\frac{580}{100} \right)^4 - \left(\frac{530}{100} \right)^4 \right]}{580 - 530} = 0.9483$$

$$h_e = 0.7977 + 0.9483 = 1.746 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr}^0\text{F}$$

$$q' = h_e (T_4 - T_5) = 1.746(580 - 530) = 87.3 \text{ Btu / hrft}^2$$

6) Cálculo de q con Aislamiento (e_2)

120°F, 1"

$$q = \frac{322}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.746}} = 115 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

120°F, 1 1/2"

$$q = \frac{322}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.746}} = 82.85 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

120°F, 2"

$$q = \frac{322}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.746}} = 64.72 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

120°F, 2 1/2"

$$q = \frac{322}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.746}} = 53.115 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

120°F, 3"

$$q = \frac{322}{\frac{1}{20} + \frac{0.03125}{25} + \frac{0.083}{0.0383} + \frac{1}{1.746}} = 45.03 \text{ Btu / hrft}^2 \text{ F}$$

7) Costos Fijos

$$CF = I_a (I + F) B$$

En donde:

$I_a = 15\,000\$/\text{ft}^2$ por pulgada; $F = 75\%$ Siempre.



$$CF = 15000(1 + 0.75)B$$

$$B = R + M \quad \text{Con el 60 \% Semestral en 3 años}$$

$$R = \frac{0.6}{1 - (1 + 0.6)^{-6}} \therefore R = 0.638$$

$$M = 0.03$$

$$B = 2(0.638) + 0.03 = 1.306 \text{ Costos Anuales como es en 6 meses, anual se multiplica por 2}$$

$$1^{\text{a}} CF = 15000(1 + 0.75)(1.306) = \$34282.50$$

$$1.5^{\text{a}} CF = 22500(1 + 0.75)(1.306) = \$51,423.70$$

$$2^{\text{a}} CF = 30000(1 + 0.75)(1.306) = \$68,565$$

$$2.5^{\text{a}} CF = 37500(1 + 0.75)(1.306) = \$85,706.25$$

$$3^{\text{a}} CF = 45000(1 + 0.75)(1.306) = \$137,130$$

Ejemplos:

$$15,000 \frac{\$}{ft^2} * \frac{1}{lin} * 1.5'' = 22,500$$

$$15,000 \frac{\$}{ft^2} * \frac{1}{lin} * 3'' = 45,000$$

8) Costos de Operación

$$C_{op} = q(\Theta)(N)$$

$$N = a(1 + r)^t Fe$$

$$Fe = \frac{1}{E_f} = \frac{1}{0.85} = 1.176 \quad \text{Factor de eficiencia del sistema de generación de Energía}$$

Térmica.

$$r = 1.1758$$

$$a = 13,315 \frac{\$}{Mkcal} * \frac{Mkcal}{10^6 kcal} = 0.01331503 \frac{\$}{kcal}$$

$$N = 0.01331503(1 + 1.176)^3 (1.1776) = 0.1612819$$

$$\Theta = 24hrs * 330días = 7920hrs$$



1"	$C_{OP} = 116.95(7920)(0.1612819) = 149,389.39$
1 1/2"	$C_{OP} = 82.96(7920)(0.1612819) = 105,969.17$
2"	$C_{OP} = 65.23(7920)(0.1612819) = 83,321.71$
2 1/2"	$C_{OP} = 53.43(7920)(0.1612819) = 68,248.95$
3"	$C_{OP} = 45.26(7920)(0.1612819) = 57,812.98$
1"	$CT = C_F + C_{OP} = 34,287.50 + 149,389.39 = 183,677$
1.5"	$CT = C_F + C_{OP} = 51,423.7 + 105,321.71 = 156,745$
2"	$CT = C_F + C_{OP} = 68,565 + 83,321.71 = 151,887$
2.5"	$CT = C_F + C_{OP} = 85,706.25 + 68,248.95 = 153,955$
3"	$CT = C_F + C_{OP} = 137,130 + 57,812.98 = 194,943$

Para Obtener el espesor Optimo Graficamos los Costos contra el Espesor del Aislamiento, que nos da el resultado de 2 pulgadas (ver el anexo Grafica 32 hoja 147).

6 Cálculo del Serpentin de Calentamiento

Planta: Refinería “Madero, Tamps.”

Servicio: Almacenamiento de Asfalto

Clave: TV-236/237 (30,000 Barriles)

1) Condiciones de Operación

Fluido a calentar	Asfalto Flux		
Fluido de calentamiento	Aceite Térmico		
Material de la Tubería	Acero al Carbón		
Temperatura Operación	(Ti)	200°C	392°F
Temperatura Ambiente Normal	(Ta)	21.1°C	70°F
Temperatura Ambiente Minima	(Tm)	21.0°C	69.80°F
Densidad Asfalto @ 60°C		1004.5 kg/m ³	62.65 lb/ft ³
Gravedad especifica		0.879	
Densidad	ρ	882.116kg/m ³	55.069 lb/ft ³
Viscosidad	μ	33.4 cP	
Capacidad del Tanque		8,745 m ³	308,735 ft ³



Diámetro del Tanque	D	30.48 m	100 ft
Velocidad del Viento		0 km/hr	0 millas/hr
Emisividad Superficie no Aislada		0.9	
Cond. Term. del piso			0.8 Btu/hr ft ² /ft
Coeficiente Global Trans. Calor sist. Cal. Vapor Crudo U _s	U _s min		25 Btu/hr ft ² /ft
Coeficiente Global Trans. Calor sist. Cal. Vapor Crudo U _s	U _s max		55 Btu/hr ft ² /ft

2) Consideraciones

- ✓ Se considera para la estimación del Serpentin de Calentamiento que las Propiedades son exclusivamente del crudo.
- ✓ Se tomara en cuenta las pérdidas de calor por Radiación hacia la atmósfera como principal aportación para el cálculo del serpentin.
- ✓ Se considera el caso de un tanque sin aislamiento y que la resistencia de la película de líquido a la transferencia de calor es despreciable.
- ✓ El Coeficiente Global para Transferencia de Calor para un sistema de calentamiento de Vapor-Crudo es de U_s = 25 a 55 Btu/hrft² °F, Ernest Ludwing Volumen III Pagina 62 "Chemical & Petrochemicals Plant Design", Bases de Diseño.
- ✓ Cuando opere el serpentin deberán estar en operación los agitadores para el buen funcionamiento de los Coeficientes de Transferencia de Calor.

3) Análisis Térmico

$$h_p = 0.296(T_i - T_a)^{0.25} * (1.28V + 1)^{0.5} + 0.174E \left[\frac{\left[\left(\frac{T_i + 460}{T_a + 460} \right)^4 - \left(\frac{T_a + 460}{T_i + 460} \right)^4 \right]}{(T_i - T_a)} \right] 3.432237109 \text{ Btu/hr}$$

Donde:

h_p = Coeficiente Externo de Película de aire, Btu/hr

T_i = Temperatura Operación, °F

T_a = Temperatura Ambiente, °F

V = Velocidad del Viento, millas/hr

E = Emisividad

A_E = Área Envolvente Humedad

D = Diámetro Nominal del tanque, ft

H = Altura Máxima del Nivel de Líquido en el Tanque, ft



q_p = Calor Perdido el suelo, Btu/hrft²

k_p = Conductividad Térmica del Piso, Btu/hr ft² °F/ft

Ecuación 2.1 Área Envolvente Húmeda

$$A_E = \pi DH + \frac{\pi}{4} * D^2 = 17,903.40 \text{ ft}^2$$

Ecuación 3.1 Perdidas de Calor en Envolvente Húmeda

$$q_1 = h_p * (T_i - T_a) = 1,105.86 \text{ Btu} / \text{hrft}^2$$

$$Q_L = q_1 * A_E = 19,798,786.05 \text{ Btu} / \text{hr}$$

Ecuación 3.2 Perdidas de Calor en el Piso

$$q_p = 2Dk_p (T_i - T_a) = 51,552 \text{ Btu} / \text{hr}$$

Perdidas de Calor Totales:

$$Q_T = Q_L + Q_p = 19,850,338.05 \text{ Btu} / \text{hr}$$

Consideración, debido a que el Tanque esta aislado (3 1/2"), se considera el resultado del calor en la carga Térmica = 1, 100,000 Btu/hr.

4) Cálculo de Flujo de Vapor

Fluido de Calentamiento	Vapor	
Calor	1.1 MMBtu/hr	
Presión del Vapor	60.8 kg/cm ² (g)	865.3 Psig
Temperatura de Vapor	276.3 °C	529.3 °F
H(Vapor Saturado)	1197 Btu/lb	
H(Líquido Saturado)	523.4 Btu/lb	

$$\Delta H = H_{vap} - H_{liq} = 673.6 \text{ Btu} / \text{lb}$$

$$H_{vapor} = \frac{Q}{\Delta H_{total}} = 1,633.02 \text{ Btu} / \text{lb}$$

5) Condiciones de Operación:

Material de la Tubería	Acero al Carbón		
Flujo Máximo Normal	W	740.72 kg/hr	1,633.02 lb/hr
Flujo Volumétrico Normal	q	2.185.34 m ³ /hr	77,174.7 ft ³ /hr
Temperatura	t	276.3°C	529.30°F
Densidad		0.339 kg/m ³	0.021 lb/ft ³



Viscosidad	μ	0.02 cP	
Presión Barométrica	P	0.8416 kg/cm ²	11.90 Psia
Factor de Envejecimiento	%	15 %	

Ecuación 4.1 Transferencia de Calor para Serpentes de Calentamiento

El Calor Suministrado será igual al calor necesario para el Asfalto $Q_T = Q_S$

$q_s = U_s * A_s (T_v - T_i)$, Si de esta ecuación despejamos A_s

$$A_s = \frac{q_s}{U_s (T_v - T_{op})}$$

$$A_s \text{ min} = \frac{q_s}{U_s (T_v - T_{op})} = 320.5 \text{ ft}^2$$

$$A_s \text{ max} = \frac{q_s}{U_s (T_v - T_{op})} = 145.66 \text{ ft}^2$$

q_p = Calor cedido por el vapor, Btu/hr ft²

A_s = Área de transferencia del Fluido, ft²

U_s = Coeficiente Global Transferencia del Fluido a Calentar, Btu/hr ft² °F

T_v = Temperatura del Vapor, °F

6) Cálculo de la Longitud del serpentín: L_s

- 1 ft de tubo de 2 3/8", superficie externa (pies cuadrados por pie de tubería) para cedula 80=0.622 del Crane.
- Diámetro del Serpentín= 2 3/8", 2.375 pulgadas

Cálculo de la Superficie Externa de la Tubería:

$$A_s \text{ max} = \frac{q_s}{U_s (T_v - T_{op})} = 145.66 \text{ ft}^2$$

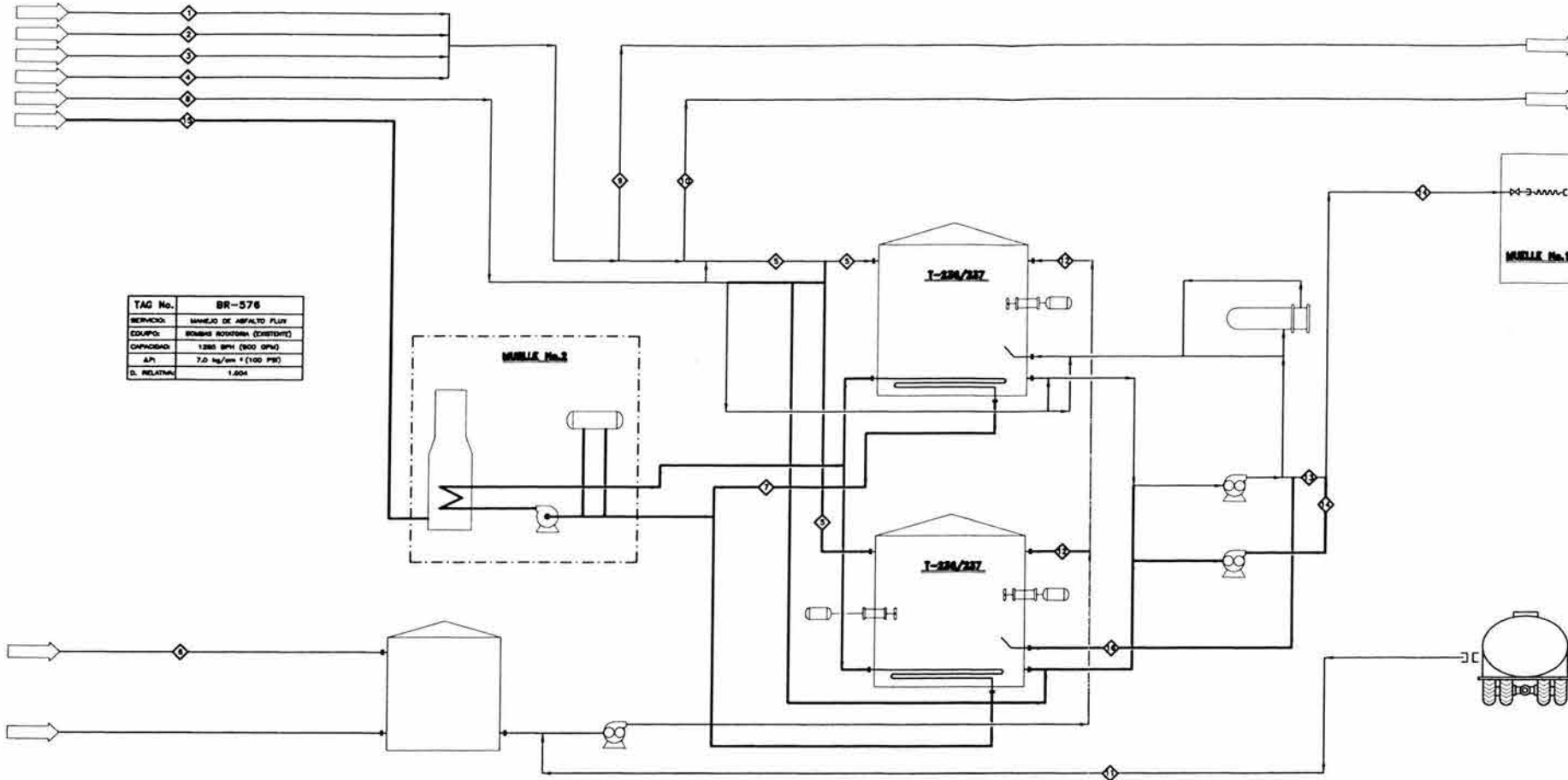
$$L_s = \frac{A_s}{1_{ftDE \cdot Tubo \cdot DE \cdot N\phi}} = 515.4 \text{ ft} = 157 \text{ m}$$

$$L_s = \frac{A_s}{1_{ftDE \cdot Tubo \cdot DE \cdot N\phi}} = 234.27 \text{ ft} = 71.4 \text{ m}$$

Longitud seleccionada es la de 157 metros. Por es la critica que nos da mayor longitud dándonos un factor de seguridad además.



IV. Diagrama de Balance, Planta de Asfalto Flux



TAG No.	BR-576
SERVICIO	MANEJO DE ASFALTO FLUX
EQUIPO	BOMBAS ROTORINA (EXISTENTE)
CAPACIDAD	1385 BPH (800 GPM)
ΔP	7.0 kg/cm ² (100 PSF)
D. RELATIVA	1.004

NOTAS:

- SE SUSTITUIRAN LAS BOMBAS MAP-20/21/22 Y BP-576 POR LAS BOMBAS BP-300/301/302A (DOS BOMBAS EN OPERACION Y UNA DE RELIEVO) CON CAPACIDAD UNITARIA DE 2500 BPH.
- FLUJO INTERMITENTE, LA T=200 °C SE ALCANZARA CUANDO EL RESIDUO DE MF A 240 °C NO PASA A CARGA DE ENTR.
- LAS CORRIENTES 3 Y 4 SON LA CARGA NORMAL A LA PTA MFA (790 BPH= 18880 BPD).
- SUMINISTRO DEL COMPRESOR EXISTENTE MFA-C-01.
- EL ASFALTO FLUX SE FORMARA A PARTIR DE UNA MEZCLA DE RESIDUO VACIO 90% EXTRACTION DEMEX 10% POR LO QUE SE ESTIMA UN TIEMPO DE MEZCLADO DE 3 HRS.
- LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR MAP-E-208/212 QUE OPERAN CON VAPOR DE MEDA QUEDARAN UNICAMENTE COMO RESPALDO AL MOMENTO QUE ENTRE EN OPERACION EL CALENTADOR TERMICO (E-300).
- SE SOPLANAN LAS LINEAS DE PROCESO DESDE MF A LOS TANQUES Y DE ESTOS HACIA EL BARRIL MICHINGO EL PRODUCTO EN LOS TANQUES Y LOS BARRILES RESPECTIVAMENTE.
- LAS CORRIENTES Y PROPIEDADES FISICAS DE LAS LINEAS DE ALIMENTACION FUERON TOMADOS DEL PLANO A-12.01 DEL PROYECTO "ELABORACION Y EXPORTACION DE ASF. NO REBAJADO" CORRESPONDIENTE A LA 1a. ETAPA DE LA AMPLIACION DE MEZCLAS ASFALTICAS CON No. DE PROYECTO P-502-38-02 ELABORADO POR SICO DE CO. MADRO.
- CON EL VALOR DE LA CORRIENTE 5 SE REQUIERE DE DOS DASH PARA LLENAR LOS TANQUES.
- LINEA PROVISIONAL PARA SUMINISTRO DE EXTRACTION DEMEX POR ALTOS-TANQUE.
- PARA LA ADQUISICION POR MICHINGO SE UTILIZARA EL EQUIPO EXISTENTE MAP-P-20/21/22, OPERANDO DOS BOMBAS SIMULTANEAMENTE.
- DE ACUERDO A MINUTA No. 46/92 DE DEMEX CELEBRADA EN LA SUPERINTENDENCIA DE PROCESO DE LA REFINERIA MADRO, SE CONSIDERARA LAS PROPIEDADES FISICOQUIMICAS (VISCOSIDAD, DENSIDAD) DEL RESIDUO PESADO PARA ASFALTO FLUX POR SU CONTRASTE CON SUS RESULTADOS DEL ANALISIS DE LABORATORIO.

SIMBOLOGIA:

- LINEA A EQUIPO EXISTENTE
- LINEA DE PROYECTO A EQUIPO NUEVO
- EQUIPO PAQUETE

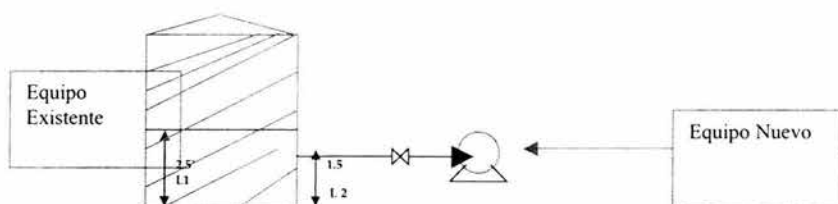
CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
DESCRIPCION	RESIDUO VACIO	RESIDUO VACIO	RESIDUO VACIO	RESIDUO VACIO	RESIDUO VACIO	EXTRACTO DEMEX	ACEITE TERMICO	AIRE DE PLANTA	RESIDUO VACIO	RESIDUO VACIO	EXTRACTO DEMEX	EXTRACTO DEMEX	ASFALTO FLUX	ASFALTO FLUX	GAS	MEZCLA ASFALTOS
FLUJO BPH (GPM)	443 (310)	667 (467)	500 (350)	290 (203)	1000 (700)	180 (112)	193 (135)	900 (630)	790 (553)	110 (77)	300 (210)	300 (210)	3318 (2321)	5000 (3500)	56.81 CFM (3529 CFM)	1335 (948.5)
DENSIDAD @ TP, LB/FT ³	80.09	58.26	59.26	58.02	56.968	55.46	55.1	0.0183	56.968	80.09	55.46	55.46	82.85	82.85	0.0502	64.898
VISCOSIDAD CP	291	83	108	42.28	80.13	18.55	0.840	0.011	80.13	291	18.55	18.55	80.13	80.13	0.013	80.13
PRESION PSI (kg/cm ²)	85.32 (6)	85.32 (6)	85.32 (6)	85.32 (6)	35.55 (2.5)	35.55 (2.5)	70 (5)	49.77 (3.5)	35.55 (2.5)	85.32 (6)	(ATM)	35.55 (2.5)	142.2 (10)	150 (10.54)	48.78 (3.5)	134 (9.48)
TEMPERATURA °F (°C)	320 (180)	320 (180)	320 (180)	437 (225)	392 (200)	212 (100)	572 (300)	86 (30)	392 (200)	320 (180)	212 (100)	212 (100)	392 (200)	392 (200)	70 (21)	362 (200)

REFERENCIAS	A-213	DIAGRAMA DE PROCESO	REVISIONES	01/2002	J.M.C.	REVISION GENERAL	PROYECTO No. P-552-38-02	PLANO No. A-213
	A-211	DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO, ELAB. Y EXP. ASFALTO NO REBAJADO		NOV/93	J.M.C.	APROBADO PARA CONSTRUCCION		
	60-5-04	DIAGRAMA DE TUB. E INSTRUM. AREA "MMA"						
	A-301	DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO # ETAPA						
DIBUJO No.	DESCRIPCION		FECHA	DISEÑADOR	REVISOR	DESCRIPCION	DIBUJO ELABORADO EN: MEXICO, D.F.	LUGAR: CO. MADRO, TAMPS.



V. DTI Planta de Asfalto Flux

En el DTI: ser muestra con diferente achurado, la diferencia entre Equipo existente y nuevo, el existente lleva unas líneas verticales para diferenciarlo con el nuevo como a continuación se muestra:



TAG No.	MJA-T-236/237
EQUIPO:	TANQUES DE ALMTO. (EXISTENTES)
SERVICIO:	PREP. Y ALMACENAMIENTO DE MEZCLA FLUX
CAPACIDAD:	30,000 BLS
TEMP. OF./RES:	180 °C / ATM
PRES. OF./RES:	ATM / ATM
DIMENSIONES:	32.500 mlt x 12.182 m. ALT.

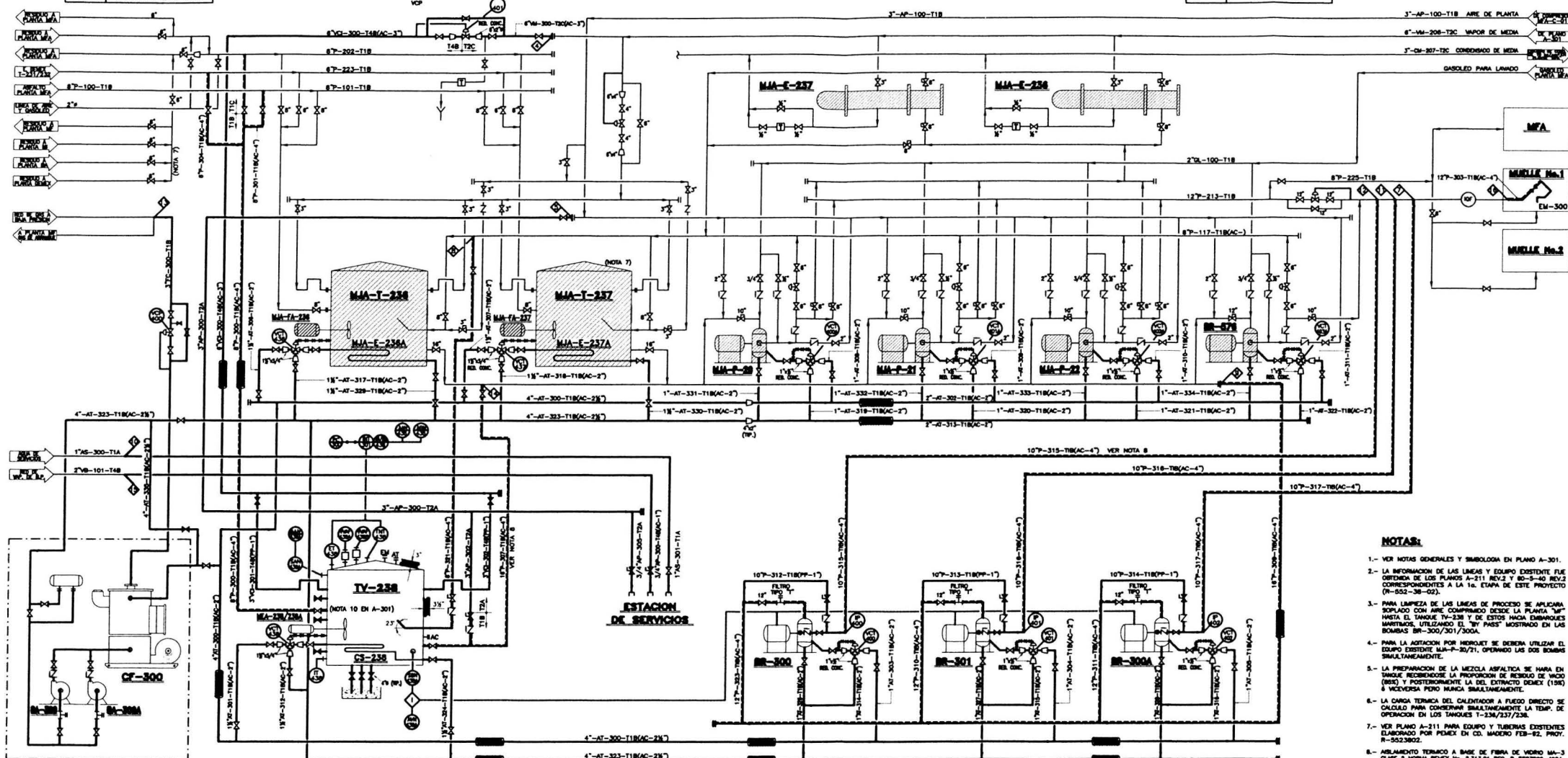
TAG No.	MJA-FA-236/237
EQUIPO:	AGITADORES LATERALES
SERVICIO:	AGITACION DE ASFALTO
POTENCIA:	50 HP C/U
TIPO:	PROPELA (EXISTENTE)

TAG No.	MJA-P-20/21/22
EQUIPO:	BOMBAS ROTATORIAS (EXISTENTES)
SERVICIO:	MANEJO DE ASFALTO FLUX
CAPACIDAD:	877 BPH (473.8 GPM)
A.P.:	10.85 kg/cm ² (150 PSIG)
REEL SERVA:	1.004

TAG No.	MJA-E-236A/237A
EQUIPO:	CALENTADOR
SERVICIO:	DE ASFALTO FLUX
EMBRIONES:	18" x 180.0 m LONG. C.D. 80
TIPO:	SERPENTIN (EXIST.)

TAG No.	BR-576
SERVICIO:	MANEJO DE ASFALTO FLUX
EQUIPO:	BOMBAS ROTATORIAS (EXISTENTES)
CAPACIDAD:	1288 BPH (600 GPM)
A.P.:	7.0 kg/cm ² (100 PSIG)
D. RELATIVA:	1.004

TAG No.	EM-300
EQUIPO:	BRAZO DE CARGA MARINO
SERVICIO:	CARGA DE BLOQUES DE ASFALTO
CAPACIDAD:	5000 BPH
TEMP. OF./RES:	382 °F
PRES. OF./RES:	180 PSIG
RED.	R-5023802-1907



- NOTAS:**
- 1.- VER NOTAS GENERALES Y SIMBOLOGIA EN PLANO A-301.
 - 2.- LA INFORMACION DE LAS LINEAS Y EQUIPO EXISTENTE FUE OBTENIDA DE LOS PLANOS A-211 REV.2 Y 80-5-40 REV.2 CORRESPONDIENTES A LA 1a. ETAPA DE ESTE PROYECTO (R-50238-00).
 - 3.- PARA LIMPIEZA DE LAS LINEAS DE PROCESO SE APLICARA SOPLOADO CON AIRE COMPRESIVO DESDE LA PLANTA "M" HASTA EL TANQUE TV-238 Y DE ESTOS HACIA EMBARQUES MARITIMOS, UTILIZANDO EL "BY PASS" MOSTRADO EN LAS BOMBAS BR-300/301/300A.
 - 4.- PARA LA AGITACION POR PROPELET DE DEBERA UTILIZAR EL EQUIPO EXISTENTE MJA-P-20/21, OPERANDO LAS DOS BOMBAS SIMULTANEAMENTE.
 - 5.- LA PREPARACION DE LA MEZCLA ASFALTICA SE HARA EN TANQUE REDONDOS LA PROPORCION DE RESBLDO DE VACO (80%) Y POSTERIORMENTE LA DEL EXTRACTO (20%) A VECEVERSA PERO NUNCA SIMULTANEAMENTE.
 - 6.- LA CARGA TERMICA DEL CALENTADOR A FLUJO DIRECTO SE CALCULO PARA CONSERVAR SIMULTANEAMENTE LA TEMP. DE OPERACION EN LOS TANQUES T-236/237/238.
 - 7.- VER PLANO A-211 PARA EQUIPO Y TUBERIAS EXISTENTES ELABORADO POR PEMEX EN CD. MADERO FEB-82, PROY. R-5023802.
 - 8.- AISLAMIENTO TERMICO A BASE DE FIBRA DE VIDRO MA-3 CLASE 2 NORMA PEMEX No. 2.31.011 RED. R-5023802-400A.
 - 9.- ANTES DE ARRANQUE DE LAS BOMBAS BR-300/301/300A DEBERA ESTAR EN OPERACION EL SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE ACEITE TERMICO PARA OPERAR EL BLOQ. FUNCIONAMIENTO DE DICHO EQUIPO.

TAG No.	CF-300
EQUIPO:	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO
SERVICIO:	ACEITE TERMICO
C. TERMOCA:	3'000/2000 BTU/HR
EQUIPO INCLUIDO:	EQUIPO INCLUIDO
BOMBAS DE REGULACION:	BR-300/301/300A Y TANQUE DE EXPANSION RED. R-5023802-1908

TAG No.	TV-238
EQUIPO:	TANQUE DE ALMACENAMIENTO
SERVICIO:	PREP. Y ALMTO. DE ASFALTO FLUX
CAPACIDAD:	30,000 BLS.
TEMP. OF./RES:	180 °C / 300 °C
PRES. OF./RES:	ATM / ATM
DIMENSIONES:	32.500 mlt x 12.182 m. ALT. AISLAMIENTO SI (CONSERV. CALOR) NOTA 8

TAG No.	MEA-238/238A
EQUIPO:	AGITADORES LATERALES
SERVICIO:	AGITACION DE ASFALTO
TURBINA:	TURBINA
POTENCIA:	50 HP C/U
RED.	R-5023802-1904

TAG No.	CS-238
EQUIPO:	CALENTADOR
SERVICIO:	ASFALTO FLUX
TIPO:	SERPENTIN
CAPACIDAD:	1001,878 BTU/HR
EMBRIONES:	18" x 180" (170.8 m)
RED.	R-5023802-1404

TAG No.	BR-300/301/300A
SERVICIO:	MANEJO DE ASFALTO FLUX
EQUIPO:	BOMBAS ROTATORIAS (EXISTENTES)
CAPACIDAD:	2800 BPH (1300 GPM)
A.P.:	10.85 kg/cm ² (150 PSIG)
REEL SERVA:	1.004
RED.	R-5023802-1903

TAG No.	MJA-E-236/237
EQUIPO:	CALENTADORES DE TUBO Y CORBA (EXISTENTES)
SERVICIO:	CALENT. DE ASFALTO FLUX
CAPACIDAD:	4 781,143 BTU/HR

REFERENCIAS	A-213	DIAGRAMA DE PROCESO	REVISIONES	1	11/15/84	J.M.G.	REVISION GENERAL
	A-211	DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO, ELAB. Y EXP. ASFALTO NO REBAJADO		2	NOV/92	J.M.G.	APROBADO PARA CONSTRUCCION
REFERENCIAS	80-5-04	DIAGRAMA DE TUB. E INSTRUM. AREA "M"	REVISIONES	3	NOV/92	J.M.G.	APROBADO PARA CONSTRUCCION
	A-301	DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO II ETAPA		4	NOV/92	J.M.G.	APROBADO PARA CONSTRUCCION
REFERENCIAS	A-501	DIAGRAMA DE SISTEMA CONTRA INCENDIO	REVISIONES	5	NOV/92	J.M.G.	APROBADO PARA CONSTRUCCION
	A-501	DIAGRAMA DE SISTEMA CONTRA INCENDIO		6	NOV/92	J.M.G.	APROBADO PARA CONSTRUCCION
DIBUJO No.	DESCRIPCION	DIBUJO No.	DESCRIPCION	FECHA	PROY. TITULO	CONSTR. TITULO	DESCRIPCION

DISE:	A. PADRON	
PROY:	J.M.G.	
APROB:	Ing. R.M.	
REV:	Ing. A.M.U.	
COORD:	Ing. J.M.C.C.	
DIBUJO ELABORADO EN MEXICO D.F.	PROYECTO No. R-552-38-02	PLANO No. A-302
LUGAR:	CD. MADERO TAMPS.	



VI. Filosofía de Proceso de la Planta de Asfalto Flux

I. Alimentación de Servicios:

a) Residuo Pesado de Vacío Proveniente con líneas existentes de las Plantas MF (diámetro 6"), MI (diámetro de 6"), BA (Diámetro de 6"), Demex (Diámetro de 6"), que se conectan al cabezal nuevo, 8"-P-208-T1C. de este cabezal descarga con la Línea aislada y con trazas eléctricas: 8"-P-300_T1B (AC-4") al tanque TV-238.

Continuando con el cabezal de 8"-P-202-T1C este cabezal descarga al tanque MJA-T-236 con la línea existente de 8".

Y por último el cabezal de 8"-P-202-T1C descarga al tanque MJA-T-237 con la línea existente de 8".

b) Extracto Demex: Proveniente de los Tanques: T-231/232 a través del Cabezal Nuevo: 8"-P-102-T1B.

Del cabezal 8"-P-101-T1B se conecta con el subcabezal 8"-P-T1B (AC-4") a la Línea de Entrada 8"-P-300-T1B (AC-4") al tanque TV-238.

Continuando con el Cabezal 6"-P-223-T1B que se conecta con un subcabezal existente de 6" que llega hasta el tanque MJA-T-236.

Por último el cabezal 6"-P-223-T1B que se conecta con un subcabezal existente de 6" que llega hasta el Tanque: MJA-T-237.

c) Asfalto: El Asfalto proveniente de la Planta MFA a través de la línea existente 8"-P-100-T1B que se une a el cabezal 8"-P-101-T1B existente. El Asfalto es alimentado con la línea 8"-P-301-T1B (AC-4") al cabezal 8"-P-300-T1B (AC-4") que descarga a el tanque TV-238.

Después el Asfalto es alimentado con la Línea Existente de 8" al cabezal existente de 8" de residuo Pesado de Vacío que Descarga al Tanque MJA-T-236.

Por Último del cabezal existente 8"-P-T1B alimentamos Asfalto a la línea existente de 8" de residuo Pesado de Vacío que descarga al Tanque MJA-T-237.

d) Vapor de Media: Proveniente de la Red de Vapor de Media de 6" de diámetro con el cabezal existente 6"-VM-206-T2C que alimenta a el Intercambiador de Calor MJA-E-236 con la Línea Existente de 3" de diámetro. Continúa el cabezal alimentando al Cambiador de Calor MJA-E-237 a través de la Línea Existente de 3" de diámetro.

Continua el Cabezal llegando al By-Pass donde con la Válvula Controladora de Presión Existente (VCP) disminuye la Presión para así alimentar al subcabezal existente, que contiene cuatro ramales que descargan a dos tanques existentes MJA-T-236/237. El hecho de reducir la presión, es para alimentar vapor de baja Presión usado como vapor de Contra incendio en caso de un siniestro. Estos cuatro Ramales son de 3" de diámetro. Dos para cada Tanque.

Después continuando el Cabezal de Vapor llegamos a el Punto de Interconexión No. 4, donde con el By-Pass nuevo, y la VCP-401 se reduce la Presión y con el Cabezal 6"-



VCI-300-T4B (AC-2") inyectamos vapor de contra incendio con dos ramales: 3"-VCI-301-T4B (PP-1") y 3"-VCI-302-T4B (PP-1") a el tanque TV-238, continua el Vapor para llegar a la Estación de Servicios.

e) Aire de Planta: El aire de planta proveniente del compresor MFA-C-01 a través del cabezal existente 3"-AP-100-T1B, que descarga al subcabezal existente de 3" de diámetro, que a su vez contiene 2 ramales de 3" de diámetro, que descargan a cada uno de los ramales a los tanque a MJA-T-237 y al MJA-T-236 a través de la boquilla del Hidrojet, estos ramales contienen una válvula macho cada uno, después continua el cabezal de 3"-AP-100-T1B en el Punto de Interconexión 5, alimentando a dos subcabezales: uno va alimentar a las Bombas Existentes MJA-P-20/21/22 y BR-576. el otro subcabezal de distribución 3"-AP-300-T2A. que descarga al Ramal 3"-AP-302-T2A que a su vez se conecta a la Línea de Descarga 16"-P-307-T1B (AC-4") entrando al Tanque. Y por ultimo la línea continúa a la estación de servicios.

f) Aceite Térmico (de Calentamiento): El Aceite Térmico proporciona el Calor Perdido al medio Ambiente por: las líneas, los Tanques de Almacenamiento, y las Bombas. Del Calentador de Fuego Directo sale una línea de descarga 4"-AT-300-T1B (AC-3 ½"), la cual se bifurca en dos subcabezales, Uno de estos alimenta a los Equipos Nuevos y la otra a los Equipos Existentes. Del Cabezal 4"-AT—301-T1B (AC-3 ½") entra a el Tanque TV-238 a través de la Línea 1 ½"-AT-301-T1B (AC-2 ½") antes de entrar al tanque se encuentra la válvula de tres vías VCT-238 esta válvula controladora censa la Temperatura del Tanque, si esta baja de 190°C, abre la válvula y entra a el Tanque manteniendo con esto la Temperatura, es decir cede calor el aceite térmico por perdidas por radiación al Tanque, en el otro caso si la válvula censa mas de 200°C, cierra el aceite Térmico se regresa a través del Cabezal de Retorno del Aceite Térmico frío con el Numero de Línea 1 ½"-AT-312-T1B (AC-2 1/2") que regresa a el Calentador a Fuego Directo para su calentamiento; el aceite Térmico entra al Tanque y cede calor a través del Serpentin de Calentamiento CS-238 con dimensiones de 1 ½" de diámetro por 174 metros de Longitud, después que se enfrió el Aceite Térmico sale del tanque TV-238 a través de la Línea 1 ½"-AT-324-T1B (AC 2 ½") para su retorno al Calentador de Fuego Directo.: Después el Cabezal 4"-AT—301-T1B (AC-3 ½") continua hacia la Bomba BR-300 a través de la Línea 1"-AT-303-T1B (AC 2 ½") antes de entrar a la Bomba se encuentra la válvula de tres vías VCT-401 que censa la Temperatura en la Bomba, si se necesita calor abre y si no se cierra regresando el aceite Térmico por el cabezal de retorno de Aceite Térmico Frío 1"-AT-313-T1B- (AC 2 ½"), de igual forma en las siguientes Bombas BR-301/300 A.

Notas:

- ❖ La Información de las Líneas y Equipos existente fue obtenida de los Planos A-211. Rev. 2 y 60-5-40. Rev. 2 Correspondientes a la. Etapa del Proyecto: R-552-38-02.



- ❖ Para la Limpieza de las Líneas de Proceso se aplicara soplado con aire comprimido desde la Planta "MF" hasta el Tanque TV-238 y de estos hacia embarques marítimos, utilizando el By-Pass, "Mostrado en las Bombas BR-300/301/300 A.
- ❖ Para la Agitación por Hidrojet se deberá utilizar el equipo existente MJA-P-20/21, operando las dos bombas simultáneamente.
- ❖ La Preparación de la mezcla Asfáltica se hará en tanque, recibíendose la proporción de Residuo de Vacío (85 %) y posteriormente la del Extracto Demex (15%) o viceversa pero no simultáneamente.
- ❖ La Carga Térmica del Calentador a Fuego Directo, se Cálculo para Conservar Simultáneamente la Temperatura de Operación en los Tanques TV-236/237/238.
- ❖ Aislamiento Térmico a Base de Fibra de Vidrio MA-3 Clase 2 Norma PEMEX No. 2.313.01.
- ❖ Antes del Arranque de las Bombas BR-300/301/300 A deberá estar en Operación el Sistema de Calentamiento de Aceite Térmico para garantizar el buen funcionamiento de dichos equipos.

VII. Conclusiones:

Los Procedimientos y Criterios de Cálculo Presentados, se desarrollaron en este trabajo tienen el alcance de un programa de computadora personal de razonable calidad, permitiendo al Ingeniero Calcular con rapidez y adecuadamente el dimensionamiento de los equipos y líneas.

Se piensa que el objetivo planteado al inicio de este trabajo se cubre ampliamente debido a lo siguiente:

- a) Hacer uso de los Procedimientos de Cálculo presentados, es decir obtener un resultado, modificarlos, copiarlos o simplemente conocerlos, no presentara costo alguno para Ingeniero que empieza a calcular los equipos y líneas en las firmas de Ingeniería o en las plantas y Proyectos de la Ingeniería Química. Facilitando y ayudando en el dimensionamiento de equipos.
- b) La mayoría de los Procedimientos de Cálculo tienen base en artículos y/o Procedimiento de las firmas de Ingeniería en las que Trabaje tales como Bufete Industrial, Impulsora Industrial, Spisa, Comex, Resistol, Comimsa, entre otras, que muestran el Procedimiento de Cálculo, el Ingeniero que necesita calcular determinado equipo solo tiene que capturar el Procedimiento en el Lenguaje que prefiera y usarlo, debido a que el procedimiento contienen las directrices necesarias para el cálculo.
- c) El Ingeniero recién egresado podrá tener un entrenamiento previo de Cálculo de equipos y líneas, obteniendo un resultado preliminar al hacer uso de los procedimientos



descritos, lo cual le ayudara a adquirir la experiencia necesaria debido a los datos que va solicitado determinado procedimiento de Cálculo dado, así como también le hará tener presente las ecuaciones Básicas que se presentan en los Procedimientos de Cálculo.

d) La Mayoría de los Procedimientos están respaldados por artículos de los cuales se toma la secuencia de cálculo así como los Criterios de Diseño de los Equipos. Algunos de ellos contienen ejemplos. Los Procedimientos de Cálculo, han sido probados mediante el cálculo de un ejemplo, aplicado a una Planta de asfalto Flux, Construida en Ciudad Madero, Tamps. Sin embargo, como siempre, la utilización de los Procedimientos es responsabilidad del Ingeniero, ya que la mayoría son para obtener un resultado aproximado comúnmente llamado estimación, al cual debe ir unido a un criterio del Ingeniero que lo utiliza, para decidir si ese resultado se establece como definitivo o es solo un valor a usarse como aproximado.

e) Hace algunos años los cálculos eran sumamente fastidiosos y se requerían de varias horas para conocer los resultados mediante cálculos normales asistidos por calculadoras manuales. En la actualidad los cálculos se efectúan por medio de simuladores. No obstante, el ingeniero se debe mantener siempre alerta para interpretar la veracidad de la respuesta que eventualmente arroje un determinado simulador, porque es muy común que la persona se equivoque al introducir la información y, por lo tanto, sean erróneos los resultados.

f) Se mencionan como Fuentes apoyo de cálculo o de equipos, líneas o sistemas, algunos programas comerciales que comúnmente se encuentra anunciadas en publicaciones especializadas o también como infraestructura de Trabajo de compañías que se dedican al Diseño y/O Construcción. Se Indican Los Programas a Continuación:

No.	Nombre del Paquete	Descripción
1	Aspen plus 11.1	Simulador de Procesos
2	Hysim	Simulador de Procesos
3	ChemCad	Simulador de Procesos
4	Aide	Simulador de Procesos
5	B-Jac	Diseño de Intercambiadores de Calor
6	Chem Calc	Diseño de Intercambiadores de Calor
7	PHA-Pro5	Análisis de Riesgos
8	Fire	Sistemas de Contra Incendio
9	Pro II	Simulador de Procesos
10	Pipephase	Cálculo de Lineas de Conducción



VIII. **Bibliografía:**

- 1) Flow of Fluids Through Valves Fittings and Pipe Technical Paper No. 410 Crane Co. N.Y. 1976.
- 2) Friction - Factor Equation Spans All Fluid - Flow Regimes, Stuart W Churchill, Chemical Engineering, November 7, 1977, Page 91-92.
- 3) Compute Friction Factors Fast For Flow In Pipes, Zarko Olujic, Chemical Engineering, December 14, 1981.
- 4) Reprinted, December 23, 1974 / Chemical Engineering.
- 5) Predict Storage-Tank Heat Transfer Precisely, Jimmy D, Kumana and Samir P. Kothari Henningston, Chemical Engineering, March 22, 1982, page 127-132
- 6) Norma CT-200, "Guía para Dimensionamiento de Diámetros de Tubería" tabla CT-200, 30 A.
- 7) Robert Kern "Useful Properties of Fluid for Piping Design", Chem. Eng. December 23, 1974. Page. 52-66.
- 8) Ernest Ludwig "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" vol. I gulf publishing co. Houston, Texas 1964.
- 9) Karassik. Igor "Centrifugal Pumps and System Hydraulic" Chem. Eng. October 4, 1982.
- 10) Karassik. I., Krutzch. W. Fraser W. & Messina, J. "pump handbook" mc Graw-Hill, New York 1976.
- 11) Gpm- Gould's Pump Manual - 4a. Ed. 1982 - Bombas Gould's.
- 12) "Designing For Non-Newtonian Fluids". Reimpresión de Artículos Publicados en la revista Chemical Engineering de Enero a Agosto de 1968.
- 13) Skelland "Non-Newtonian Flow and Heat Transfer". Wiley, New York, 1967.
- 14) Wilkinson "Non-Newtonian Fluids" - Pergamon, New York 1960.
- 15) Coulson and Richardson "Chemical Engineering". Vol. 3 Pergamon, New York, 1971.
- 16) David S. Dickey, Chemineer Inc. Program Chosen Agitator. Chemical Engineering, Enero 9, 1984. Págs. 73-81.
- 17) W.C McAdams "Heat Transmisión" 3 a. Edición Pagina 54, Mc Graw Hill.
- 18) Kern, Donald. Q: "Procesos de Transferencia de Calor", Impresión C.E.C.S.A.



IX. Anexos:

TABLA 11.

Criterio para Selección y Dimensionamiento de Diámetros de Tubería

PRODUCTOS DE FRACCIONAMIENTO DEL CRUDO

SERVICIOS AUXILIARES

<u>CLAVE</u>	<u>FLUIDO</u>	<u>VELOCIDAD</u> ft. / seg.	<u>CAIDA DE PRESION</u> PSI / 100 ft	<u>CLAVE</u>	<u>FLUIDO</u>	<u>VELOCIDAD</u> ft. / seg.	<u>CAIDA DE PRESION</u> PSI / 100 ft
S-	AZUFRE LIQ.	3-5	1-2.5	A S-	AGUA DE SERVICIO	5-10	1.0
BU L-	BUTILENO	4-6	0.5	A P R-	AGUA PRETRATADA	5-8	0.5
BU-	BUTANO	4-9	0.5-2.0	A C I-	AGUA CONTRA INCENDIO	6	0.5
C R-	CRUDO	5-12	1.0	A E R-	AGUA DE ENFTO. (SUCCION)	-----	-----
D I-	DIESEL	6-10	1.0	A E S-	AGUA DE ENFTO. (DESCARGA)	8-12	0.5-2.0
G S-	GAS SECO	100-150	0.5-2.0	A A-	AGUA AMARGA	8-12	0.5-1.0
G A-	GAS AMARGO	100-150	0.5-2.0	A P-	AIRE DE PLANTAS	60-100	0.25-0.5
G A E-	GASOLINA ESTABILIZADA	6-10	1.0	A I-	AIRE DE INSTRUMENTOS	60-100	1.0-1.2
G A P-	GASOLINA PRIMARIA	6-10	1.0	A N-	ANILINA	4	0.5-1.0
G O P-	GASOLEO PESADO	4-6	1.0	A S U-	ACIDO SULFURICO	4	0.5-1.0
G O L-	GASOLEO LIGERO (VACIO)	4-6	1.0	C O-	CONDENSADO (2 FASES)	50-80	0.5-1.0
G P V-	GASOLEO PESADO (VACIO)	4-6	0.5-1.0	S O-	HIDROXIDO DE SODIO	6	0.5-3.0
G A D-	GASOLINA DESULFURADA	6-10	1.0	N-	NITROGENO	60-100	0.5-2.0
G C O-	GAS COMBUSTIBLE	100-150	0.5-2.0	V B-	VAPOR DE BAJA (65 PSIG)	80-120	0.25-0.5
G A M-	GASOLINA MEROX	6-10	1.0	V M-	VAPOR DE MEDIA (650 PSIG)	70-80	0.7 % (P) **
G A C-	GASOLINA CATALITICA	6-10	1.0	V A-	VAPOR DE ALTA (650 PSIG)	60-70	0.7 % (P) **
G A R-	GASOLINA REFORMADA	6-10	1.0	R E-	DESFOGUES	(1/5) V _s ***	VARIABLE
A M-	AMONIACO	6	0.5-3.0	A P O-	AGUA POTABLE	5-12	1.0
H E-	HEXANO	4-9	0.5-2.0	C L-	CLORO	30-60	0.5-0.8
H-	HIDROGENO	60-100	0.5-2.0	A D E-	AGUA DESMINERALIZADA	5-8	0.5
G D-	H ₂ S (GAS)	80-120	0.5-2.0				
I B-	ISOBUTANO	4-9	1.0				
K E-	KEROSINA	6-10	1.0				
L P G-	GAS LP	100-150	0.5-2.0				
N A L-	NAFTA LIG	6-10	1.0				
P E-	PENTANO	4-9	1.0				
P R O-	PROPANO	4-9	0.5-2.0				
P R L-	PROPILENO	4-6	0.5				
R V-	RESIDUO DE VACIO	4-6	0.5-1.0				
R P-	RESIDUO PRIMARIO	4-9	1.0				
T U-	TURBOSINA	6-10	1.0				
R C-	RESIDUO CATALITICO	4-9	1.0				
A C-	ACEITE CICLICO	4-6	1.0				
G A V-	GASOLINA NOVA	6-10	1.0				
G E X-	GASOLINA EXTRA	6-10	1.0				
D I A-	DIAFANO	6-10	1.0				
S O L-	SOLVENTE	6-10	1.0				
C O M-	COMBUSTOLEO	4-6	0.5-1.0				
D I E-	DIESEL ESPECIAL	6-10	1.0				
D I N-	DIESEL NACIONAL	6-10	1.0				

<u>FLUIDO</u>	<u>VELOCIDAD</u> ft./seg.	<u>CAIDA DE PRESION</u> PSI / 100ft
ALIM. A TORRE LIQ.	6.0	1.0
ALIM. A RECIPIENTES LIQ.	5.8	1.0-1.5*
DESCARGA DE BOMBAS	5-12	1.0-2.0
GAS A QUEMADORES	90-190	0.3-5
SUCCION DE BOMBAS (LIQ. SAT)	1-4	0.05-0.25
SALIDA DE RECIPIENTES (LIQ)	1-4	1.0
SIST. CON SUFICIENTE P. DISP.	20	4.0

CRITERIO POR TIPO DE SERVICIO

* PRESION DE LLEGADA AL RECIPIENTE
 ** PRESION EN PSIA.
 *** V_s VELOCIDAD SONICA



"Procedimientos de Cálculo en la Ingeniería Química Aplicados a una Planta de Asfalto"

TABLA 12 Especificación de Tuberías (PEMEX), Presiones y Temperaturas de Operación

SERVICIO	ESPEC.	RANGOS DE OPERACION	OBSERVACIONES	SERVICIO	ESPEC.	RANGOS DE OPERACION	OBSERVACIONES
AGUA CRUDA	T 1 A	178 °C 352.4 °F 17.3 KG/CM ² 246 PSIG		GAS ACIDO	T 1 B	399 °C 13.7 KG/CM ² 194.85 PSIG 750.2 °F	
AGUA PRETRATADA				HIDROGENO			
AGUA DE ENFRIAMIENTO				AMONIACO			
AIRE DE PLANTA	T 3 A	149 °F / 65 °C 12.3 KG/CM ² 175 PSIG		TETRAETILO DE PLOMO			
AIRE DE INSTRUMENTOS				HIDROXIDO DE SODIO			
AGUA DE SERVICIO	T 4 A	149 °F / 65 °C 12.3 KG/CM ² 175 PSIG		AGUA AMARGA	T 2 B	600.8 °F / 316 °C 13.7 KG/CM ² 194.85 PSIG	
AGUA POTABLE				VAPOR DE BAJA	T 4 B	750.2 °F / 399 °C 13.7 KG/CM ² 195 PSIG	
CRUDO				CONDENSADO DE BAJA			
GASOLINA PRIMARIA				AGUA CONTRA INCENDIO	T 9 B	100.4 °F / 38 °C 20 KG/CM ²	
GASOLINA DESULFURADA				AGUA DESMINERALIZADA	T 10 B	572 °F / 300 °C 10.2 KG/CM ² 145 PSIG	
GASOLINA MEROX				COLORO			
GASOLINA CATALITICA				ACIDO SULFURICO 98%	T 11 B	199.4 °F / 93 °C 18 KG/CM ²	
GASOLINA ESTABILIZADA				ACIDO SULFURICO 98%			
GASOLINA REFORMADA				AZUFRE LIQUIDO	T 12 B	649.4 °F / 343 °C 256 PSIG / 18 KG/CM ²	
GASOLINA NOVA							
GASOLINA EXTRA							
TURBOSINA							
KEROSINA				BUTANO (ALTA PRESION)			
DIAFANO				BUTILENO (ALTA PRESION)			
DIESEL				ISOBUTANO (ALTA PRESION)	T 1 C	260 °C 42 KG/CM ²	
DIESEL ESPECIAL				PROPANO (ALTA PRESION)			
DIESEL NACIONAL				PROPILENO (ALTA PRESION)			
GASOLEO PESADO				GAS LP (ALTA PRESION)			
GASOLEO LIGERO DE VACIO				GAS COMBUSTIBLE (ALTA PRESION)		597.366 PSIG 500 °F	
GASOLEO PESADO DE VACIO	T 1 B	399 °C 13.7 KG/CM ²					
COMBUSTOLEO							
RESIDUO PRIMARIO							
RESIDUO DE VACIO							
RESIDUO CATALITICO		750.2 °F 194.85 PSIG		VAPOR DE MEDIA	T 5 C	482 °C 12 KG/CM ² 170.67 PSIG	
NAFTA LIGERA				CONDENSADO DE MEDIA			
SOLVENTE				VAPOR DE MEDIA	T 1 D	400 °C 60 KG/CM ²	
ACEITE CICLICO				CONDENSADO DE MEDIA			
NITROGENO				VAPOR DE ALTA	T 4 E	538 °C 56 KG/CM ² 796.48 PSIG	
GAS COMBUSTIBLE							
GAS SECO							
HEXANO							
PENTANO							
BUTANO (BAJA PRESION)							
BUTILENO (BAJA PRESION)							
ISOBUTANO (BAJA PRESION)							
PROPANO (BAJA PRESION)							
PROPILENO (BAJA PRESION)							
GAS LP (BAJA PRESION)							
GAS AMARGO							

Tabla 13 Diámetros Internos por Tipo de Cedula.

	10	20	30	40	60	80	100	120	140	160
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
0.125				0.269		0.215				
0.250				0.364		0.302				
0.375				0.493		0.423				
0.500				0.622		0.546				0.466
0.750				0.824		0.742				0.612
1.000				1.049		0.957				0.815
1.250				1.380		1.278				1.160
1.500				1.610		1.500				1.338
2.000				2.067		1.939				1.687
2.500				2.469		2.323				2.125
3.000				3.068		2.900				2.624
3.500				3.548		3.364				
4.000				4.026		3.826		3.624		3.438
5.000				5.047		4.813		4.563		4.313
6.000				6.065		5.761		5.501		5.187
8.000		8.125	8.071	7.981	7.813	7.625	7.437	7.187	7.001	6.813
10.000		10.250	10.136	10.020	9.750	9.562	9.312	9.062	8.750	8.500
12.000		12.250	12.090	11.938	11.626	11.374	11.062	10.750	10.500	10.126
14.000	13.500	13.376	13.250	13.124	12.812	12.500	12.124	11.812	11.500	11.188
16.000	15.500	15.376	15.250	15.000	14.688	14.312	13.938	13.562	13.124	12.812
18.000	17.500	17.376	17.124	16.876	16.500	16.124	15.688	15.250	14.876	14.438
20.000	19.500	19.250	19.000	18.812	18.376	17.938	17.438	17.000	16.500	16.062
22.000	21.500	21.250	21.000		20.250	19.750	19.250	18.750	18.250	17.750
24.000	23.500	23.250	22.876	22.624	22.062	21.562	20.938	20.376	19.876	19.312
26.000	25.376	25.000								
28.000	27.376	27.000	26.750							
30.000	29.376	29.000	28.750							



TABLA 14 Longitud Equivalente para E.T., S.T., RED. Y EXP.

D.N	E.T.	S.T.	RED.	EXP.
	[K = 0.78]	[K = 1.0]	[K = 0.34]	[K = 0.56]
	1	2	3	4
0.375	28	37	12	20
0.500	29	38	13	22
0.750	33	42	14	23
1.000	34	44	15	24
1.250	37	48	17	27
1.500	38	49	18	28
2.000	40	53	18	28
2.500	43	55	19	30
3.000	44	57	20	33
4.000	48	60	22	34
5.000	50	64	23	36
6.000	52	66	24	37
8.000	54	70	24	38
10.000	57	72	25	40
12.000	58	76	26	42
14.000	60	78	27	43
16.000	62	80	27	44
18.000	63	82	28	45
20.000	65	83	28	46
22.000	63	85	28	47
24.000	68	87	29	48
26.000	69	89	29	49
28.000	70	91	30	51
30.000	71	93	31	52



TABLA 15 RUGOSIDAD RELATIVA DE DIFERENTES MATERIALES.(en Ingles).

	e (ft)	e (mm)
Riveted steel	0.003-0.03	0.9-9.0
Concrete	0.001-0.01	0.3-3.0
Wood stave	0.0006-0.003	0.18-0.9
Cast iron	0.00085	0.25
Galvanized iron	0.0005	0.15
Asphalted cast iron	0.0004	0.12
Commercial steel or wrought iron	0.00015	0.048
Drawn tubing	0.000005	0.0015

TABLA 16 RUGOSIDAD RELATIVA DE DIFERENTES MATERIALES.

N O M B R E	RUGOSIDAD ABSOLUTA (pie)
ACERO RIVETEADO	0.03
CONCRETO	0.01
MADERA	0.003
FIERRO FUNDIDO	0.00085
FIERRO GALVANIZADO	0.0005
FIERRO FUNDIDO ASFALTADO	0.0004
ACERO AL CARBON	0.00015
ACERO INOXIDABLE	0.000005
COBRE	0.000005
ALUMINIO	0.000005
VIDRIO	0.000005
PLASTICO	0.000005



**Tabla 17 Velocidades Típicas de Líquidos en Tuberías de Acero
(TYPICAL LIQUID VELOCITIES IN STEEL
PIPELINES)-**

Nominal Pipe Sizes, In	2 or less	3 to 10	10 to 20
Liquid and Line	Velocity, Ft/S	Velocity Ft/S	Velocity Ft/S
Water.			
Pump suction	1 to 2	2 to 4	3 to 6
Pump discharge (long)	2 to 3	3 to 5	4 to 7
Discharge leads (short)	4 to 9	5 to 12	8 to 14
Boiler feed	4 to 9	5 to 12	8 to 14
Drains	3 to 4	3 to 5	--
Sloped sewer	--	3 to 5	4 to 7
Hydrocarbon liquids (Normal viscosities)			
Pump suction	1.5 to 2.5	2 to 4	3 to 6
Discharge header (long)	2.5 to 3.5	3 to 5	4 to 7
Discharge leads (short)	4 to 9	5 to 12	8 to 15
Drains	3 to 4	3 to 5	--
Viscous oils			
Pump suction			
Medium viscosity	--	1.5 to 3	2.5 to 5
Tar and fuel oils	--	0.4 to 0.75	0.5 to 1
Discharge (short)	--	3 to 5	4 to 6
Drains	1	1.5 to 3	--

**Tabla 18 Velocidades Típicas de Líquidos en Tuberías de Acero
(TYPICAL VELOCITIES IN GAS AND VAPOR
LINES)**

Nominal Pipe Size In.	Saturated Steam or Saturated Vapor		Superheated Steam Superheated Vapor or Gas	
	Low Pressure	Medium Pressure	High Pressure	
	Velocity Ft/S	Velocity Ft/S	Velocity Ft/S	
2 or less	45 to 100	40 to 80	30 to 60	
3 to 4	50 to 110	45 to 90	35 to 70	
6	60 to 120	50 to 120	45 to 90	
8 to 10	65 to 125	80 to 160	65 to 125	
12 to 14	70 to 130	100 to 190	80 to 145	
16 to 18	75 to 135	110 to 210	90 to 160	
20	80 to 140	120 to 220	100 to 170	



Tabla 19 Criterios de Velocidades y Caída de Presión en Equipos

Equipment Lines	Velocity FT/S
Reboiler downcomer (liquid)	3 to 7
Reboiler riser (liquid and vapor)	35 to 45
Overhead condenser	25 to 100
Two phase flow	35 to 75
Compressor suction	75 to 200
Compressor discharge	100 to 250
Inlet steam turbine	120 to 320
Inlet gas turbine	150 to 350
Relief valve discharge	0.5 VC
Relief valve entry point at silencer	VC

VC = Sonic or critical velocity

Tabla 20 Criterios de Velocidades y Caída de Presión en Bombas

	SUCCIÓN DE BOMBAS		DESCARGA DE BOMBAS	
	Perdidas por fricción Psi/ 100 pies	Velocidad pies/seg	Pérdidas por Fricción Psi/100 pies	Velocidad pies/seg.
Líquidos en el punto de ebullición (condiciones de equilibrio):	0.05 - 0.25	1 - 4	1.0 - 4.0	5 - 15
Líquidos abajo de su punto de ebullición (aceites por lo menos 40° abajo de su punto de burbujeo):	0.2 - 1.0	1 - 6	1.0 - 4.0	5 - 15
Agua de enfriamiento	0.2 - 1.0	1 - 8	0.6 - 2.0	5 - 15

Datos obtenidos de la NORMA CT-200, "Guía para Dimensionamiento de Diámetros de Tubería" (Tabla CT-200. 30 A)

Tabla 21 Velocidades Recomendadas de Fluidos en Tuberías. (Suggested Fluid Velocities In Pipe And Tubing.)

Fluid	Suggested Trial Velocity	Pipe Material	Fluid	Suggested Trial Velocity	Pipe Material
Acetylene	4000 fpm	Steel	Sodium Hydroxide		
Ammonia (pressure applications)	4000 fpm	Steel	0 - 30 Percent	6 fps	Steel
Air 0 to 30 psig			30 - 50 Percent	5 fps	and
Ammonia Liquid	6 fps	Steel	50 - 73 Percent	4	Nickel
Ammonia Gas	6000 fpm	Steel	Sodium Chloride Sol'n.		
Benzene	6 fps	Steel	No Solids	5 fps	Steel
Bromine	4 fps	Glass	With Solids	(6 min. - 15 max.)	Monel or nickel
Bromine Liquid	2000 fpm	Glass	Perchloroethylene	7.5 fps	
Bromine Gas	4 fps	Steel	Steam	6 fps	Steel
Calcium Chloride	6 fps	Steel	0 - 30 psi Saturated *	4000 - 6000 fpm	Steel
Carbon			30 - 150 psi Saturated or superheated *	6000 - 10000 fpm	
Tetrachloride	5 fps	Steel, Sch. 80	150 psi up superheated * Short lines	6500 - 15000 fpm	
Chlorine (Dry) Liquid	2000 - 5000 fpm	Steel, Sch. 80		15,000 fpm (max)	
Chlorine (Dry) Gas	6 fps	Copper & Steel	Sulfuric Acid		
Chloroform Liquid	2000 fpm	Copper & Steel	88 - 93 Percent	4 fps	S. S. - 316, Lead
Chloroform Gas	6000 fpm	Steel	93 - 100 Percent	4 fps	Cast Iron & Steel, Sch. 80
Ethylene Gas	4 fps	Glass			
Ethylene	6 fps	Steel	Sulfur Dioxide	4000 fpm	
Ethylene Dibromide	6 fps	Steel	Styrene	6 fps	Steel
Ethylene Dichloride	4000 fpm	Steel	Trichloroethylene	6 fps	Steel
Ethylene Glycol	5 fps	Rubber Lined	Vinyl Chloride	6 fps	Steel
Hydrogen	4000 fpm	R. L. Saran, Havg	Vinylidene Chloride	6 fps	Steel
Hydrochloric Acid			Water		
Hydrochloric Acid Liquid	6 fps	Steel	Average service	3 - 8 (avr. 6) fps	
Hydrochloric Acid Gas	4000 fpm	Steel	Pump suction lines	3 - 8 fps	Steel
Methyl Chloride	6000 fpm	Steel	Maximum economical (usual)	7 - 10 fps	Steel
Methyl Chloride Liquid	6 fps	Steel	Sea and brackish water, lined pipe		
Methyl Chloride Gas	1800 fpm max.	Steel (300 psig max.)	Concrete	5 - 8 fps	Steel
Natural Gas	4000 fpm	Type 304 SS		5 - 12 fps	R. L. concrete, asphalt-line, saranlined, transite.
Oils, Lubricating	5 fps			3 (min)	
Oxygen (Ambient temp.) (Low temp.)		Steel			
Propylene Glycol					

APPLIED CHEMICAL PROCESS DESIGN.

Tabla 22 Criterios para el Dimensionamiento de Líquidos
(Liquids - Line Sizing Criteria.)

SERVICE	NORMAL FRICTION DROP (psi/100 ft)	VELOCITY (ft/sec)	
		NORMAL MAXIMUM	MAXIMUM LIMIT
Pump suction, boiling (1)	0.05-0.25 (2)	4 (3)	10 (3)
Pump suction, subcooled (1)	0.2-1.0 (2)	10 (3)	15 (3)
Pump discharge, general (1)	1.0-4.0	16	30 (4)
Cooling water headers	0.5	16	30 (4)
Cooling water branches	2.0	16	30 (4)
Liquid to thermosiphon reboiler	0.2	4	-
Side-stream drawoff	0.5-0.25	4 (3)	10 (3)
Amine, Carbonate, and Sour Water (prevent flashing)	-	7	-
Sulfur, pumped	0.5-3.0	10	-
Sulfur, gravity	-	2.5	-
Sulfuric acid (except as noted)	-	4	-
93% to 99.6% (cast iron) 8 in. and larger dia or 180°F and less.	-	6	-
Weak acid (0-30%) plastic or plastic- lined pipe	-	6	-
93% to 99.6% (steel) less than 120°F	-	1	-
Sodium hydroxide, up to 30%	-	6	-
30% to 50%	-	5	-
50% to 73%	-	4	-
Sulfur slurry	-	-	4 (5)

THE RALPH M. PARSONS COMPANY

NOTES:

- Do not use average flow rates with positive displacement pumps.
 - If suction piping is complex, use 1 ft/sec and check with Rotating Equipment Engineer for recommendations.
- NPSH requirement is the major criterion for sizing pump suction lines.
- Vessel suction nozzle size is often set by velocity limits to prevent vortexing. Line must be run at least 5 feet vertical from nozzle, at nozzle size, before reducing the size of the line.
- Check effect of water hammer before using these maximums.
- Square duct 1/3 full.

Tabla 23 Criterios para el Dimensionamiento de Lineas Para Gas y Vapor
Gases and Steam - Line Sizing Criteria.

SERVICE	NORMAL FRICTION DROP (Psi/100 ft)	VELOCITY (ft/sec)	
		NORMAL MAXIMUM	MAXIMUM LIMIT
Gases and vapors, general	0.05-0.25 (1)	200-250	50 % sonic (2)
Less than 15 Psia (vacuum)	0.25-0.50 (1)	150-200	50 % sonic (2)
Up to 100 Psig	0.50-2.0 (1)	100-150	50 % sonic (2)
100 Psig to 1,000 Psig	0.2 % Psia (1)	100	50 % sonic (2)
Over 1,000 Psig		50-90	-
SO ₂ and SO ₃ PROCESS GAS			
Compressor suction			
Reciprocating	0.1 % Psia	20-40	7 % sonic (2)
Centrifugal	0.2 % Psia	40-80	13 % sonic (2)
Steam			
Saturated, less than 50 Psig	1% Psia (1)	$50\sqrt{d}$	$100\sqrt{d}$ (3)
50 Psig to 250 Psig	0.6-1.3 (1)	$40\sqrt{d}$	$100\sqrt{d}$ (3)
250 Psig to 1,000 Psig	1.3-3.0 (1)	$30\sqrt{d}$	$100\sqrt{d}$ (3)
Superheated, above 250 Psig	0.7 % Psia (1)	$50\sqrt{d}$	$100\sqrt{d}$ (3)
Superheated, less than 250 Psig	(Same as gases and vapors)		

NOTES:

(1) These valves are for headers within plant limits; short banch line may be sized for two to three times greater friction loss.

(2) Sonic or acoustic velocity, ft/sec = $\sqrt{\frac{gkZRT}{M_w}}$

g = 32.17 (lb) (ft) / (lb force)

k = Specific heat ratio CP/Cv

Z = Compressibility factor

R = 1,546 (ft) (lb force) / (lb mole) (°R); 2,780 (ft) (lb force) / (lb mole) (°K)

T = Absolute temperature, °R

Mw = Molecular weight

(3) These velocities will usually be applied only to short branches. Their use for headers will result in very high friction loss.

\sqrt{d} = Nominal diameter in inches.

P and Psia = OP.

**Tabla 24 Criterios para el Dimensionamiento de Líneas por Servicio
POR SERVICIO.**

FLUIDO	VELOCIDAD (ft/seg)
Líneas de vapor alta presión	167
Líneas de vapor baja presión	200-250
Líneas de vapor a vacío	417
Líneas de aire comprimido	33
Líneas de vapor refrigerante alta presión	16.7 - 50
Líneas de vapor refrigerante baja presión	33-83
Ductos de ventilación	20-50

Tabla 25 Criterios para el Dimensionamiento de Líneas por TIPO DE FLUIDO

FLUIDO	VELOCIDAD (ft/seg)	MATERIAL
Acetileno	67	Acero
Aire (0-30 Psig)	67	Acero
Amoniaco	100	Acero
Bromo	33	Vidrio
Cloro	38-83	Acero ced. 80
Cloroformo	33	Cobre y acero
Etileno	100	Acero
Hidrógeno	67	Acero
Ácido clorhídrico	67	Haveng
Cloruro de metilo	67	Acero
Gas natural	100	Acero
Oxígeno	67	Acero inox. 304
Vapor entrada a turbina	100-150	-
Vapor escape (no condensante)	175-200	-
Vapor escape (condensante)	400-500	-

Dibujo 26 Isometrico Típico

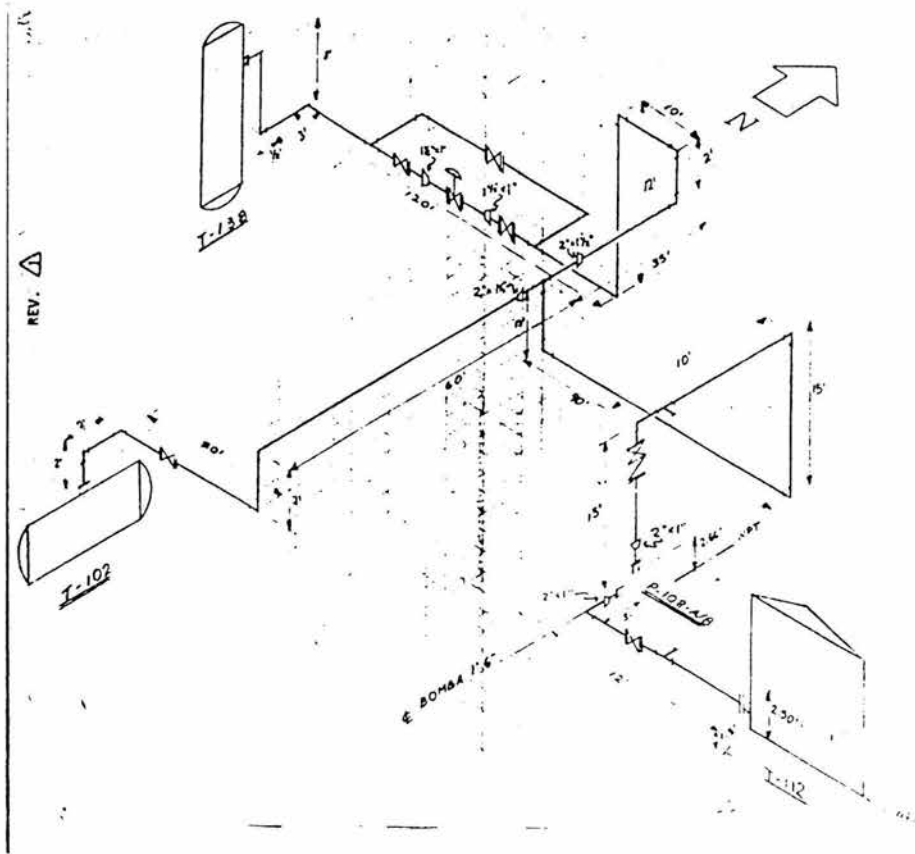


TABLA 28 Velocidades y Caídas de Presión Recomendadas

SERVICIO	CAIDA DE PRESION NORMAL (PSI/100 FT)	VELOCIDAD FT/SEG
Succión de bombas liq.sat.	0.05 - 0.25	0.5-3
Succión de bombas liq.subenf.	0.2 - 1.0	1.5
Descarga de bombas.	1.0-2.0	10-11
Cabezales de agua de enfto.	0.5	16 -máx.
Ramales de agua de enfto.	2.0	10 máx.
sistemas con suficiente presión disponible	4.0	16max
alimentación a torre sin distribuidor	1.0	6
bombeo de azufre	0.5-3.0	10
hidróxido de sodio 0-30%		6
30-50%		5
50-73%		4
Acido sulfúrico 88-100%		4
Acido clorhidrico		5
Aceite muy ligero (lubricación)		6
Aceite ligero		5
Aceite medio		2.5
Aceite pesado		2.5
Aceite muy pesado		2
Agua		
Servicio general		3-8
Alimentación a calderas		4-8
succión bombas		1-5
descarga bombas		7-10
De mar		5-8 líneas recubiertas 5-12 concreto
Flujo por gravedad		0.5-1.0
Servicio en la ciudad		7-10
amoniac		6
Benceno		6
bromo		4
Cloro		5
Cloroformo		6
Cloruro de calcio		4
Cloruro de metilo		6
Cloruro de sodio sin sólidos		5
Cloruro de sodio con sólidos		7.5
Cloruro de vinilo		6
Cloruro de vinildieno		6
Dicloruro de etileno		6
Estireno		6
Etilenglicol		6
Percloroetileno		6
Propilenglicol		5
Tetracloruro de carbono		6
Tricloroetileno		6
Combustoleo		3-7 (Diámetro de descarga de 3" a 8")
Combustoleo		7 (Diámetro de descarga mayor de 8")
Combustoleo		1.25-5 (Diámetro de succión de 3" a 8")
Combustoleo		(Diámetro de succión mayor de 8")

Tabla 29.- Sumergencia Mínima Recomendada

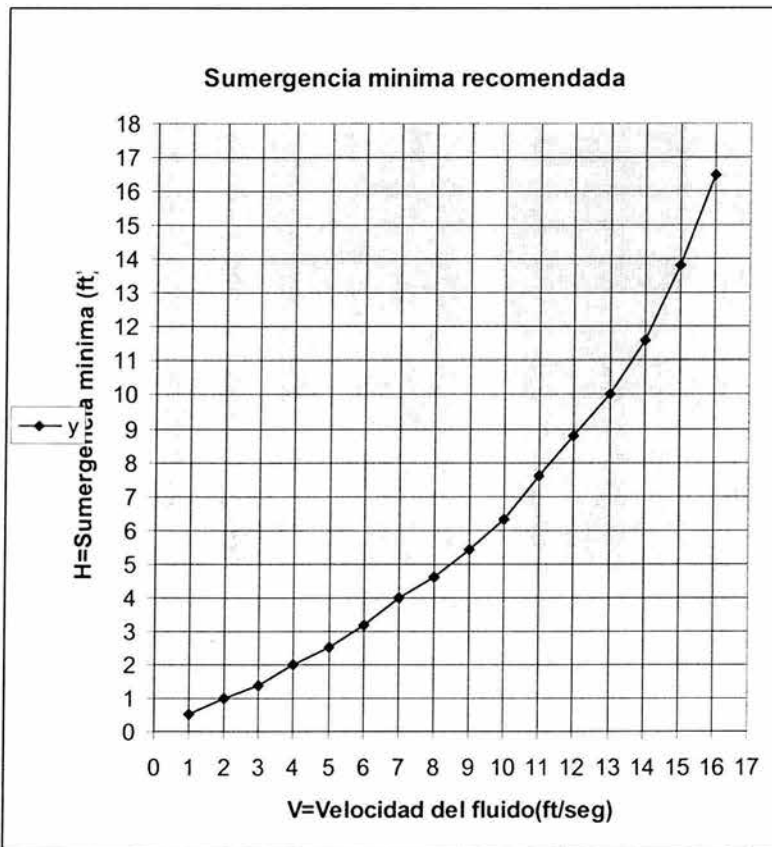
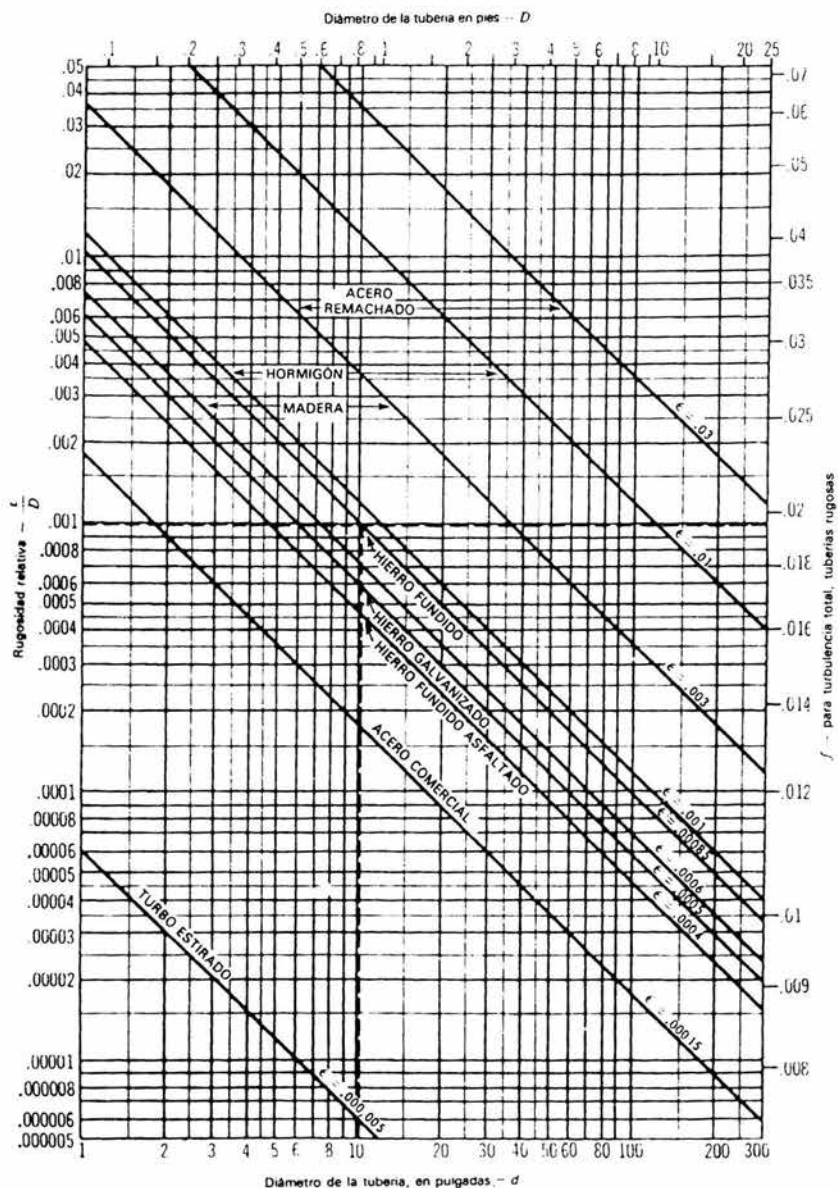


Tabla 30 "K" de Equipos (Longitud Equivalente)

Diam. Nom. d (in.)	Entrada a tuberías		Salida a tuberías		Codos		Te		Te		valvula de 100% abierta	valvula de 100% abierta	valvula en macho y bola 100% abierta	valvula de mariposa	Contraccion subita			Expansion Subita			[2]	
	45°	90°	Te recta	Te ramal	compuent 100% abierta	globo 100% abierta	anguo	de	d/D- 1/4	d/D- 1/2	d/D- 3/4	d/D- 1/4	d/D- 1/2	d/D- 3/4	d/D- 1/4	d/D- 1/2	d/D- 3/4	retencion columpio				
Longitud Equivalente (ft)																						
1/2	1.9	3.7	0.67	1.25	1.1	3.3	0.7	17	7.3	0.7					1.6	1.2	0.7	3.2	2.1	0.7	6.8	
3/4	2.5	4.9	1	1.08	1.4	4.2	0.9	23	9.7	0.9					2.1	1.6	0.9	4.3	2.7	0.9	9	
1	3.1	6.2	1.35	2.5	1.8	5.3	1.1	28	12.1	1.1					2.7	2	1.1	5.4	3.4	1.1	11.3	
1 - 1/2	4.9	9.9	2	3.75	2.7	8.1	1.7	45	19	1.7					4.3	1.6	1.7	8.7	5.5	1.7	18	
2	6.2	12.3	2.67	5	3.5	10.4	2.2	59	25	2.2					5.3	4	2.2	10.8	6.8	2.2	23	
2 - 1/2	7.7	15.4	3.35	6.25	4.2	12.4	2.7			2.7					6.7	5	2.7	13.5	8.5	2.7	28	
3	9.3	19	4	7.5	5.7	15.5	3.3	86	38	3.3					8.1	6	3.3	16.3	10.3	3.3	34	
4	12	25	5.35	10	7	20	4	112	48	4					7	11	8	4	22	14	4	45
6	16	37	8	15	10	30	7	170	73	7					20	16	12	6	33	21	6	70
8	23	46	10.67	20	13	40	9	225	98	9					28	20	15	8	43	26	8	90
10	30	60	13.35	25	17	52	12	280	121	12					34	26	20	11	53	34	11	110
12	37	74	16	30	20	60	13	340	145	13					40	32	24	13	65	41	13	135
14	42	84	18.67	35	22	66	15	397	169	15					44	36	28	15	74	47	15	158
16	50	100	21.35	40	25	78	17	453	193	17					50	43	33	18	88	53	18	180
18	58	111	24	45	28	85	19	510	218	19					56	50	38	19	98	62	19	203
20	62	123	26.67	50	32	95	21	567	242	21					60	53	40	21	108	68	21	225
24	74	148	32	60	40	120	25	680	290	25					76	64	48	25	130	82	25	270
30	93	185	40	75	50	150	32	850	360	32					100	80	60	32	163	103	32	338
36	111	222	48	90	60	175	38	1020	435	38					120	96	72	38	195	123	38	405
42	130	259	56	105	68	200	46	1190	508	46					140	112	84	46	228	144	46	473

[1] For reduced port, check manufacturer's catalog.

Rugosidad relativa de los materiales de las tuberías y factor de fricción para flujo en régimen de turbulencia total

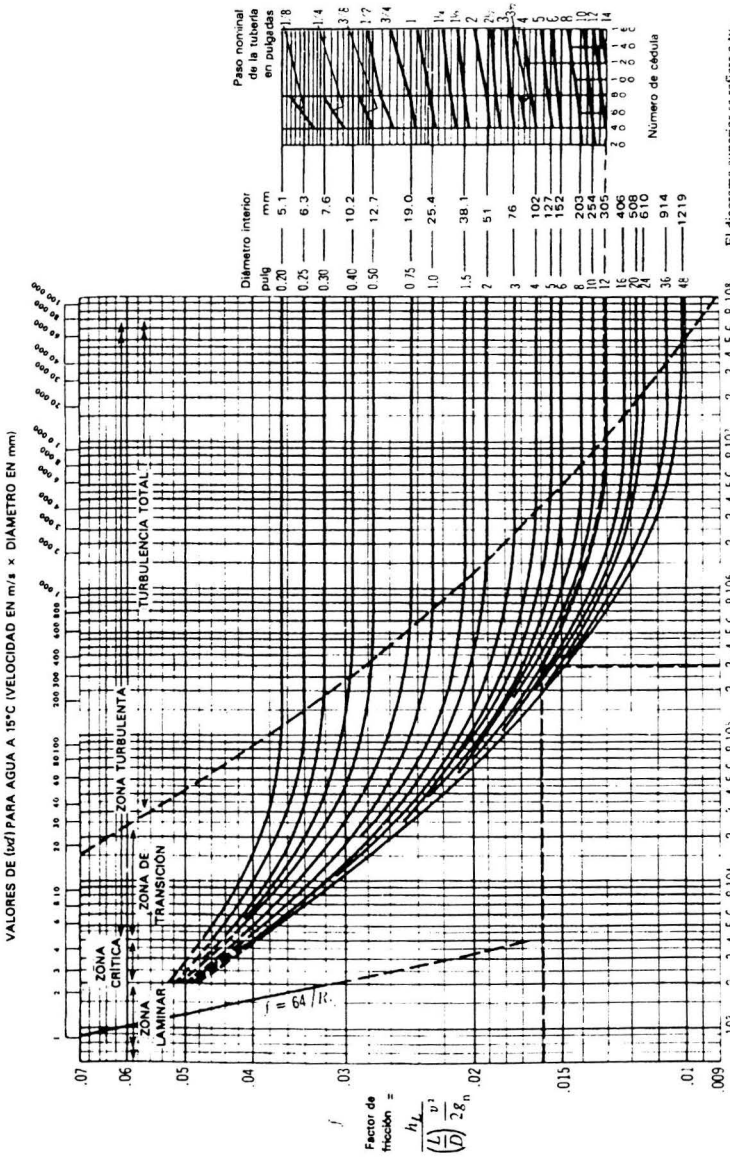


Adaptación de datos extraídos de la referencia 18 de la Bibliografía, con autorización.

Tabla 31 Rugosidad Relativa de los Materiales y Factor De Fricción

Problema: Determinense las rugosidades absoluta y relativa y el factor de razonamiento para flujo en turbulencia total, en una tubería de hierro fundido de 10 pulg. de diámetro interior.
Solución: La rugosidad absoluta (ϵ) = 0.26... Rugosidad relativa (ϵ/D) = 0.001 ... Factor de fricción para flujo en régimen de turbulencia total (f) = 0.0196

A- 23a. Factores de fricción para tuberías comerciales de acero limpias



El diagrama superior se refiere a tuberías de acero según ANSI 36.10 y BS1600 e indica los diámetros interiores de estas tuberías para diferentes números de cédula. Para otras tuberías de acero comerciales, hállese el diámetro interior y véase sólo la gráfica principal.

Adaptación de datos extraídos de la referencia 18 de la Bibliografía.

$$Re = \text{Número de Reynolds} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

Problema: Determinese el factor de fricción para una tubería de 12 pulgadas, Cédula 40, para un flujo con Número de Reynolds = 300 000.

Solución: El factor de fricción (f) es igual a 0.016.

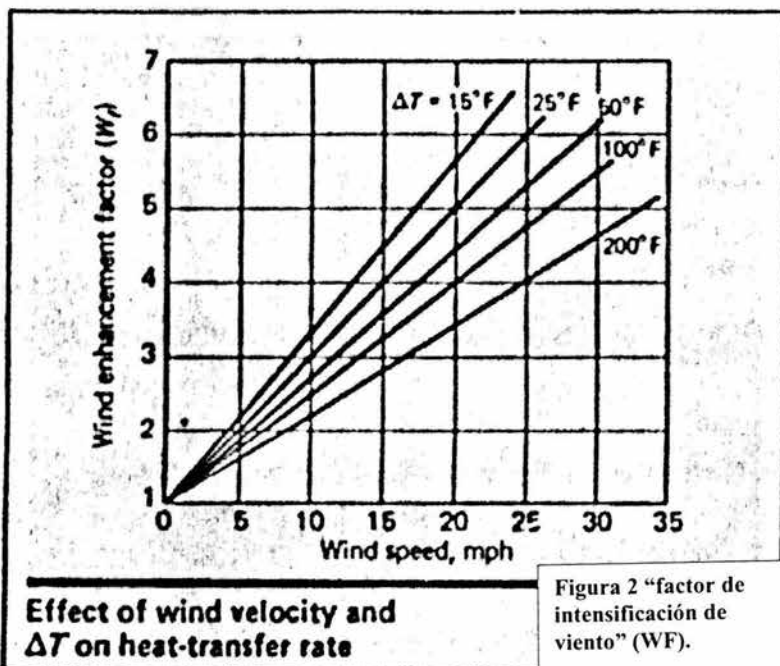


Figura 2 "factor de intensificación de viento" (WF).

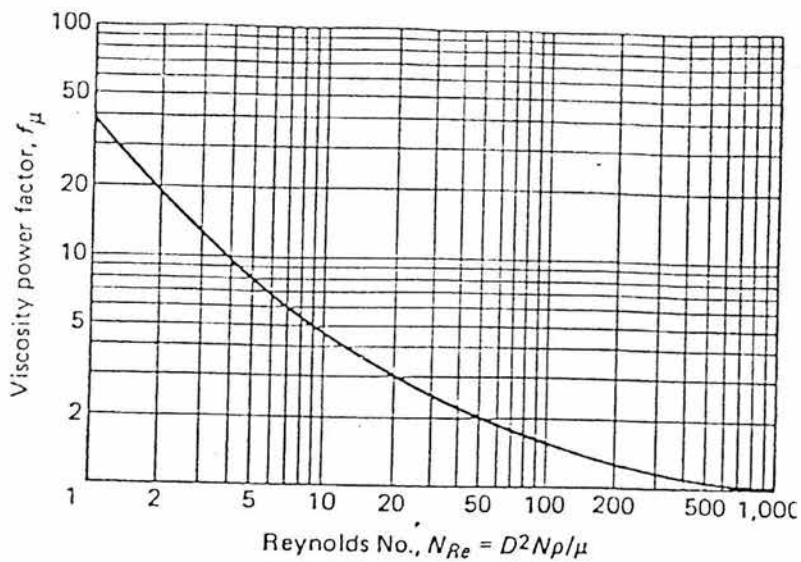
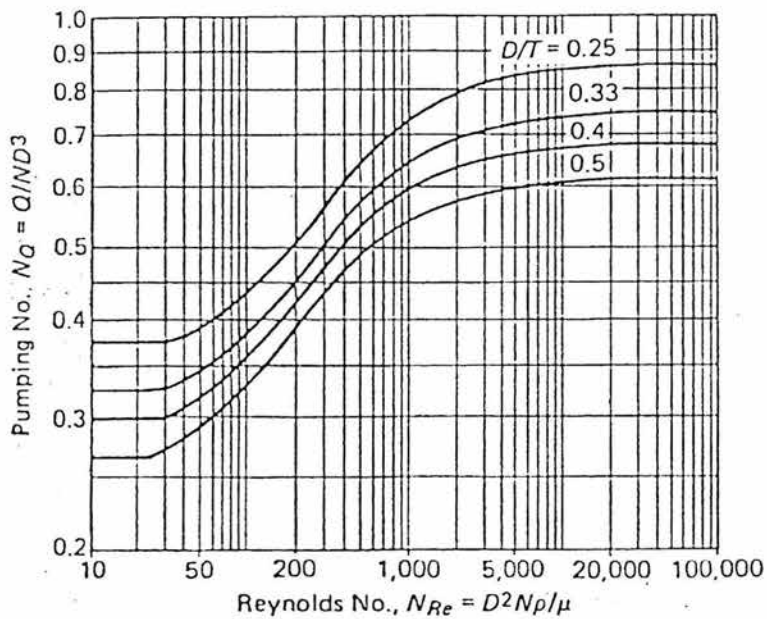


Figura 5 Número de Reynolds Vs Corrección del Número de Bombeo

Viscosity-factor correlation



Pumping-number correlation

Figura 6 Factor de Energía de Viscosidad Vs No de Reynolds

Grafica 32 Espesor Optimo para el Aislamiento Calculado.

