



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN**

"CARACTERIZACION TERMICA DEL REACTOR DEL L.E.M. DE
LA F.E.S.-C C-1"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

JOSE MANUEL LOPEZ MARQUEZ

ASESOR: DR. ELIGIO PASTOR RIVERO MARTINEZ

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEXICO

2005

m 344985



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.



GOBIERNO NACIONAL
SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN

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

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN



DEPARTAMENTO DE
EXAMENES PROFESIONALES

DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLAN
P R E S E N T E

ATN: Q. Ma. del Carmen García Mijares
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán

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

Caracterización térmica del reactor del LEM de la FES-C C-1

que presenta el pasante: José Manuel López Marquez
con número de cuenta: 9310424-1 para obtener el título de :
Ingeniero Químico

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

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Méx. a 07 de Febrero de 2005

PRESIDENTE IQ. Ariel Bautista Salgado

VOCAL Dr. Adolfo Obaya Valdivia

SECRETARIO Dr. Eligio Pastor Rivero Martínez

PRIMER SUPLENTE MC. Ricardo Paramont Hernández García

SEGUNDO SUPLENTE IQ. Gilberto Atilano Amaya Ventura

DEDICATORIAS:

- ✓ A mis padres que me han dado entre muchas cosas la oportunidad de vivir, de prepararme, de elegir mis propios retos y de triunfar o fracasar en ellos.
- ✓ A mi esposa que ha traído a mi vida la plenitud del amor y una razón más para vivir con empeño.
- ✓ A mis hijos David y Oscar que son mi más grande inspiración y me han dado una oportunidad más de ser feliz al compartir con ellos lo poco o lo mucho que tengo o que soy.
- ✓ A mi tía Tere que con mucho cariño y paciencia me enseñó a leer y a escribir.

AGRADECIMIENTOS:

- ✓ A Dios por darme fuerza y entendimiento para no claudicar en los momentos más difíciles.
- ✓ A mis padres por todos sus esfuerzos, su apoyo moral y económico. No hay palabras que apremien lo que han hecho por mí, sólo puedo decirles que los amo.
- ✓ A mi linda esposa por todo su apoyo, tolerancia y comprensión. Por compartir este sueño conmigo.
- ✓ A todos mis hermanos por su leal amistad y agradable compañía, en especial a mi hermano Gerardo por ser un gran ejemplo de calidad humana y por su apoyo incondicional.
- ✓ A la Universidad Nacional Autónoma de México porque además de abrirme las puertas y brindarme los medios para prepararme como ingeniero químico, me enseñó a ser una mejor persona mientras convivía con su enorme colage de personalidades. A cambio de todo esto sólo me pidió; ponerme la camiseta, mantener su nombre en alto y recordar para siempre que “Por mi raza hablará el espíritu” ¡Que gran compromiso y que orgullo cumplir con esa misión! Gracias UNAM.
- ✓ A todos mis profesores por guiarme hasta aquí con esmero y dedicación, en especial al Dr. Eligio Pastor Rivero Martínez por su valiosa asesoría en la elaboración del presente trabajo.
- ✓ A todos los que me brindaron su amistad haciendo que el camino fuera más agradable, en especial a Marco Antonio Zamora Guerrero y Roberto Ramírez que han sido constantes en esa amistad.

INDICE

Pag.

1.- TRANSFERENCIA DE CALOR	1
1.1 FUNDAMENTOS	1
• CONDUCCIÓN	1
• CONVECCIÓN	5
○ Convección Natural	
○ Convección forzada	
1.2 RECIPIENTES ENCHAQUETADOS CON AGITACIÓN	10
• EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR	10
• LOS COEFICIENTES DE PELICULA "h ₁ " Y "h ₂ "	12
1.3 TRANSFERENCIA DE CALOR EN ESTADO TRASCIENTE	18
• OPERACIÓN ISOTÉRMICA	18
• OPERACIÓN NO ISOTÉRMICA	19
2.- REACTORES DEL TIPO TANQUE AGITADO	22
2.1 GENERALIDADES	22
• VARIABLES QUE AFECTAN LA VELOCIDAD DE REACCIÓN	23
2.2 EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LAS CONSTANTES CINÉTICAS	24
• DINÁMICA DE LAS REACCIONES QUÍMICAS	24
○ Ecuación de Arrhenius	
○ Teoría de la colisión	
○ Teoría del estado de transición	
• ENERGÍA DE ACTIVACIÓN Y DEPENDENCIA CON LA TEMPERATURA	27
2.3 EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO	28
• PROPIEDADES DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO	28
• VARIACIÓN DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO CON LA TEMPERATURA	28
• EFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE LA CONVERSIÓN	30
○ Progresión de temperatura óptima	
2.4 REACTORES OPERADOS POR LOTES	33
• BALANCE DE MATERIA	33
• LA ECUACIÓN DE DISEÑO	34
• BALANCE DE ENERGÍA	35
• OPERACIÓN ADIABÁTICA	36
○ Temperatura adiabática y conversión de equilibrio	
○ Temperatura de alimentación óptima	
2.5 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE REACTORES ENCHAQUETADOS CON AGITACIÓN	40
• GEOMETRÍA DEL REACTOR	40
• MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN Y ACABADOS	41
• TIPOS DE ENCHAQUETADO	42

o Con boquillas de agitación	
o Con deflectores en espiral	
o Con rollos de medio tubo	
o Chaqueta agujerada	
• TIPOS DE AGITADOR.....	47
• HIDRODINÁMICA.....	50
• INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL.....	51
3.- REACTOR DEL L.E.M.	52
3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL.....	52
3.2 DATOS TÉCNICOS	53
• DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTOS.....	53
• ESPECIFICACIONES Y PLANOS.....	54
3.3 MANUAL DE OPERACIÓN	61
• GENERALIDADES.....	61
• OPERACIÓN POR LOTES.....	63
• MEDIDAS DE SEGURIDAD.....	64
• MANTENIMIENTO.....	65
4.- ESTUDIO EXPERIMENTAL	68
4.1 HIPÓTESIS	68
4.2 PLAN EXPERIMENTA.....	68
4.3 DESCRIPCIÓN DE LA EXPERIMENTACIÓN.....	68
4.4 RESULTADOS.....	70
o CALENTAMIENTO	
o ENFRIAMIENTO	
5.- ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	75
5.1 DETERMINACIÓN DE “U”.....	75
5.2 ESTIMACIÓN DE LAS PERDIDAS DE CALOR	85
5.3 COMPARACIÓN CON OTRAS CORRELACIONES	86
5.4 VALIDACIÓN DE RESULTADOS	91
• CALENTAMIENTO.....	92
• ENFRIAMIENTO.....	93
5.5 SUGERENCIAS PARA CONTINUAR EL TRABAJO.....	93
CONCLUSIONES.....	94
BIBLIOGRAFÍA.....	95

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL.-Obtener experimentalmente los coeficientes globales de transferencia de calor para el calentamiento con vapor y el enfriamiento con diferentes flujos de agua en una operación por lotes del reactor del L.E.M. de la F.E.S.-C, C-1.

OBJETIVOS PARTICULARES:

- Presentar información básica de la transferencia de calor en reactores enchaquetados.
- Analizar el problema de la adición y eliminación de calor en recipientes enchaquetados en estado transiente.
- Llevar a cabo una revisión bibliográfica del tema, con el objetivo de conocer algunas correlaciones prácticas para el cálculo de los coeficientes de película en recipientes de proceso con diferentes geometrías, en particular para reactores enchaquetados.
- Presentar información básica de la influencia de la temperatura en las reacciones químicas.
- Llevar a cabo una revisión bibliográfica del tema, con el objetivo de conocer algunas consideraciones básicas en el diseño de reactores enchaquetados con agitación.
- Comparar los resultados experimentales con diferentes correlaciones para establecer la que más se adapte a las condiciones del equipo en particular.

INTRODUCCIÓN

Los reactores agitados son equipos utilizados ampliamente en la industria. Estos reactores pueden ser operados de forma continua, por lotes o en forma semicontinua. Un aspecto muy importante en el diseño y operación de estos equipos es el de la transferencia de calor debido a que la velocidad de transmisión de calor determina comúnmente el desempeño del reactor. El control del flujo de calor permite obtener los productos con el rendimiento deseado, evitando o minimizando reacciones indeseables. En este sentido, el presente trabajo tiene como finalidad realizar un estudio teórico-experimental, enfocado a caracterizar térmicamente el reactor del L.E.M. que se encuentra en la nave 1000 de la F.E.S –C -1.

El presente trabajo se propone obtener experimentalmente los coeficientes globales de transferencia de calor para los procesos de calentamiento con vapor y enfriamiento con diferentes flujos de agua en una operación por lotes.

Esta tesis ha sido estructurada en cinco capítulos que permiten orientar de una manera sencilla a todos los interesados en la transferencia de calor en reactores encaquetados con agitación operados por lotes.

De este modo, el capítulo uno, TRANSFERENCIA DE CALOR, retoma los conceptos básicos de la conducción y convección para después aplicarlos en los procesos de estado transiente de tanques encaquetados con agitación. En el mismo capítulo se presenta, en forma de tablas, el resultado de una revisión bibliográfica del tema, que se llevo a cabo para conocer algunas correlaciones prácticas en el cálculo de los coeficientes de película tanto en el interior del tanque como de la chaqueta.

Por su parte, el capítulo dos, REACTORES DEL TIPO TANQUE AGITADO, explica brevemente el efecto de los cambios de temperatura en las reacciones químicas, resaltando así, la importancia que tiene el estudio de los problemas de adición y eliminación de calor en reactores encaquetados operados por lotes. El capítulo finaliza presentando el resumen de la revisión bibliográfica enfocada al diseño de este tipo de reactores.

El capítulo tres, REACTOR DEL L.E.M. hace una descripción minuciosa del equipo en cuestión, mostrando una replica de los planos y hojas de especificación proporcionados por el fabricante (Pfaudler S.A de C.V), presenta también un diagrama de tuberías e instrumentos actualizado complementado con el manual de operación del dicho reactor.

A través del capítulo cuatro, ESTUDIO EXPERIMENTAL, el lector podrá conocer a detalle, en que forma y bajo que condiciones se realizó la experimentación, así mismo podrá consultar los resultados obtenidos.

Los cuatro capítulos anteriores forman la base para el capítulo cinco, ANÁLISIS DE RESULTADOS, ya que ahí encontrará la aplicación de algunas ecuaciones presentadas en los dos primeros capítulos. Este apartado no deja de lado el análisis estadístico para informar al lector el nivel de confiabilidad con que puede utilizar los resultados obtenidos.

1 TRANSFERENCIA DE CALOR

1.1 FUNDAMENTOS

CONDUCCIÓN

Cuando en un cuerpo existe un gradiente de temperatura, la experiencia muestra que hay una transferencia de calor desde la región de alta temperatura hacia la de baja temperatura. Se dice que la energía se ha transferido por conducción y que el flujo de calor por unidad de área es proporcional al gradiente normal de temperatura.

$$q = -kA \frac{\partial T}{\partial x} \dots\dots\dots 1.1.1$$

Donde “q” es el flujo de calor y $(\partial T/\partial x)$ es el gradiente de temperatura respecto a una posición. La constante “k” se llama conductividad térmica del material y se ha puesto el signo negativo para satisfacer el segundo principio de la termodinámica; esto es, el calor debe de fluir hacia las temperaturas decrecientes, “A” es el área de transferencia de calor. La ecuación 1.1.1 se llama “ley de Fourier de la conducción de calor”.

La conductividad térmica “k” de los sólidos es mayor que la de los líquidos, la que a su vez es mayor que la de los gases. Es más fácil transmitir calor a través de un sólido que a través de un líquido y más fácil por un líquido que por un gas. Algunos sólidos tales como los metales, tienen altas conductividades térmicas y se llaman conductores. Otros tienen bajas conductividades y se llaman aislantes, los valores reportados de “k” en la literatura son los promedios del espécimen completo de prueba. Las conductividades de los sólidos pueden, ya sea aumentar o disminuir con la temperatura, y en algunos casos puede hasta invertir su velocidad de cambio de una disminución a un incremento. Para la mayoría de los problemas prácticos no hay necesidad de introducir un factor de corrección para considerar las variaciones de la conductividad térmica con la temperatura. Sin embargo, la variación puede usualmente expresarse por la siguiente ecuación lineal.

$$k = k_0 + \lambda T \dots\dots\dots 1.1.2$$

Donde “k₀” es la conductividad a la temperatura de inicio y “λ” es una constante que denota el cambio en la conductividad por grado de cambio en la temperatura “T”.

La conductividad para muchos líquidos decrece con el aumento en la temperatura, aunque el agua es una excepción notable. Para todos los gases y vapores comunes, hay un aumento con el aumento de la temperatura. Sutherland dedujo una ecuación a partir de la teoría cinética de los gases que es aplicable a la variación de la conductividad de los gases con la temperatura.

$$k = k_{32} \frac{492 + C_k}{T + C_k} \left(\frac{T + 460}{492} \right)^{3/2} \dots\dots\dots 1.1.3$$

Donde: C_k = constante de Sutherland.
 T = temperatura absoluta del gas, °F.
 K_{32} = conductividad del gas a 32 °F.

Parece ser que la influencia de la presión en la conductividad de los sólidos y líquidos es despreciable y los datos reportados sobre los gases son muy inexactos debido a los efectos de la convección libre y radiación, que no permiten hacer generalizaciones.

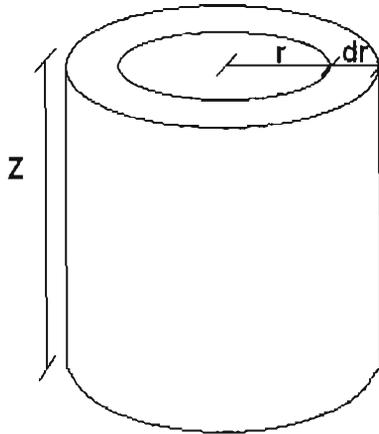


FIGURA 1.1 (CILINDRO VERTICAL CON ESPESOR "dr")

En el caso de una geometría cilíndrica, como se muestra en la figura 1.1, el balance de energía unidimensional en la dirección radial y en estado transitorio es:

Energía que entra Por conducción a Través de la cara interior.	=	Variación de la Energía interna	+	Energía que sale por conducción a través de la cara exterior.1.1.4
---	---	------------------------------------	---	--	------------

$$\text{Energía que entra} = -kA \frac{\partial T}{\partial r}$$

$$= (qA)_r$$

Donde "r" es el radio del cilindro.

$$q = kT'$$

$$q' = kT''$$

$$\text{Variación de la energía interna} = \frac{dE}{dt} = mC_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Donde "E" es la energía interna del sistema.

"Cp" calor específico del material.

$\frac{\partial T}{\partial t}$ es la derivada parcial de la temperatura con respecto al tiempo.

$$\frac{dE}{dt} = \rho V C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Donde: "V" es el volumen del material.

"ρ" es la densidad del material.

$$\frac{dE}{dt} = \rho A dr C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Donde A es el área de transferencia de calor.

Energía que sale = $(qA)_{r+dr}$

Por expansión de Tylor = $(qA)_r + (qA)' dr$ [5]

Sustituyendo, la ecuación resultante es:

$$(qA)_r = (qA)_r + (qA)' dr + \rho A dr C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

$$-(qA)' dr = \rho A dr C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

$$-q' A - A' q = \rho A dr C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Donde: $A = 2\pi rL$

"L" es la longitud del cilindro

$$A' = \frac{\partial A}{\partial r} = 2\pi L$$

Sustituyendo

$$-q' 2\pi rL - q 2\pi L = \rho C_p 2\pi rL \frac{\partial T}{\partial t}$$

Factorizando $2\pi L$

$$-2\pi L(q'r + q) = 2\pi L\left(\rho C_p r \frac{\partial T}{\partial t}\right)$$

Dividiendo entre r

$$-\left(q' + \frac{1}{r}q\right) = \rho C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Sustituyendo q y q'

$$-\left(-kT'' - \frac{1}{r}kT'\right) = \rho C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

$$k\left(T'' + \frac{1}{r}T'\right) = \rho C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Sustituyendo por la difusividad térmica = $\alpha = \frac{k}{\rho C_p}$

$$T'' + \frac{1}{r}T' = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t}$$

O bien: $\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t}$ 1.1.5

Realizando el mismo análisis, ahora en la dirección transversal resulta:

ENTRA = SALE + ACUMULACIÓN

$$(qA)_z = (qA)_{z+dz} + \rho C_p A dz \frac{\partial T}{\partial t}$$

$$(qA)_z = (qA)_z + q' dz A + \rho C_p A dz \frac{\partial T}{\partial t}$$

$$-q' dz A = \rho C_p A dz \frac{\partial T}{\partial t}$$

En esta dirección el área de transmisión de calor es constante.

$$-q' = \rho C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Sustituyendo $q' = -kT''$

$$-(-kT'') = \rho C_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

$$\alpha = \frac{k}{\rho C_p}$$

$$T'' = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t}$$

O bien:
$$\frac{\partial^2 T}{\partial z^2} = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t} \dots\dots\dots 1.1.6$$

Conjugando las ecuaciones 1.1.5 y 1.1.6 obtenemos la ecuación diferencial que gobierna la conducción de calor en dos dimensiones y en estado transitorio, para un cilindro concéntrico como el mostrado en la figura 1.1.

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t} \dots\dots\dots 1.1.7$$

La solución analítica de la ecuación 1.1.7 resulta muy compleja, tal complejidad radica fundamentalmente en el hecho de que la solución general está sujeta a condiciones iniciales y de frontera de acuerdo al problema específico.

CONVECCIÓN

Convección natural

La convección natural o libre, se observa como el resultado del movimiento del fluido debido a los cambios de la densidad que resultan de un proceso de calentamiento o de enfriamiento. El movimiento del fluido en la convección natural, ya sea un gas o un líquido, resulta de las fuerzas de flotabilidad impuestas sobre el fluido cuando su densidad en la proximidad de la superficie de transferencia de calor cambia. Las fuerzas de flotabilidad no estarían presentes si sobre el fluido no actuase un campo de fuerzas exterior como la gravedad, aunque la gravedad no es el único campo de fuerzas que puede producir las corrientes de convección natural, por ejemplo, sobre un fluido encerrado en una máquina rotatoria influye el campo de fuerzas centrífugas y, por tanto, podría tener fuerzas de convección natural si se calentasen una o más de las superficies en contacto con el fluido.

En los tubos con diámetro muy grande se observa que las corrientes de convección natural se mezclan más rápido con el seno del líquido, así que el coeficiente de película para convección natural es función del diámetro interior del tubo o recipiente, la densidad del líquido " ρ ", el coeficiente de expansión " β ", la constante gravitacional " g ", la conductividad térmica " k ", la viscosidad " μ " y obviamente la diferencia de temperatura " ΔT " entre la pared caliente y el fluido frío. Para expresar el efecto global de la transferencia de calor por convección, se utiliza la ley del enfriamiento de Newton:

$$q = hA(T_p - T_\infty) \dots\dots\dots 1.1.8$$

Donde: h, es el coeficiente de película.
 A, el área de transferencia de calor.
 T_p, es la temperatura en la pared.
 T_∞, es la temperatura promedio del fluido a gran distancia de la pared.

A través de los años se ha encontrado empíricamente que los coeficientes medios de transferencia de calor por convección natural pueden representarse, para diversas situaciones, en la siguiente forma funcional:

$$Nu_f = C(Gr_f Pr_f)^n$$

Donde: "Pr" es el número de Prandtl.
 "Nu_f" Número de Nusselt.
 "Gr_f" es el número de Grashof y queda definido por la siguiente ecuación:

$$Gr_f = D_e^3 \rho^2 g \beta \Delta T / \mu^2 \dots\dots\dots 1.1.9$$

Donde : "D_e" es el diámetro equivalente.
 "ρ" es la densidad del líquido.
 "g" es la aceleración de la gravedad.
 "β" es el coeficiente volumétrico de expansión.
 "ΔT" es la diferencia entre la temperatura de la pared y la del seno del líquido.
 "μ" es la viscosidad del líquido.

El subíndice "f" indica que las propiedades de los grupos adimensionales se evalúan a la temperatura de película, para lo cual se puede considerar el siguiente promedio.

$$T_f = \frac{T_\infty + T_p}{2} \dots\dots\dots 1.1.10$$

El producto de los números de Grashof y Prandtl se denomina número de Rayleigh:

$$Ra = Gr Pr \dots\dots\dots 1.1.11$$

La dimensión característica que se utiliza en los números de Nusselt y Grashof dependen de la geometría del problema. Para una placa vertical es la altura de la placa "L"; para un cilindro horizontal es el diámetro "D".

El mecanismo de convección libre fuera de las formas cilíndricas difiere grandemente de aquel dentro de los tubos. Fuera de los tubos, las corrientes de convección no están restringidas como dentro de ellos y el fluido que se calienta usualmente tiene libertad para subir a mayores alturas que el fluido frío, aumentando con esto la convección. La atmósfera alrededor de un tubo ha sido explorada por Ray, sus investigaciones muestran como el aire frío se mueve hacia el tubo caliente, calentándose por consiguiente y luego asciende. Numerosos investigadores han

establecido la influencia de, los números de Grashof y Prandtl en la correlación de la convección natural. Desafortunadamente la mayoría de la información experimental se ha obtenido de aparatos tales como un tubo simple o alambres en lugar de equipo industrial. De acuerdo con estas investigaciones, las superficies horizontales originan corriente que difieren grandemente de las que se originan en superficies verticales. McAdams ha sumariado las formas dimensionales simplificadas para la convección natural al aire, que se muestran a continuación:

Tubos horizontales.	$h_c = 0,50 \left(\frac{\Delta T}{d_o} \right)^{0,25}$	1.1.12
Cilindros horizontales.	$h = 1,32 \left(\frac{\Delta T}{d} \right)^{1/4}$	1.1.13
Tubos verticales largos.	$h_c = 0,4 \left(\frac{\Delta T}{d_o} \right)^{0,25}$	1.1.14
Cilindros verticales.	$h = 1,42 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4}$	1.1.15
Placa vertical menor de 2 ft de alto.	$h_c = 0,28 \left(\frac{\Delta T}{z} \right)^{0,25}$	1.1.16
Placa vertical mayor de 2 ft de alto.	$h_c = 0,3 \Delta T^{0,25}$	1.1.17
Placas horizontales hacia abajo.	$h_c = 0,38 \Delta T^{0,25}$	1.1.18
Placas horizontales hacia arriba.	$h_c = 0,2 \Delta T^{0,25}$	1.1.19

Donde: “ ΔT ” es la diferencia de temperatura entre la pared del tanque y el aire.
 “ d_o ” se refiere al diámetro exterior del tubo.
 “ z ” define la altura de una placa vertical.

La transferencia de calor en cilindros verticales puede calcularse con las mismas relaciones de las placas verticales si se cumple la siguiente relación.

$$\frac{D}{L} \geq \frac{35}{Gr_L^{1/4}} \dots\dots\dots 1.1.20$$

Donde “D” y “L” son respectivamente el diámetro y la longitud del cilindro.

Convección forzada

La transferencia de calor por convección se debe al movimiento del fluido; cuando tal movimiento es provocado por agitación mecánica, se dice entonces, que el calor se ha transferido por convección forzada. La agitación mecánica puede aplicarse por medio de un agitador o bien

induciendo a los fluidos caliente y frío a viajar a velocidades considerables en lados opuestos de tubos. Sabemos por otra parte que la convección forzada es más rápida que la convección natural y por la tanto, la más común.

Los procesos de transferencia de calor en tanques de mezclado usualmente se efectúan a través de superficies, tales como serpentines en el interior del tanque, o bien chaquetas en la parte externa de los mismos. Sin embargo, el problema a resolver es el cálculo del coeficiente de película (h_1) del lado del fluido contenido en el tanque. Siendo este coeficiente dependiente de la naturaleza propia de las soluciones incluyendo sus propiedades fisicoquímicas tales como; la densidad " ρ ", el calor específico " C_p ", la conductividad térmica " k ", la viscosidad " μ ", así como por sus propiedades reológicas y el grado de agitación del sistema. Muchos investigadores se han dado a la tarea de proponer correlaciones empíricas para el cálculo de dicho coeficiente. Para el caso, se han definido los siguientes números adimensionales.

$$Nu = \frac{h_1 D}{k} \dots\dots\dots 1.1.21$$

$$Re = \frac{d^2 N \rho}{\mu} \dots\dots\dots 1.1.22$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \dots\dots\dots 1.1.23$$

$$v_1 = \frac{\mu}{\mu_w} \dots\dots\dots 1.1.24$$

Los grupos adimensionales "Nu", "Re", "Pr", reciben el nombre de los números de Nusselt, Reynolds, Prandtl respectivamente en honor a los primeros investigadores en el ramo de la mecánica de fluidos y transmisión de calor. " v_1 " es un factor adimensional que tiene gran importancia, ya que mide la acción de un gradiente de viscosidad " μ/μ_w ", donde " μ " es la viscosidad a la temperatura en seno del líquido y " μ_w " la viscosidad del fluido formada a lo largo de la pared.

En algunas aplicaciones, por ejemplo, en tanques enchaquetados, el término de corrección por viscosidad no es muy común en la práctica, se recomienda cuando la viscosidad del fluido cambia significativamente con la temperatura. En tales casos, la temperatura en la superficie de la pared puede ser estimada con un tres por ciento de error con la expresión:

$$t_w = T - \left\{ (T - t) \left[1 + \left(\frac{h_f A_0}{h_i A_i} \right) \right] \right\} \dots\dots\dots 1.1.25$$

Donde: " A_0 " es el área de la chaqueta basada en el diámetro exterior del tanque
 " A_i " el área basada en el diámetro interior del tanque.

Para calcular la temperatura de la pared, los coeficientes de transferencia de calor se obtienen de correlaciones empíricas, como las que se muestran más adelante en las tablas 1.1 y 1.2, en las que el primer intento por estimar el número de Nusselt se deberá suponer el factor $(\mu/\mu_w) = 1$, una iteración es suficiente para calcular t_w . En las ecuaciones presentadas se asume que " μ/μ_w " permanece constante, pero en realidad cambia dentro del reactor durante el calentamiento o el enfriamiento.

Cuando un líquido está siendo calentado el término " μ/μ_w " deberá ser mayor que uno porque la viscosidad del líquido baja con el incremento de temperatura, por lo tanto, el valor corregido de "h" deberá ser más grande que el primero. Cuando un líquido es enfriado el proceso sucede a la inversa. El exponente "n" al que es elevado el factor " μ/μ_w " se puede obtener gráficamente con la figura 1.2.

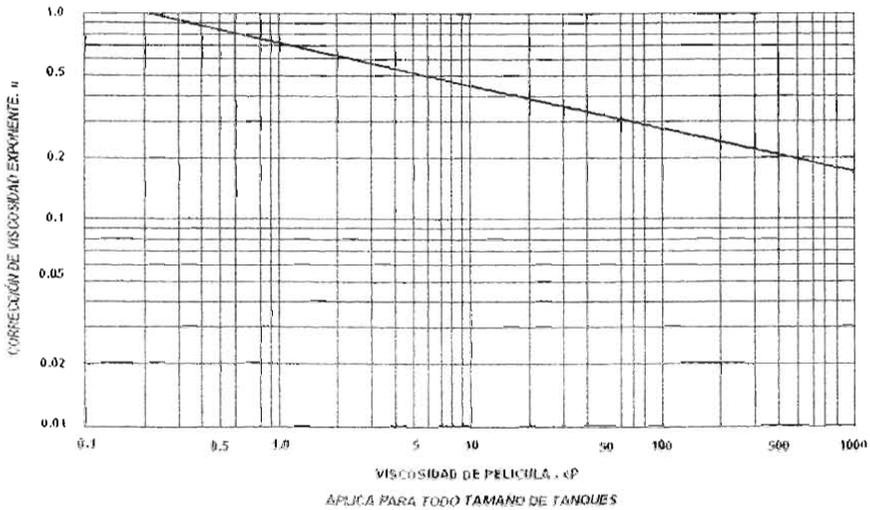


FIGURA 1.2 (DETERMINACIÓN GRAFICA DEL EXPONENTE "ε" PARA EL FACTOR μ/μ_w).

De manera general se ha encontrado que los coeficientes medios de transferencia de calor por convección forzada en tanques enchaquetados con agitación pueden representarse, para diversas situaciones, en la siguiente forma funcional:

$$Nu = \alpha Re^\beta Pr^\gamma \mu/\mu_w^\epsilon \dots\dots\dots 1.1.26$$

Donde $\alpha, \beta, \gamma, \epsilon$ son parámetros característicos para cada sistema de mezclado en particular.

1.2 RECIPIENTES ENCHAQUETADOS CON AGITACIÓN

Los tanques enchaquetados equipados con un agitador han tomado gran importancia en los procesos industriales, muchos de esos tanques son reactores y los efectos, ya sean exotérmicos o endotérmicos, deben ser considerados. El grado de transferencia de calor para o desde una cantidad de líquido agitado está en función de las propiedades físicas de ese líquido, el medio de enfriamiento o calentamiento, la geometría del tanque, el grado de agitación, el tipo, tamaño y posición del agitador entre otros factores.

Los parámetros de agitación deben ser considerados antes de estudiar la transferencia de calor y se definen según sea la tarea que debe cumplir, tal como; suspender o dispersar sólidos, emulsificar un líquido inmiscible o promover una reacción química, entre otros.

El área de transferencia de calor y la diferencia de temperaturas entre la chaqueta y el interior del tanque suelen ser los factores más importantes, aún más, que los parámetros de agitación, durante un proceso de transferencia de calor.

Colburn ha tabulado los resultados de cierto número de estudios de lo cual se pueden sacar algunas amplias generalizaciones. Para la transferencia de calor de vapor de agua condensada en una chaqueta a agua hirviendo dentro del recipiente, el coeficiente total limpio es de cerca de $250 \text{ BTU}/(\text{h})(\text{pie})^2(^\circ\text{F})$ para recipientes de cobre y 175 para recipientes de acero. La diferencia se debe a las conductividades y espesor estructural de los dos metales, respectivamente. Los mismos coeficientes pueden esperarse para la ebullición de soluciones acuosas diluidas. Para el calentamiento o enfriamiento de agua con agua, un coeficiente global de $100 \text{ BTU}/(\text{h})(\text{pie})^2(^\circ\text{F})$ parece ser razonable siempre y cuando ninguna de las corrientes se refrigere. Para soluciones acuosas cuyas propiedades no difieren de en gran medida de aquellas del agua pura, los coeficientes tal vez sean entre 75 y 80. Para el calentamiento o enfriamiento de hidrocarburos no viscosos, el coeficiente global deberá reducirse a cerca de 50 y para algunos compuestos orgánicos el rango probable de los coeficientes es de 10 a 20.

Un coeficiente seleccionado del párrafo anterior no puede incorporarse a la ecuación de Fourier $Q = UA\Delta T$ excepto cuando el recipiente opere a régimen constante. Un recipiente enchaquetado puede adaptarse para operaciones de régimen constante cuando la entrada y la salida de materiales son constantes. Ya que los recipientes enchaquetados son generalmente aparatos para procesar lotes, la diferencia de temperatura durante el proceso de calentamiento o enfriamiento no es constante. El coeficiente debe, por lo tanto sustituirse en una ecuación de estado transitorio apropiada, que tome en consideración el tiempo requerido para cambiar la temperatura del lote y por consiguiente emplear una diferencia de temperaturas que varía con el tiempo.

EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR "U"

Se llama coeficiente global de transmisión de calor al recíproco de todas las resistencias, que por conducción, convección o radiación, se oponen al la flujo de calor.

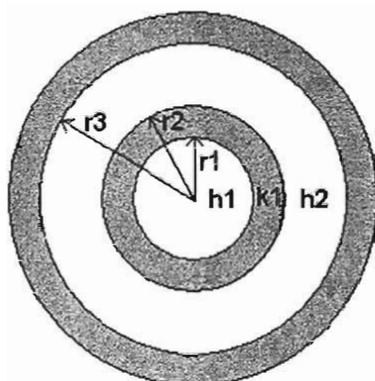


FIGURA 1.3 (CORTE RADIAL DE LA FIGURA 1.1)

Considérese el tanque enchaquetado de la figura 1.3 que muestra un corte radial de la figura 1.1. En ésta, se muestran claramente tres resistencias al flujo de calor desde el interior hacia el fluido que se encuentra en la chaqueta, donde:

h_1 = Coeficiente de película del líquido interior.

k_1 = Conductividad térmica de la camisa del tanque.

h_2 = Coeficiente de película del fluido que va por la chaqueta.

Por conducción:
$$q = kA \frac{\Delta T}{\Delta x}$$

$$q = \frac{\Delta T}{\frac{\Delta x}{kA}} = \frac{\text{fuerza impulsora}}{\text{resistencia}}$$

Por convección:
$$q = hA(T_2 - T_1)$$

$$q = \frac{\Delta T}{\frac{1}{hA}} = \frac{\text{fuerza impulsora}}{\text{resistencia}}$$

Generalizando:
$$U = \frac{1}{\sum \text{resistencias}} \dots\dots\dots 1.2.1$$

Se dice entonces, que el coeficiente global de transferencia de calor "U" es el inverso de la suma de las resistencias térmicas. En un tanque enchaquetado como el de la figura 1.3 el

coeficiente “U” está dado sólo por las resistencias comprendidas hasta el fluido en la chaqueta y se expresa de la siguiente manera.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1 A_{LMAD}} + \frac{\Delta x}{k_1 A_{LMAD}} + \frac{1}{h_2 A_{LMAD}}} \dots\dots\dots 1.2.2$$

Como sabemos que en un cilindro el área de transmisión de calor es variable, se considera un área media logarítmica. Se calcula de la siguiente manera:

$$A_{LMAD} = \frac{A_{n+1} - A_n}{\ln \frac{A_{n+1}}{A_n}}$$

$$A_{n+1} = 2\pi L r_{n+1}$$

$$A_n = 2\pi L r$$

$$A_{LMAD} = \frac{2\pi L(r_{n+1} - r_n)}{\ln \frac{r_{n+1}}{r_n}} \dots\dots\dots 1.2.3$$

LOS COEFICIENTES DE PELICULA “h₁” Y “h₂”

Los valores de los coeficientes de película “h₁” y “h₂” a los que se refiere la ecuación 1.2.2 se obtienen despejándolo del número de Nusselt = hD/k, el cual puede ser obtenido a través de una correlación apropiada. Un gran número de correlaciones empíricas han sido publicadas en la literatura especializada. Algunas de ellas se muestran en las tablas 1.1 y 1.2 para el coeficiente del lado del recipiente y en la tabla 1.3 para el coeficiente del lado de la chaqueta.

Las ecuaciones contenidas en las tablas 1.1 y 1.2 consideran diferentes variables como son: el tipos de agitador, el número de hojas del agitador, diferentes geometrías del tanque, la existencia de deflectores en el interior del tanque. En estas ecuaciones se establece el intervalo de número de Reynolds para el que son aplicables, se enlistan también algunas otras variantes como; el numero de hojas del agitador , el espacio entre los espirales en un agitador helicoidal expresado como (D_T- D) / 2 , el espacio entre un agitador tipo ancla y la pared del tanque que en el caso de las líneas 16 y 17 es menor de 1 in y en el caso de la línea 18 puede ser de 1 a 5.125 in, entre otras.

La tabla 1.1 recomienda hacer una corrección debida al tipo de geometría, las dimensiones pueden consultarse en la figura 1.4, tal factor geométrico deberá multiplicarse por el valor calculado con la ecuación general $Nu = \alpha Re^\beta Pr^\gamma v_1^\epsilon$ para obtener el valor final del número de Nusselt. En la misma tabla se muestran los valores de los exponentes $\alpha, \beta, \gamma, \epsilon$.

De igual forma en la tabla No. 1.3 se definen algunas ecuaciones para el cálculo del coeficiente "h₂" del lado del fluido que va por la chaqueta; en tales ecuaciones se han considerado variables como; el tipo de enchaquetado (convencional, con boquillas de agitación, con rollos medio tubo, con hoyuelos, con deflectores en espiral) y se establece el intervalo de número de Reynolds para el que son aplicables. Para el caso de la ecuación de la línea 8 el valor de "dc" se refiere al diámetro de la curvatura de la chaqueta, mientras que en las ecuaciones de las líneas 12 y 14 se refiere al diámetro de de la curvatura del rollo, pero en ambos casos "dv" es el diámetro interno del tanque. Para todas las ecuaciones "De" se refiere al diámetro equivalente de la chaqueta y viene dado por $D_e = (D_{jo}^2 - D_{ji}^2) / D_{ji}$, donde D_{jo} y D_{ji} son el diámetro exterior e interior de la chaqueta respectivamente.

Para el caso de las líneas 6 a 9 el área anular queda definida por la ecuación $A_x = \pi((D_{jo})^2 - (D_{ji})^2) / 4$ [17]

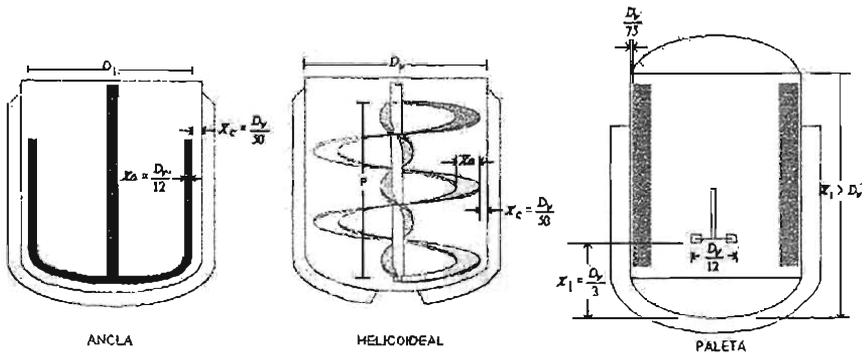


FIGURA 1.4 (DIMENSIONES ESTANDAR PARA AGITADORES EN TANQUES ENCHAQUETADOS).

TABLA 1.1											
ECUACIONES PARA CALCULAR EL COEFICIENTE INTERIOR DE PELICULA n1 EN TANQUES ENCHAQUETADOS CON AGITACIÓN											
Tipo de Agitador	Geometría estándar						Exponentes				Corrección geométrica recomendada
	X_v/D_v	X_r/D_1	D_v/D_1	L/D_1	N_M	Deflector	α	β	ϵ	ϵ	
Varias turbinas disco, recta y hoja inclinada	1.0	1/3	1/3	1/5	6	No	0.54	2/3	1/3	0.14	$\left(\frac{L_1/D_1}{1/5}\right)^{0.15} \left(\frac{N_M}{6}\right)^{0.2} [\text{Sin}(\theta)]^{0.5}$
Varias turbinas disco, recta y hoja inclinada	1.0	1/3	1/3	1/5	6	Si	0.74	2/3	1/3	0.14	$\left(\frac{L_1/D_1}{1/5}\right)^{0.2} \left(\frac{N_M}{6}\right)^{0.2} [\text{Sin}(\theta)]^{0.5}$
Hélice	1.0	1/3	1/3	$P/D_i = 1$	3	No	0.37	2/3	1/3	0.14	$\left(\frac{D_v/D_1}{3}\right)^{0.25} \left(\frac{X_1}{X_1}\right)^{0.15}$
Hélice	1.0	1/3	1/3	$P/D_i = 1$	3	Si	0.5	2/3	1/3	0.14	$\frac{1.29P/D_1}{0.29 + P/D_1}$
hoja retirada					3	Si	0.33	2/3	1/3	0.14	

TABLA 1.2 ECUACIONES PARA CALCULAR EL COEFICIENTES INTERIOR DE PELICULA μ_1 EN TANQUES ENCHAQUETADOS CON AGITACIÓN					
#	TIPO DE AGITADOR	BAFFLES	# REYNOLDS	NUSSELT	COMENTARIOS
1	TURBINA DE HOJA PLANA	SI	>400	$0.74(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.11}$	Para turbinas de 6 hojas con geometría estándar $D/D_T = 1/3$. $Z/D_T = 1.0$
2	TURBINA DE HOJA PLANA	SI/NO	<400	$0.54(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	Para turbinas de 6 hojas con geometría estándar $D/D_T = 1/3$. $Z/D_T = 1.0$
3	TURBINA DE HOJA PLANA	SI	>400	$0.85(N_{Re})^{0.66}(N_{Fr})^{0.33}(Z/D_T)^{0.16}$ $(D/D_T)^{0.11}(\mu/\mu_w)^{0.11}$	Ecuación general para geometrías no estándar
4	TURBINA DE HOJA PLANA	SI/NO	20 A 300	$0.535(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.21}$	6 hojas planas, tanque de 2 ft de diámetro de 50 gal. con cabezas esféricas
5	TURBINA DE HOJA PLANA	SI	>1300	$0.40(N_{Re})^{0.65}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$ $(L/D)^{0.33}(2/B)^{0.3}$	4 hojas, estudios echos en tanque de 4 ft de diámetro y 5 ft de altura.
6	TURBINA DE HOJA CURVA	SI	>20000	$0.37(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	3 hojas curvas, tanques fabricados por Pfaudler Co. de 30 a 1000 galones.
7	TURBINA HOJA DE RETIRO	NO	SIN LIMITACIÓN	$0.68(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	Para agitadores con seis hojas de retiro.
8	TURBINA HOJA DE RETIRO	SI	SIN LIMITACIÓN	$0.33(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	Para impulsores con tres hojas de retiro de acero.
9	TURBINA HOJA DE RETIRO	SI	SIN LIMITACIÓN	$0.37(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	tres hojas de retiro de aleaciones de acero
10	TURBINA TIPO RUSHTON	SI	16000 A 273000	$0.314(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.21}$	factores geométricos $b/D = -0.045$ $g/D = -0.048$
11	HÉLICE	SI	SIN LIMITACIÓN	$0.54(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	Divide el h obtenido con esta ecuación por un factor de 1.3
12	HÉLICE	SI/NO	>1000	$0.42(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	0.8 ° C de diferencia entre la pared del tanque y el seno del liquido
13	HÉLICE	SI/NO	<1000	$4.2(N_{Re})^{0.33}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.2}$	0.8 ° C de diferencia entre la pared del tanque y el seno del liquido
14	PALETA	SI/NO	285 A 258000	$0.36(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	La geometría del tanque es de 1 ft de diámetro y base plana
15	PALETA	SI/NO	20 A 4000	$0.415(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.21}$	La geometría del tanque es de 1 ft de diámetro y base plana
16	ANCLA	NO	30 A 300	$1.0(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	El "U" varía inversamente al espacio entre el ancla y la pared y es menor de 1in
17	ANCLA	NO	300 A 4000	$0.38(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.18}$	El "U" varía inversamente al espacio entre el ancla y la pared y es menor de 1in
18	ANCLA	NO	4000 A 37000	$0.55(N_{Re})^{0.67}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	El "U" varía inversamente al espacio entre el ancla y la pared y va de 1 a 5.12in
19	ANCLA	NO	45 A 300	$0.55(N_{Re})^{0.66}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.12}$	Estudios en jugo de fruta por Saravacos y Moyer
20	HELICOIDEAL	NO	<130	$0.248(N_{Re})^{0.65}(N_{Fr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$ $(e/D)^{-0.21}(i/D)^{-0.28}$	e = espacio(DT-D)/2 ,ft. D = Diametro de hélice ft i = pitch agitador-espiral
21	HELICOIDEAL	NO	>130	$0.238(N_{Re})^{0.65}(N_{Fr})^{0.33}$ $(\mu/\mu_w)^{0.14}(i/D)^{-0.21}$	e = espacio(DT-D)/2 ,ft. D = Diametro de hélice ft i = pitch agitador-espiral

TABLA 1.3
ECUACIONES PARA CALCULAR EL COEFICIENTES EXTERIOR DE
PÉLICULA N2 EN TANQUES ENCHAQUETADOS CON AGITACIÓN

#	TIPO DE CHAQUETA	# REYNOLDS	# NUSSELT	COMENTARIOS
1	Anular con deflectores en espiral	>10000	$0.027(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$ $(1+3.5D_e/D_c)$	El numero de Nusselt queda en función del Diámetro equivalente (De). $Nu = h_e D_e / k$
2	Anular con deflectores en espiral	<2100	$1.86(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(D_e/L)(\mu/\mu_w)^{0.14}$	L = longitud del camino del rollo de la chaqueta.
3	Anular con deflectores en espiral	2100 A 10000		Obtener el Nusselt desde la figura 1.5 o use el valor de la línea 1 o 2 dependiendo del Reynolds.
4	Anular con deflectores en espiral	<2100	$1.86(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(D_e/L)(\mu/\mu_w)^{0.14}$	De=Djo-Djl, donde Djo y Djl son los diámetros exterior e interior de la camisa respectivamente.
5	Anular con deflectores en espiral	210 a 10000		Obtener el Nusselt desde la figura 1.5 o use el valor de la línea 4 o 7 dependiendo del Reynolds.
6	Anular sin deflectores	Flujo laminar	$1.02(N_{Re})^{0.43}(N_{Pr})^{0.33}(D_e/L)^{0.4}$ $(D_{jo}/D_{ji})^{0.8}(\mu/\mu_w)^{0.14}(N_{Gr})^{0.85}$	De=Djo-Djl, donde Djo y Djl son los diámetros exterior e interior de la camisa respectivamente.
7	Anular sin deflectores	Flujo turbulento	$0.027(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$ $(1+3.5D_e/D_c)$	$D_e = (D_{jo}^2 - D_{ji}^2) / D_{ji}$ donde Djo y Djl son los diámetros exterior e interior de la chaqueta.
8	Anular sin deflectores	sin limitación	$0.0192 Re^{0.795} Pr^{0.495} \exp\{-0.0225[\ln(Pr)]^2\}$ $Ce(\mu/\mu_w)^{0.14} [1+0.059(Re(d_e/d_c))^2]^{0.34}$	$d_c = dv/\cos\theta$, donde $\tan\theta = 2H/\pi dv$ $m = 0.3$ si $T_w < T_b$ y 0.18 si $T_w > T_b$ Sin el efecto por convección natural
9	Anular sin deflectores	Sin limitación	$h_e/k = 0.8K^*(c\mu/k)^{1/3}(\rho^2 g\beta(dT)/\mu^2)^{1/3}$	Convección natural predominante, con espacios anulares de 2 a 3 in, $K^* = 0.15$ β = coeficiente volumétrico de expansión
10	Con boquillas de agitación	Sin limitación	$h_e = 91(1+0.011T)V_e^{0.8}/D_e^{0.2}$ $0.27(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}$	Para agua, De= diámetro equivalente
11	Enchaquetado con rollos de media tubería	Flujo laminar	$1.86(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(D_e/L)(\mu/\mu_w)^{0.14}$	Para fluidos orgánicos $D_e = xd, 1/2$ y $A = xd^{2.7}$ para tubos semi-circulares y $D_e = 0.702d$, y $A = 0.154d^3$ para tubos con angulo central de 120°
12	Enchaquetado con rollos de media tubería	Flujo turbulento	$0.027(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$ $(1+3.5D_e/D_c)$	De, es el diámetro medio del rollo y De, el diámetro equivalente.
13	Enchaquetado con rollos de media tubería	Flujo Ttransitorio		Obtener el Nusselt desde la figura 1.5 o use el valor de la línea 11 o 12 dependiendo del Reynolds.
14	Enchaquetado con rollos de media tubería	Flujo turbulento	$0.0225 Re^{0.795} Pr^{0.495} \exp\{-0.0225[\ln(Pr)]^2\}$ $V_e^{0.25} [1+0.059(Re(d_e/d_c))^2]^{0.34}$	$d_c = dv/\cos\theta$, donde $\tan\theta = 2H/\pi dv$ Sin el efecto por convección natural
15	chaqueta agujerada	Flujo laminar	$1.85(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	De=0.66in, el área transversal es 1.98in2
16	chaqueta agujerada	Flujo turbulento	$0.027(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.33}(\mu/\mu_w)^{0.14}$	No es preciso si los agujeros producen turbulencia, en tal caso usar el valor de la línea 10 o 11
17	chaqueta agujerada	Flujo transitorio		Obtener el Nusselt desde la figura 1.5 o use el valor de la línea 15 o 16 dependiendo del Reynolds.
18	chaqueta agujerada	>5000	$0.106 Re^{0.67} Pr^{0.33} V_e^{0.14}$ $(d_{ei}/d_{ci})^{0.432} (A_{min}/A_{max})^{-0.536}$	$\left(\frac{d_{ei}}{d_{ci}}\right)$ Relación de distancia transversal y longitudinal de centro a centro

En los casos 3,5,13 y 17 de la tabla 1.3 se necesita consultar la figura 1.5 para realizar un cálculo gráfico del coeficiente externo de película “h₂” en un intervalo de números de Reynolds entre 2100 y 10000, para tales casos se presenta a continuación la figura en cuestión.

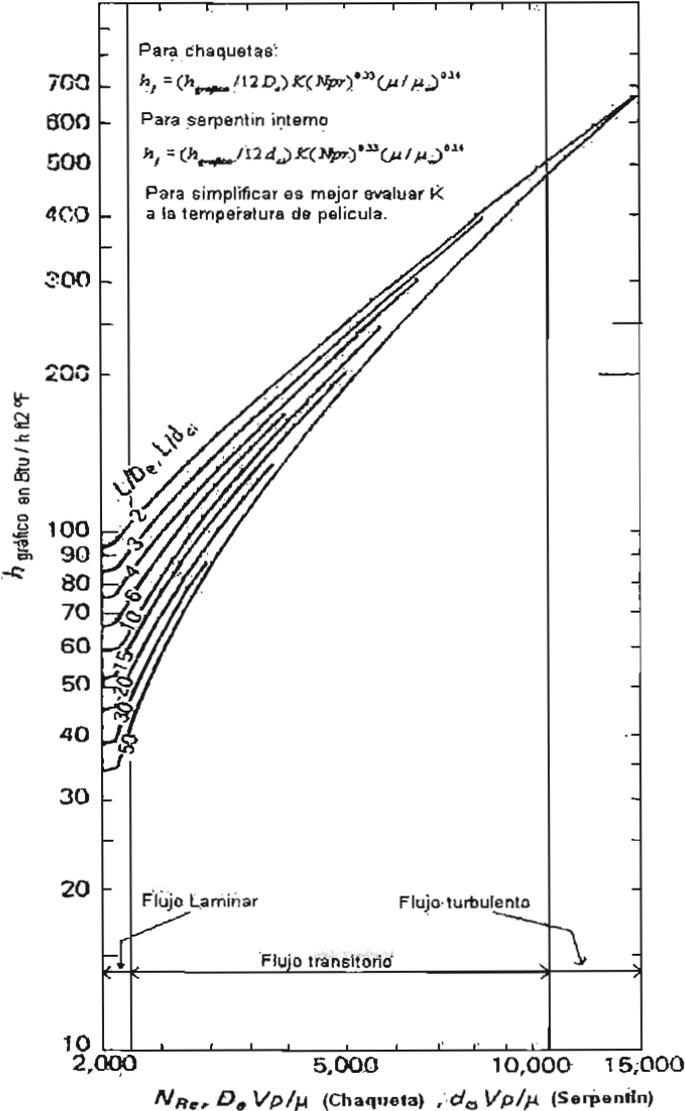


FIGURA 1.5 (CÁLCULO GRÁFICO DEL COEFICIENTE EXTERNO DE PELÍCULA “h₂” PARA “Re” DE 2100 A 10000 EN SERPENTINES Y CHAQUETAS).

Chilton, Drew y Jebens , han publicado una excelente correlación tanto para recipientes enchaquetados como para serpentines, ya sea para proceso por lotes o en condiciones de régimen constante empleando el factor “v” de Sieder y Tate para transferencia de calor y un número de Reynolds modificado por agitación mecánica. Emplearon un agitador plano. Aunque la mayoría del trabajo se efectuó en recipientes de un pie de diámetro, se obtuvieron comprobaciones en recipientes cuyo tamaño era cinco veces el usado experimentalmente. Las desviaciones de las corridas efectuadas con agua fueron las más altas de todos los fluidos que se probaron, que incluyeron aceites lubricantes y glicerina y en algunos casos se desviaron 17.5 %. Mack y Uhl han presentado y discutido aplicaciones adicionales de este método, así como su cálculo. Para recipientes enchaquetados se encontró que la correlación mantiene su validez hasta el punto en que la velocidad del agitador es tal que introduce aire en el líquido. Para el agua, este punto corresponde a una velocidad del agitador de 200 rpm, y para otros líquidos la velocidad fue mayor

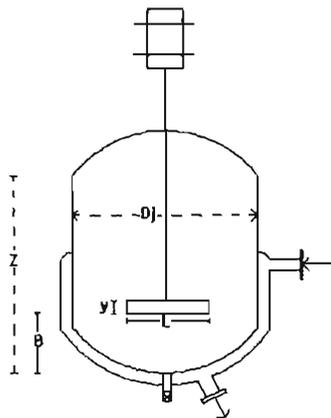
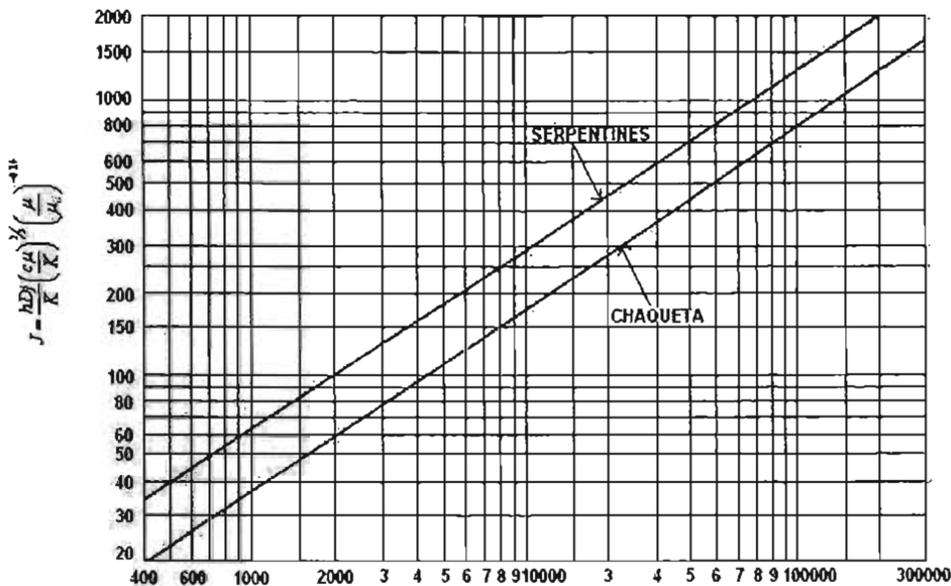


FIGURA 1.6 (DIMENSIONES TÍPICAS DE TANQUES CON AGITACIÓN).

En la figura 1.6 se muestra un recipiente que consiste de un tanque y su chaqueta, los medios apropiados para circular el líquido dentro de la chaqueta y un agitador de aspas planas. Las dimensiones esenciales para el cálculo son, la altura “Z”, diámetro del recipiente “Dj”, longitud de la paleta del agitador “L” y la altura desde el fondo de la paleta hasta el fondo del recipiente “B”. Los estudios hechos por White y colaboradores indican que los requerimientos de potencia pueden determinarse como una función del número de Reynolds modificado $Re_j = L^2 N \rho / \mu$, donde “L” es la longitud en pies de la paleta, “N” el número de revoluciones por hora, “ρ” la densidad promedio y “μ” la viscosidad del líquido. Chilton, Drew, y Jebens han empleado el mismo número de Reynolds para la transferencia de calor. Sus resultados están dados por la siguiente ecuación consistente:

$$\frac{h_i D}{k} = 0.36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \dots\dots\dots 1.2.4$$



$$Re = \frac{L^2 N \rho}{\mu}$$

FIGURA 1.7 (CÁLCULO GRÁFICO DEL COEFICIENTE EXTERNO DE PELÍCULA “h₂” PARA “Re” DE 400 A 300000 EN SERPENTINES Y CHAQUETAS).

La ecuación 1.2.4 se grafica como la línea inferior de la figura 1.7

1.3 TRANSFERENCIA DE CALOR EN ESTADO TRANSICIENTE

OPERACIÓN ISOTÉRMICA

En el caso más simple, considerando la situación ideal donde el tanque y la chaqueta operan continuamente bajo condiciones isotérmicas, la siguiente ecuación es apropiada para calcular directamente el flujo de calor Q en BTU/hr.

$$q = UA\Delta T \dots\dots\dots 1.3.1$$

En un caso más realista, en el cual el contenido del tanque esta a temperatura constante, pero con diferente temperatura a la entrada y salida de la chaqueta la ecuación más apropiada es la siguiente:

$$q = UA\Delta T_{LMTD} \dots\dots\dots 1.3.2$$

Donde; ΔT_{LMTD} es la temperatura media logarítmica entre el contenido del tanque “T_v” y el interior de la chaqueta “T” y esta definida como:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{v2} - T_2) - (T_{v1} - T_1)}{\ln \frac{(T_{v2} - T_2)}{(T_{v1} - T_1)}} \dots\dots\dots 1.3.3$$

Donde los subíndices 1 y 2 se refieren a las temperaturas de entrada y salida de los fluidos respectivamente.

OPERACIÓN NO ISOTÉRMICA

En la operación por lotes, a menudo es necesario calcular el tiempo necesario para calentar o enfriar un líquido contenido en un tanque enchaquetado desde "t₁" hasta "t₂". Las siguientes ecuaciones son adecuadas para calcular dicho tiempo.

Si la transferencia de calor es "dQ" en el tiempo dt, entonces

$$\frac{dq}{dt} = MCp \frac{dT}{dt} \dots\dots\dots 1.3.4$$

Donde M = La masa en el interior del tanque

Cp = Calor específico del líquido en el interior del tanque.

T = La temperatura en el interior del tanque

$$MCp \frac{dT}{dt} = UA \Delta T$$

Reordenando

$$\frac{dT}{\Delta T} = \frac{UA}{MCp} dt$$

$$\int \frac{dT}{\Delta T} = \int \frac{UA}{MCp} dt$$

Si la temperatura del fluido por la chaqueta es asumida constante

$$\int \frac{dT}{(T_j - T)} = \frac{UA}{MCp} \int dt$$

Porque UA/MCp es constante, entonces

$$\int_1^{t_2} \frac{dT}{(T_j - T)} = \frac{UA}{MCp} \int dt$$

Integrando

$$\ln \left(\frac{T_j - T_{v1}}{T_j - T_{v2}} \right) = \frac{UA}{MCp} t \dots\dots\dots [8]$$

Para calentamiento: $t = \left(\frac{MCp}{UA} \right) \ln \left(\frac{T_j - T_{v1}}{T_j - T_{v2}} \right) \dots\dots\dots 1.3.5$

Para enfriamiento: $t = \left(\frac{MCp}{UA} \right) \ln \left(\frac{T_{v1} - T_j}{T_{v2} - T_j} \right) \dots\dots\dots 1.3.6$

Donde: “t” es el tiempo que tarda el contenido del tanque en pasar de t₁ a t₂.

“T_{v1} y T_{v2}” son las temperaturas inicial y final respectivamente en el interior del tanque.

“T_j” es la temperatura de la chaqueta.

“M” la masa contenida en el tanque.

“Cp” el calor específico del contenido en el tanque.

Las ecuaciones 1.3.5 y 1.3.6 suponen que la temperatura de la chaqueta, es constante. Esas ecuaciones también pueden ser usadas en casos donde la diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida de la chaqueta no sea mayor del 10 % de la temperatura media logarítmica entre la chaqueta y el contenido del tanque.

Si, en cambio, la diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida de la chaqueta es mayor que el 10% de la temperatura media logarítmica entre la chaqueta y el contenido del tanque, se deben utilizar las siguientes ecuaciones que consideran la variación de la temperatura con el tiempo:

Para calentamiento: $t = \ln \left(\frac{T_j - T_{v1}}{T_j - T_{v2}} \right) \left(\frac{MCp}{W_j C_j} \right) \left(\frac{k}{k-1} \right) \dots\dots\dots 1.3.7$

Para enfriamiento: $t = \ln \left(\frac{T_{v1} - T_j}{T_{v2} - T_j} \right) \left(\frac{MCp}{W_j C_j} \right) \left(\frac{k}{k-1} \right) \dots\dots\dots 1.3.8$

Donde: “W” el flujo másico a través de la chaqueta

“C” el calor específico del fluido en la chaqueta

“k” es definido por la siguiente ecuación:

$$k = e \left(\frac{UA}{W_j C_j} \right) \dots\dots\dots 1.3.9$$

Donde “A” es el área superficial de contacto con el fluido de proceso. Si el rango de temperatura es amplio durante el calentamiento o el enfriamiento y por consiguiente el

coeficiente "U" varia significativamente, el rango debe ser dividido en pequeños intervalos y el tiempo que se tome para lograr cada intervalo deben ser calculados por separado.

Aún cuando las ecuaciones 1.3.7 y 1.3.8 son usadas comúnmente en problemas de transferencia de calor en estado transiente, sólo son una versión aproximada de las verdaderas ecuaciones que se obtienen de un análisis riguroso de la transferencia de calor. La ecuación diferencial que describe el cambio de temperatura del contenido del tanque con respecto al tiempo cuando el medio de transferencia de calor por la chaqueta es un líquido es

$$dT_v(t)/dt = -(W_j C_j / B_e)(T_v(t) - T_{j0})(1 - \gamma) + (q_{ex} + q_a) / B_e \dots\dots\dots 1.3.10$$

Y para un fluido por la chaqueta con una temperatura constante tal como vapor saturado la ecuación adecuada es:

$$dT_v(t)/dt = -(UA / B_e)(T_v(t) - T_j) + (q_{ex} + q_a) / B_e \dots\dots\dots 1.3.11$$

Donde: " $T_v(t)$ " es la temperatura del contenido del tanque en función del tiempo.

" q_{ex} " son las pérdidas de calor.

" q_a " es la energía absorbida por el agitador.

El volumen térmico efectivo $B_e = (\text{masa}) (\text{calor específico})$, donde el volumen térmico del tanque en si está repartido entre " B_v " y " B_j " y está dado por:

$$B_e = B_v + B_j \{ - (1 - \gamma) / (UA / W_j C_j) \} \dots\dots\dots 1.3.12$$

El factor " γ " esta definido como $\gamma = \exp(-UA / W_j C_j)$ para chaquetas sin mezcla y $\gamma = 1 / (1 + UA / W_j C_j)$ para chaquetas bien mezcladas. En la practica la única configuración de chaqueta que puede ser considerada como bien mezclada es la chaqueta convencional con boquillas de agitación.

Las ecuaciones 1.3.10 y 1.3.11 pueden ser resueltas numéricamente en muchos casos, sin embargo, suponiendo que "U", " W_j ", y " C_j " son constantes y despreciando $q_{ex} + q_a$ la solución analítica para líquido en la chaqueta queda según la referencia [16] como:

$$T_v(t) = T_{j0} + (T_v(0) - T_{j0}) \exp\{ - w_j c_j (1 - \gamma) / B_e \} \dots\dots\dots 1.3.13$$

Y para vapor en la chaqueta:

$$T_v(t) = T_j + (T_v(0) - T_j) \exp\{ - UA t / B_e \} \dots\dots\dots 1.3.14$$

2 REACTORES DE TIPO TANQUE AGITADO

2.1 GENERALIDADES

Básicamente existe sólo un reactor del tipo tanque agitado, pero toma diferente nombre dependiendo de la forma en que sea operado; el reactor operado por lotes o Batch y el reactor continuo de mezcla completa o CSTR, ambos pueden contar con un sistema de transferencia de calor a base de serpentín o de chaqueta. A continuación se mencionan las características principales de cada uno, así como sus ventajas y desventajas.

En los reactores por lotes, como el que se muestra en la figura 2.1, los reactantes se introducen en el reactor, se mezclan, se deja que reaccionen un tiempo determinado y finalmente se descarga la mezcla resultante. En este reactor se llevan a cabo operaciones no estacionarias en la que la composición va cambiando con el tiempo, aunque en cada instante es uniforme en todos los puntos del reactor. Los reactores por lotes se usan en operaciones a pequeña escala, para probar procesos nuevos que todavía no se han perfeccionado, para producir productos de alto costo y en procesos que son difíciles de convertir en operaciones continuas. También tiene la desventaja de que los costos de mano de obra por lote son elevados y que es difícil efectuar producción a gran escala.



FIGURA 2.1 (REACTOR POR LOTES).

El reactor ideal de flujo estacionario (CSTR), como el que se muestra en la figura 2.2, se denomina también reactor de mezcla completa, reactor de retromezcla, reactor ideal de tanque con agitación o (CFSTR, constant flow stirred tank reactor); como su nombre lo indica, es el reactor en el que su contenido está perfectamente agitado, y su composición en cada instante es la misma en todos los puntos del reactor. Por consiguiente, la corriente de salida de este reactor tiene la misma composición que la del fluido contenido en el mismo.

Se usa un reactor de tanque con agitación continua (CSTR) cuando se requiere agitación intensa. Se puede usar sólo o en serie. Es relativamente fácil mantener un buen control de la temperatura en él, pero se tiene la desventaja de que la conversión de reactivo por volumen de

reactor es la más pequeña de todos los reactores de flujo. Por ello, se requieren reactores muy grandes para obtener conversiones elevadas. Casi todos los reactores de flujo en fase líquida homogénea son CSTR.

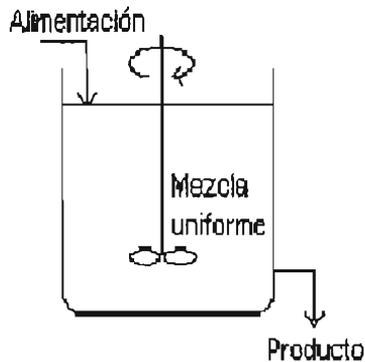


FIGURA 2.2 (REACTOR DE MEZCLA COMPLETA (CSTR)).

VARIABLES QUE AFECTAN LA VELOCIDAD DE REACCIÓN

En la búsqueda de las condiciones óptimas en que se efectúan las reacciones químicas, se debe de considerar el efecto del tamaño y el tipo de reactor sobre la conversión y la distribución de los productos. La temperatura de reacción, la concentración y la presión influyen también sobre el transcurso de las reacciones.

En primer lugar necesitamos saber como influyen las variaciones de temperatura y presión sobre las condiciones de equilibrio, la velocidad de reacción y la distribución del producto. De esta forma podremos determinar la progresión de temperatura óptima; que varía con el tiempo en los reactores discontinuos, con la longitud en los reactores de flujo en pistón y de un reactor a otro en una serie de reactores. Esta progresión representa las condiciones ideales y en el diseño real hemos de aproximarnos a ellas lo mejor posible.

En segundo lugar, las reacciones químicas suelen ir acompañadas de efectos caloríficos y se debe conocer cómo estos efectos modifican la temperatura de la mezcla reaccionante.

La velocidad de una reacción química puede estar afectada por diversas variables. En los sistemas homogéneos las variables son la temperatura, presión y la composición, mientras que en los sistemas heterogéneos, como está presente más de una fase, el problema es más complejo. En estos últimos sistemas puede ocurrir que los materiales pasen de una fase a otra durante la reacción. Por lo tanto, la transmisión de calor y materia pueden jugar un papel importante en la determinación de las velocidades de reacción en sistemas heterogéneos.

$$r_A = f(\text{temperatura, presión, composición})$$

Estas variables: Presión, temperatura y composición, son interdependientes, en el sentido de que la presión queda determinada dada la temperatura y la composición de la fase. Un problema mayor es determinar cuanto afectan cada una de estas variables en la ecuación cinética.

El coeficiente cinético “k” es el factor afectado por las variables anteriormente mencionadas y sus dimensiones son:

Para las reacciones de orden n.

$$(\text{tiempo})^{-1}(\text{concentración})^{1-n}$$

Para las reacciones de primer orden

$$(\text{tiempo})^{-1}$$

Para definir la velocidad de reacción a través de una expresión matemática se emplean magnitudes intensivas, seleccionando un componente i para definir la velocidad de reacción como el cambio en el número de moles de dicho componente con el tiempo dN_i/dt , así las diferentes formas de expresar la ecuación cinética son las siguientes:

$$r_i = \frac{1}{V} \frac{dN_i}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{volumen de fluido})(\text{tiempo})} \dots\dots\dots 2.1.1$$

$$r_i = \frac{1}{W} \frac{dN_i}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{masa de sólido})(\text{tiempo})} \dots\dots\dots 2.1.2$$

$$r_i = \frac{1}{S} \frac{dN_i}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{superficie})(\text{tiempo})} \dots\dots\dots 2.1.3$$

$$r_i = \frac{1}{V_s} \frac{dN_i}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{volumen de sólido del reactor})(\text{tiempo})} \dots\dots\dots 2.1.4$$

$$r_i = \frac{1}{V_r} \frac{dN_i}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{volumen de reactor})(\text{tiempo})} \dots\dots\dots 2.1.5$$

2.2 EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LAS CONSTANTES CINÉTICAS

DINÁMICA DE LAS REACCIONES QUÍMICAS

Ecuación de Arrhenius

La constante de la velocidad de reacción “k” no es una verdadera constante; sólo es independiente de las concentraciones de las especies que intervienen en la reacción. La cantidad “k” casi siempre depende marcadamente de la temperatura; en reacciones en fase gaseosa

también depende del catalizador y podría ser función de la presión total y además puede depender de otros factores, como concentración iónica y tipo de disolvente. Estas otras variables por lo regular tienen un efecto mucho menor que el de la temperatura.

Fue el gran químico sueco Arrhenius quien primero sugirió que la dependencia de la velocidad de reacción k respecto a la temperatura, se podía correlacionar con una ecuación del tipo:

$$k' = k_0 e^{-E/RT} \dots\dots\dots 2.2.1$$

En la que " k_0 " se denomina factor de frecuencia y " E " es la energía de activación de la reacción. Esta expresión se ajusta bien a los datos experimentales en un amplio intervalo de temperaturas, se considera como una primera aproximación adecuada para el estudio del efecto de la temperatura sobre la ecuación cinética.

La energía de activación " E " se ha considerado como la energía mínima que deben poseer las moléculas de los reactivos para que ocurra la reacción. Según la teoría cinética de los gases, el factor $e^{-E/RT}$ da la fracción de las colisiones entre moléculas que juntas tienen esta energía mínima. Aunque ésta podría ser una explicación elemental aceptable, algunos sugieren que " E " no es más que un parámetro empírico que correlaciona la velocidad de reacción con la temperatura.

Teoría de la colisión

La velocidad de colisión entre las moléculas de un gas puede calcularse a partir de la teoría cinética de los gases. Debido a que no todas las colisiones conducen a reacción la velocidad real es más pequeña que la predicha, la velocidad de reacción se calcula a partir del producto de la frecuencia de colisiones por la fracción de las colisiones que tienen suficiente energía para reaccionar. En el caso de la reacción en las que especies " A " y " B " forman las especies " C " y " D ", basamos la frecuencia de las colisiones (número por unidad de tiempo), z , en la velocidad relativa media de la molécula A hacia la molécula " B ", " U_R ". Con base en esto podemos usar la teoría de colisiones para predecir la ley de velocidad así:

$$-r_A = A e^{-E/RT} C_A C_B \dots\dots\dots 2.2.2$$

Donde: " C_A y C_B " son las concentraciones de los componentes " A " y " B " respectivamente.

" A " es el factor de frecuencia de las colisiones y está dado por:

$$A = \left(\frac{8\pi RT}{\mu_{AB}} \right)^{1/2} \sigma_{AB}^2 \dots\dots\dots 2.2.3$$

Donde: " σ_{AB}^2 " es el radio de la sección transversal de la colisión entre las moléculas " A " y " B "

" μ_{AB} " es la masa reducida y se calcula como la relación de los pesos moleculares.

$$\mu_{AB} = \frac{M_A M_B}{M_A + M_B} \dots\dots\dots 2.2.4$$

La fracción de colisiones bimoleculares cuya energía es superior al mínimo viene dada aproximadamente por:

$$k' \propto T^{1/2} e^{-E/RT} \dots\dots\dots 2.2.5$$

Teoría del estado de transición

Según esta teoría los reactantes se combinan para formar productos intermedios inestables denominados complejos activados, que después se descompondrán espontáneamente dando los productos. Supone también que en todo momento están en equilibrio las concentraciones de los reactantes con las del complejo activado y que la velocidad de descomposición del complejo es la misma para todas las reacciones.

Primero, las moléculas "A" y "BC" reaccionan para formar un intermediario llamado complejo activado $(ABC)^{**}$



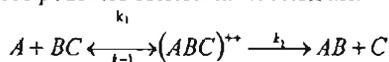
Este complejo se puede descomponer para volver a los reactivos iniciales.



O bien descomponerse para dar los productos de reacción.



Combinando estos pasos podemos escribir la reacción así:



La velocidad de reacción es la velocidad a la que el complejo $(ABC)^{**}$ cruza la barrera energética.

$$-r_A = k' (ABC)^{**}$$

Entonces, a partir de la teoría del estado de transición podemos predecir aproximadamente que:

$$k' \propto T e^{-E/RT} \dots\dots\dots 2.2.6$$

Ahora bien, tanto la teoría del estado de transición como la de colisiones suponen una ecuación muy semejante para predecir la variación del coeficiente cinético con la temperatura, tal ecuación obedece a la forma:

$$k' = k_0 T^m e^{-E/RT} \dots\dots\dots 2.2.7$$

Como el termino exponencial es mucho más sensible a la temperatura que el termino "T^m", la variación de "k'" por el último queda enmascarada, concluimos que la ecuación de Arrhenius es una buena aproximación para la dependencia del coeficiente cinético con la temperatura.

ENERGÍA DE ACTIVACIÓN Y DEPENDENCIA CON LA TEMPERATURA

La energía de activación se determina experimentalmente efectuando la reacción a temperaturas distintas. Después de sacar el logaritmo natural a la ecuación de Arrhenius puede verse que una grafica de "ln k'" contra 1/T debe ser una línea recta cuya pendiente es proporcional a la energía de activación.

$$\ln k' = \ln k_0 - \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T} \right) \dots\dots\dots 2.2.8$$

Si convertimos la ecuación 2.2.8 a logaritmos base 10.

$$\text{Log}k' = \text{Log}k_0 - \frac{E}{2.3 R} \left(\frac{1}{T} \right) \dots\dots\dots 2.2.9$$

El efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción viene dado por la energía de activación y por el nivel de temperatura de la siguiente forma:

- Si se cumple la ecuación de Arrhenius, representando ln k frente 1/T se obtiene una recta de pendiente igual a "E/R".
- Las reacciones con energía de activación grande son muy sensibles a la temperatura; las reacciones con energía de activación pequeña son muy poco sensibles a la temperatura.
- El efecto de la temperatura sobre una reacción es mayor a temperatura baja que a temperatura alta.
- Se deduce de la ecuación de Arrhenius, que el factor de frecuencia K₀ no afecta en la reacción, (sólo es la ordenada al origen). En una reacción real puede haber una pequeña influencia de la temperatura sobre este factor, sin embargo, es muy pequeña y puede despreciarse.

2.3 EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO

PROPIEDADES DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO

Un estado de equilibrio químico no se debe considerar como el estado de una reacción en el cual cesa todo movimiento. Es mucho más fructífero considerar el punto de equilibrio como el estado en que la velocidad con la que desaparecen los reactivos para formar productos, es exactamente igual a la velocidad de reacción de los productos para formar reactivos. Bajo estas condiciones no se puede detectar ninguna transformación perceptible en el sistema, y el efecto neto es un estado aparentemente en reposo. Tal equilibrio se denomina dinámico.

Por otra parte, la constante de equilibrio de una reacción cambiará con la temperatura, sin embargo, para una reacción, a temperatura fija, debe ser una constante independiente de la concentración y la presión.

La magnitud de la constante de equilibrio determina el grado en que una reacción particular se pueda llevar a cabo en condiciones dadas. Un valor grande de "K_{eq}" indica que las concentraciones de los productos elevadas a sus coeficientes estequiométricos son grandes comparadas con las concentraciones de los reactivos elevadas a sus coeficientes estequiométricos y, por tanto, que la reacción favorece la formación de productos, al contrario, un valor pequeño en la constante de equilibrio nos indica que la reacción favorece la formación de reactivos.

El principio de Le Châtelier-Braun. Expresa que siempre que se ejerza alguna acción sobre un sistema en estado de equilibrio, el sistema reaccionará siempre en el sentido de contrarrestar la acción aplicada, por lo tanto, según el principio de Le Chatelier:

1. Cuando una reacción es endotérmica, es decir, que absorbe calor, la adición de éste deberá favorecerla; la "K_{eq}" aumentará y la reacción tiene que efectuarse con mayor intensidad a temperaturas más elevadas.
2. Recíprocamente, cuando una reacción es exotérmica se puede esperar que la adición de calor tienda a inhibir la reacción, de manera que a mayor temperatura la "K_{eq}" es menor y la reacción tiende a invertirse.
3. La presencia de un exceso de alguno de los reactivos tiende a impulsar una reacción hacia su terminación con respecto a los reactivos que no están en exceso.
4. La presencia inicial de productos tiende a reducir la intensidad de la conversión de reactivos en productos.
5. Un cambio en la presión total del sistema tenderá a favorecer la formación de las sustancias presentes en el sistema que contrarresten el cambio de presión aplicado.

VARIACIÓN DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO CON LA TEMPERATURA

El calor desprendido o absorbido durante una reacción depende de la naturaleza del sistema reaccionante, de la cantidad de sustancia que reacciona y de la temperatura y presión del

sistema. Cuando no se conoce el calor de reacción, en muchos casos puede calcularse a partir de datos termoquímicos conocidos y tabulados de los calores de formación o de combustión de cada uno de los componentes de la reacción. Consideremos lo siguiente:



Por convenio se define el calor de reacción a una temperatura "T" como el calor suministrado al sistema reaccionante cuando "a" moles de "A" desaparecen para formar "r" moles de "R" y "s" moles de "S", permaneciendo el sistema a la misma temperatura y presión antes y después de la reacción, es decir:

$$\Delta H_r \begin{cases} \text{Positivo, endotermico} \\ \text{Negativo, exotermico} \end{cases}$$

En función de las entalpías de los reactantes y de los productos:

$$\Delta H_{r_2} = -(H_2 - H_1)_{\text{reactantes}} + \Delta H_{r_1} + (H_2 - H_1)_{\text{productos}}$$

En función de los calores específicos:

$$\Delta H_{r_2} = \Delta H_{r_1} + \int_{T_1}^{T_2} \Delta C_p dT$$

Siendo:

$$\Delta C_p = rC_{p_R} + sC_{p_S} - aC_{p_A}$$

Los calores específicos pueden venir expresados en función de la temperatura del modo siguiente:

$$C_{p_A} = \alpha_A + \beta_A T + \gamma_A T^2$$

$$C_{p_R} = \alpha_R + \beta_R T + \gamma_R T^2$$

$$C_{p_S} = \alpha_S + \beta_S T + \gamma_S T^2$$

Obtenemos:

$$\Delta H_{r_2} = \Delta H_{r_1} + \int_{T_1}^{T_2} (\Delta\alpha + \Delta\beta T + \Delta\gamma T^2) dT$$

$$\Delta H_{r_2} = \Delta H_{r_1} + \Delta\alpha(T_2 - T_1) + \frac{\Delta\beta}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{\Delta\gamma}{3}(T_2^3 - T_1^3)$$

Siendo:

$$\Delta\alpha = r\alpha_R + s\alpha_S - a\alpha_A$$

$$\Delta\beta = r\beta_R + s\beta_S - a\beta_A$$

$$\Delta\gamma = r\gamma_R + s\gamma_S - a\gamma_A$$

La influencia de la temperatura sobre la constante de equilibrio en reacciones elementales reversibles viene dada por la ecuación de Van't Hoff.

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{\Delta H_r}{RT^2} \dots\dots\dots 2.3.1$$

Por integración de la ecuación anterior obtenemos la variación de la constante de equilibrio con la temperatura. Cuando el calor de reacción “ ΔH_r ” puede considerarse constante en el intervalo de temperaturas dado, la integración conduce a:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Cuando se ha de tener en cuenta la variación de ΔH_r , resulta

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{1}{R} \int_{T_1}^{T_2} \frac{\Delta H_r}{T^2} dT$$

Considerando las variaciones del Cp con la temperatura y sustituyendo el ΔH_r en la ecuación anterior se deduce según la referencia [1] que:

$$R \ln \frac{K_2}{K_1} = \Delta \alpha \ln \frac{T_2}{T_1} + \frac{\Delta \beta}{2} (T_2 - T_1) + \frac{\Delta \gamma}{6} (T_2^2 - T_1^2) + \left(-\Delta H_0 + \Delta \alpha T_0 + \frac{\Delta \beta}{2} T_0^2 + \frac{\Delta \gamma}{3} T_0^3 \right) \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \dots\dots\dots 2.3.2$$

La anterior expresión permite calcular la variación de la constante de equilibrio con la temperatura y por lo tanto la conversión de equilibrio.

EFFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE LA CONVERSIÓN

Ahora considérese la siguiente ecuación: $A \rightarrow R$

$$K = \frac{C_{R_e}}{C_{A_e}} = \frac{C_{A_0} - C_{A_e}}{C_{A_e}} = \frac{X_e}{1 - X_e}$$

Por consiguiente la conversión fraccional al equilibrio viene dada por:

$$X_e = \frac{K_e}{1 + K_e} \dots\dots\dots 2.3.3$$

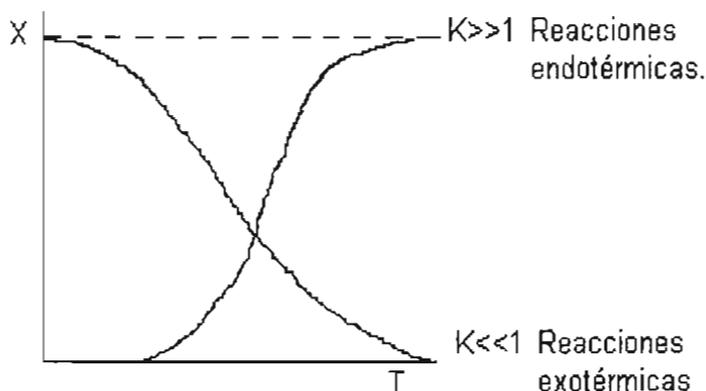


FIGURA 2.3 (EFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE LA CONVERSIÓN DE EQUILIBRIO).

Termodinámicamente se pueden concluir de la figura 2.3 las expresiones siguientes:

1. La constante de equilibrio termodinámica no depende de la presión del sistema, de la presencia o ausencia de inertes, ni de la cinética de la reacción, pero depende de la temperatura del sistema.
2. Aunque la constante de equilibrio termodinámica no depende de la presión o presencia de inertes; la concentración de equilibrio de las sustancias y la conversión de equilibrio de los reactantes pueden depender de estas variables.
3. Si $K \gg 1$ la conversión puede ser prácticamente completa y la reacción puede considerarse irreversible. Si $K \ll 1$ la reacción no transcurrirá en una extensión apreciable.
4. Al aumentar la temperatura, la conversión de equilibrio aumenta para las reacciones endotérmicas y disminuye para las exotérmicas.

Progresión de temperatura óptima

Definimos la progresión de temperatura óptima como aquella progresión que hace mínimo el valor de V/F_{A0} para una determinada conversión de reactante. Es importante conocerla ya que es la condición ideal a la que hemos de tratar de acercarnos en un sistema real. Por otra parte, nos permite estimar la desviación del sistema real con respecto al ideal.

La determinación de las características de la progresión de temperatura óptima en un tipo dado de reactor se efectúa teniendo en cuenta que, para el sistema, siempre hay una temperatura a la cual la velocidad de reacción es máxima, cualquiera que sea la composición. El lugar geométrico de velocidades máximas se determina examinando las curvas $r(T,C)$.

Para las reacciones irreversibles, la velocidad aumenta siempre con la temperatura para cualquier composición, por consiguiente, la velocidad máxima corresponde a la temperatura máxima permisible.

Para las reacciones endotérmicas una elevación de la temperatura hace aumentar tanto la conversión de equilibrio como la velocidad de reacción. Por consiguiente, del mismo modo que para las reacciones irreversibles, hemos de emplear la temperatura más alta permisible.

Para las reacciones exotérmicas reversibles la situación es diferente porque aquí hay dos factores en oposición: Cuando se eleva la temperatura aumenta la velocidad de la reacción, pero disminuye la conversión máxima. En consecuencia, cuando el sistema esta lejos del equilibrio resulta ventajoso emplear una temperatura elevada para la cual la velocidad es alta; cuando se ha alcanzado condiciones próximas a las del equilibrio la temperatura debe ser más baja para que se desplace el equilibrio hacia valores más favorables de la conversión. Los valores de estas temperaturas se determinan uniendo los máximos de las curvas de velocidad; la línea resultante se denomina "lugar geométrico de velocidades máximas" o bien "progresión de temperatura óptima". En la figura 2.4 se ilustra con mayor claridad las progresiones de temperaturas óptimas para cada caso.

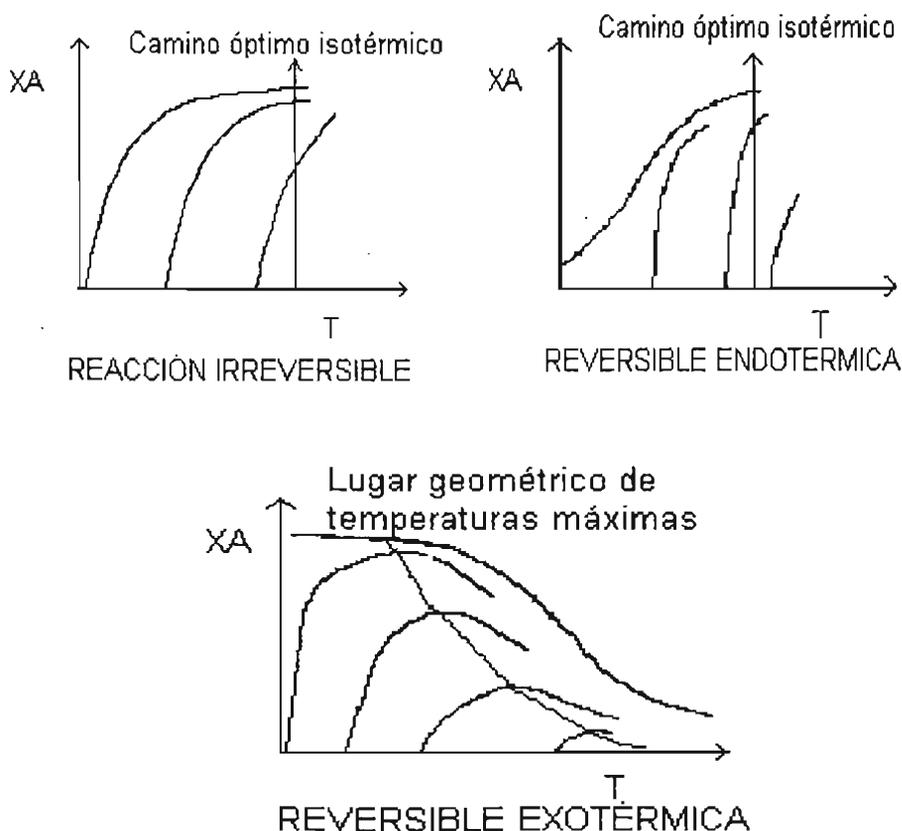


FIGURA 2.4 (PROGRESIÓN DE TEMPERATURA ÓPTIMA PARA DIFERENTES TIPOS DE REACCIONES).

2.4 REACTORES OPERADOS POR LOTES

BALANCE DE MATERIA

Para realizar un balance de moles en cualquier sistema, primero hay que especificar las fronteras del mismo. Llamaremos volumen del sistema al volumen encerrado por dichas fronteras. Realizaremos un balance de moles de la especie "j" que representa la especie química que nos interesa en un volumen del sistema.

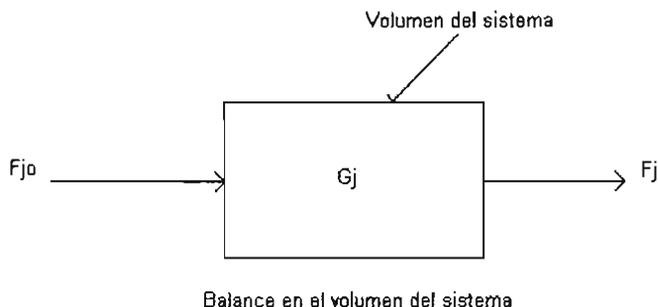


FIGURA 2.5 (ESQUEMA DE BALANCE DE MATERIA EN UN REACTOR POR LOTES).

Un balance de moles de la especie "j" en la figura 2.5 en cualquier instante "t" da la siguiente ecuación:

$$\text{ENTRADA} + \text{GENERACIÓN} - \text{SALIDA} = \text{ACUMULACIÓN}$$

$$F_{j0} + G_j - F_j = dN_j / dt \dots \dots \dots 2.4.1$$

Debido a la agitación se puede considerar que todas las variables del sistema son uniformes dentro de todo el volumen del sistema, la velocidad de generación de la especie "j", "Gj", será sólo el producto del volumen de la reacción "V" por la velocidad de formación de la especie "j", "rj".

$$G_j = r_j * V$$

Como sabemos que la generación de la especie "j" no es constante en el transcurso de la reacción.

$$dG_j = r_j * \Delta V$$

$$\frac{\text{moles}}{\text{tiempo}} = \frac{\text{moles}}{\text{tiempo} * \text{volumen}} * \text{volumen}$$

Para un reactor por lotes quedan eliminados los términos de entrada y salida, el balance general de moles de la especie "j" es entonces:

$$\frac{dN_j}{dt} = \int_V r_j dV$$

Si la mezcla de la reacción es perfectamente homogénea, de modo que no hay variaciones espaciales en la rapidez de reacción, podemos sacar "r_j" de la integral y escribir la ecuación de la siguiente forma:

$$\frac{dN_j}{dt} = r_j \int_V dV$$

Cuando se mantiene constante el volumen del reactor.

$$\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = \frac{d(N_A/V)}{dt} = r_A \dots\dots\dots 2.4.2$$

Cuando se mantiene constante la presión dentro del reactor.

$$N_A = C_A V$$

$$\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = \frac{1}{V} \frac{d(C_A V)}{dt} = \frac{dC_A}{dt} + \frac{C_A}{V} \frac{dV}{dt} = r_A$$

$$r_A = \frac{dC_A}{dt} + \frac{C_A}{V} \frac{d \ln V}{dt} \dots\dots\dots 2.4.3$$

LA ECUACIÓN DE DISEÑO

Retomando la ecuación 2.4.2 tenemos:

$$\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = r_A$$

Sabemos que:

$$N_A = N_{A0} - N_{A0} X$$

Sustituyendo

$$\frac{dN_A}{dt} = 0 - N_{A0} \frac{dX}{dt}$$

Igualando con la ecuación de velocidad

$$\frac{1}{V} \frac{N_{A0} dX}{dt} = -r_A$$

Separando variables

$$\frac{1}{V} \frac{N_{A0} dX}{-r_A} = dt$$

Integrando

$$\int dt = \frac{N_{A0}}{V} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

$$t = \frac{N_{A0}}{V} \int_0^X \frac{dX}{-r_A} \dots\dots\dots 2.4.4$$

La ecuación 2.4.4 se conoce como la ecuación de diseño de un reactor batch y representa el tiempo “t” requerido para alcanzar una conversión “X” en la reacción.

BALANCE DE ENERGÍA

ACUMULACIÓN DE ENERGÍA = FLUJO DE CALOR - TRABAJO REALIZADO + ENERGÍA QUE ENTRA - ENERGÍA QUE SALE

$$\frac{dE_{SIS}}{dt} = Q - W + F_1 E_1 - F_2 E_2$$

Para un reactor por lotes donde no hay entradas ni salidas de materia se deduce:

$$\frac{dE_{SIS}}{dt} = Q - W$$

Se acostumbra separar el término trabajo, W, en trabajo de flujo y trabajo de flecha; el trabajo de flujo es trabajo que se necesita para introducir la masa al sistema y sacarla de él y el trabajo de flecha este puede ser el generado por un agitador.

$$W = W_m + W_s$$

Debido a que no existe trabajo de flujo en un reactor por lotes, la ecuación de energía queda como sigue:

$$\frac{dE_{SIS}}{dt} = Q - W_s \dots\dots\dots 2.4.5$$

Al evaluar de la ecuación 2.4.5 todos los cambios de energía, obtenemos la siguiente ecuación que involucra los cambios de entalpías, capacidades caloríficas, temperatura y conversión. Consultar el desarrollo en la referencia [2].

$$\frac{dT}{dt} = \frac{Q - W_s + (-\Delta H_{rx})(-r_A V)}{N_{i0}(\sum \Theta_i C_{p_i} + \Delta C_p X)} \dots\dots\dots 2.4.6$$

- Donde: "Q" es el calor agregado al sistema.
- "Ws" es el trabajo realizado por el sistema.
- "ΔH_{rx}" es el cambio del calor de reacción.
- "r_A" es la velocidad de reacción.
- "V" es el volumen del sistema.
- "C_{p_i}" es el calor específico del componente "i".
- "X" es la conversión.
- "dT/dt" es el cambio de la temperatura del sistema con respecto al tiempo.

OPERACIÓN ADIABÁTICA

En el caso de reacciones que se efectúan adiabáticamente, el balance de energía se reduce según la referencia [2] a:

$$X = \frac{\sum \Theta_i \hat{C}_{p_i} (T - T_{i0})}{-\Delta H_{RX}(T)} = \frac{C_{p_A} (T - T_0)}{-\Delta H_{RX}(T)} \dots\dots\dots 2.4.7$$

Temperatura adiabática y conversión de equilibrio

Para calcular la temperatura adiabática de equilibrio se calcula la conversión al equilibrio a partir de la ecuación 2.3.3 y a partir de la ecuación 2.4.7, se trazan ambas sobre una misma gráfica que tendrá la apariencia que a continuación muestra la figura 2.6 para el caso de una reacción adiabática exotérmica y la figura 2.7 para una reacción adiabática endotérmica.

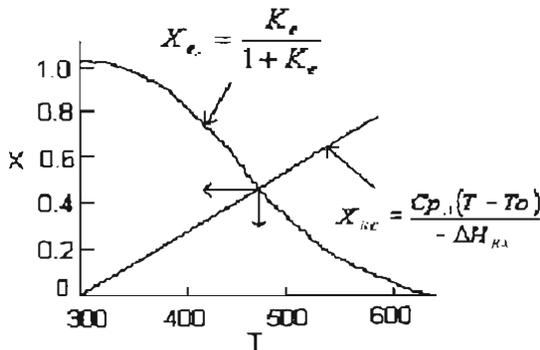


FIGURA 2.6 (DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA ADIABÁTICA DE EQUILIBRIO PARA UNA REACCIÓN EXOTÉRMICA).

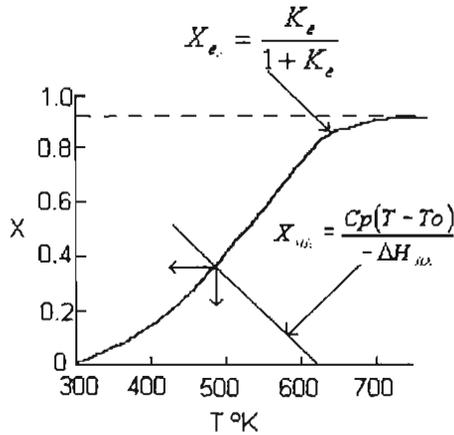


FIGURA 2.7 (DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA ADIABÁTICA DE EQUILIBRIO PARA UNA REACCIÓN ENDOTÉRMICA).

Se pueden obtener conversiones más altas que las mostradas en las figuras 2.8 y 2.9 para operaciones adiabáticas, si se conectan reacciones en serie con enfriamiento entre etapas, para entender esto mejor considérese el siguiente esquema:



La curva conversión-temperatura para este esquema se muestra en la figura 2.8

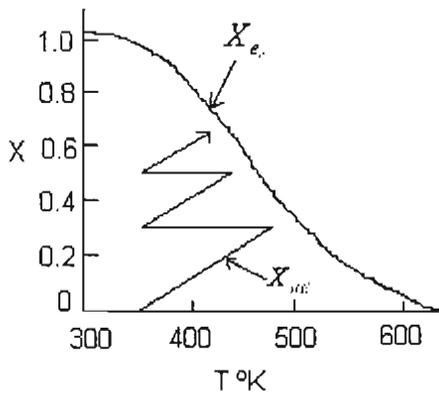


FIGURA 2.8 (TRAYECTORIA DE TEMPERATURA DE CONVERSIÓN PARA EL ENFRIAMIENTO ENTRE ETAPAS DE UNA REACCIÓN EXOTÉRMICA).

Ahora considérese el siguiente esquema



La curva conversión-temperatura para este esquema se muestra en la figura 2.9

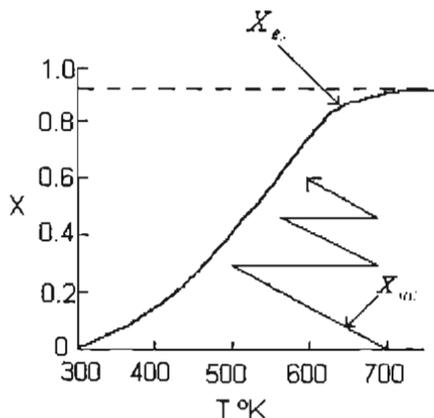


FIGURA 2.9 (TRAYECTORIA DE TEMPERATURA DE CONVERSIÓN PARA EL ENFRIAMIENTO ENTRE ETAPAS DE UNA REACCIÓN ENDOTÉRMICA).

Temperatura de alimentación óptima

Ahora observaremos que sucede cuando se varía la temperatura de alimentación en un reactor adiabático para una reacción reversible y exotérmica. Utilizando una temperatura de alimentación muy alta, la velocidad de reacción específica será grande y la reacción procederá con rapidez, pero la conversión de equilibrio será cercana a cero. Por tanto, se formará muy poco producto. En la figura 2.10 se muestra una grafica de la conversión de equilibrio y la conversión calculada a partir de un balance de energía adiabático, vemos que alimentando a una temperatura de 550 ° K, la conversión adiabática de equilibrio es de 0.1. Se puede observar que la conversión y la temperatura aumentan muy rápidamente en una distancia muy corta, este marcado incremento se conoce como el punto en el que la reacción se enciende. En la misma figura observamos que si la temperatura de alimentación se bajara a 500 ° K, la conversión correspondiente de equilibrio aumentaría a 0.18, sin embargo, la velocidad de reacción es menor a esta temperatura. Si la temperatura de alimentación se bajara aún más, a 400 ° K la conversión de equilibrio correspondiente sería del 0.37, pero la reacción sería extremadamente lenta, por último, si alimentamos a 300 °K se obtendrá una conversión de 0.58, pero es posible que esta reacción no suceda o bien, para un reactor que opera continuamente los reactivos atravesarán el reactor sin reaccionar. Debe existir una temperatura de alimentación óptima que maximice la conversión a una velocidad de reacción moderada. Esta temperatura de entrada óptima se muestra en la figura 2.11 .El procedimiento es igual para reacciones reversibles endotérmicas.

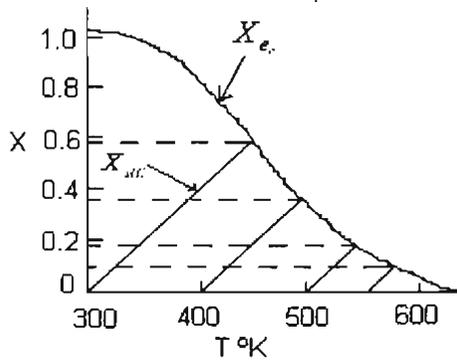


FIGURA 2.10 (CONVERSIÓN DE EQUILIBRIO A DIFERENTES TEMPERATURAS DE ALIMENTACIÓN).

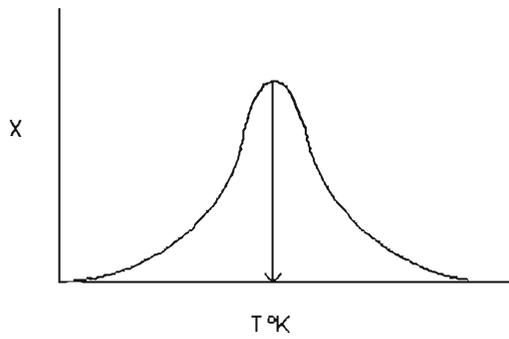


FIGURA 2.11 (DETERMINACIÓN DE TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN ÓPTIMA)

2.5 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE REACTORES ENCHAQUETADOS CON AGITACIÓN.

El diseño de un reactor enchaquetado convencional, está definido por estándares internacionales como el código ASME o el estándar DIN. Involucra la configuración de un tanque dentro de otro tanque donde el fluido para transferir calor es promovido entre el espacio anular de los recipientes para que añada o quite calor de la masa contenida en el recipiente interior.

El fluido para transferir calor entra en la chaqueta a través de boquillas de agitación. El número de éstas varía desde una para reactores pequeños (100 galones o menos) hasta diez para unidades grandes (20000 galones o más).

Los parámetros importantes a considerar en la especificación de un reactor de este tipo son:

- La geometría del reactor.
- Materiales de construcción y acabados.
- Tipo de enchaquetado.
- Tipo de agitador y deflectores.
- Hidrodinámica.
- Instrumentación y control.

GEOMETRÍA DEL REACTOR

La relación diámetro-altura del tanque es usualmente del orden de 1:1. Algunos tanques no muy altos con diámetros del orden de 2:1 o 4:1 son usados cuando es necesario maximizar la transferencia de calor a través de la chaqueta y para maximizar los tiempos de residencia en procesos de fermentación.

El fondo del tanque puede tener alguna de las siguientes formas:

- Tapa torisférica. Es el tipo más común para tanques de proceso, para presiones moderadas, cerca de los 15 bar..... [6]
- 2:1 tapa helicoidal para presiones muy altas, cerca de 20 bar.
- Tapa hemisférica Para presiones muy altas, cerca de 100 bar.
- Tapa cónica, se utiliza comúnmente cuando hay intentos de cristalización en el reactor, ya que la forma cónica permite que los precipitados sólidos fluyan libremente por la parte inferior.
- Tapa recta, usada comúnmente para contener sin presión y aplicaciones de transferencia.

Para el cálculo del espesor mínimo de la tapa consulte la referencia [6].

MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN Y ACABADOS

Las características más importantes para seleccionar un material de construcción son:

1. Propiedades mecánicas.

- a) Módulo elástico
- b) Resistencia al esfuerzo
- c) Dureza
- d) Aspereza
- e) Resistencia al desgaste
- f) Resistencia a deslizarse

2. El efecto de altas o bajas temperaturas sobre las propiedades mecánicas.

La resistencia al esfuerzo y el módulo de elasticidad disminuyen con el aumento de temperatura.

A bajas temperaturas, menores que 10°C , los metales que son normalmente dúctiles pueden hacerse quebradizos. Para procesos criogénicos es recomendable el acero inoxidable y aleaciones con aluminio.

3. Resistencia a la corrosión.

Son muchas las causas de por las que se da la corrosión en un material, algunas de estas son; por estar en contacto con algún electrolito, por oxidación a alta temperatura ($500 - 800^{\circ}\text{C}$), por presencia de sustancias corrosivas como Cl^{-} , OH^{-} , NO_3^{-} o NH_4^{+} , por erosión, entre otras.

Considerando los tres parámetros ya mencionados se puede decir en general, que los materiales más usados para la construcción de un reactor son:

Acero al carbón

Este es el material más económico, es resistente, dúctil y esta disponible en diferentes tamaños, pero tiene limitaciones significativas debido a la corrosión y problemas de limpieza excepto en los casos específicos del ácido sulfúrico concentrado y algunos productos cáusticos.

Acero inoxidable

El acero inoxidable es el material más usado en la industria química por su resistencia a la corrosión. Hay una gran variedad de estos aceros, pero pueden ser divididos en tres grandes clases según su micro estructura. [6].

- 1.- Ferrítico: 13 – 20 % de Cr, < 0.1 % de C, sin Nickel
- 2.- Austénico: 18 – 20 % de Cr > 7 % de Nickel
- 3.- Martensítico: 12 – 10 % de Cr, 0.2 -0.4 % de C, sobre el 2 % de Nickel.

- El acero inoxidable (316 SS) es el material de construcción más común en la industria química y farmacéutica.
- El acero inoxidable (304 SS) Es común en la industria alimenticia.
- El Titanio, puede ser usado en aplicaciones donde exista alta corrosión, por ejemplo, con soluciones de HCl, puede sustituir al acero inoxidable 316 SS. Aunque el costo puede ser dos a cinco veces más que el del 316 SS, puede reducirse usando este material exótico sólo en la superficie interior del tanque.
- Otro material resistente a la corrosión por ácidos minerales como el HCl es conocido con el nombre comercial de Hastelloys, su composición es de Nickel, Cromo, Molibdeno y hierro.

Acabado

En el acabado de la superficie se puede hacer un pulido mecánico y posteriormente un electro pulido para dar una apariencia de espejo que llega a reducir la rugosidad hasta en un 30%. El electro pulido es usado comúnmente en los sistemas de purificación de agua.

Son vidriados principalmente los reactores de tamaño estándar y solo con chaqueta convencional.

TIPOS DE ENCHAQUETADO

A continuación, la figura 2.12 muestra los arreglos más comunes del lado de la chaqueta

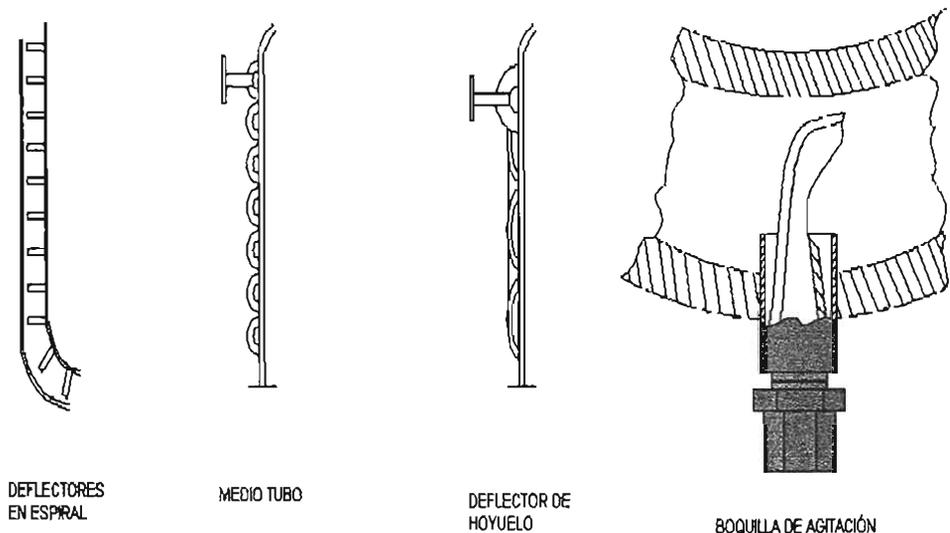


FIGURA 2.12 (TIPOS DE ENCHAQUETADO)

Con boquillas de agitación

Una boquilla de agitación es un aparato usado para inducir un flujo circunferencial en la chaqueta para dirigir el líquido tangente a la pared del tanque, la configuración de una boquilla de agitación es tal que permita que el fluido de un giro brusco de 90° desde la dirección que llega, aumentando la velocidad en el rango de 1 a 4 ft /s. Esta dirección del flujo causa tal turbulencia que los coeficientes de transferencia de calor del lado de la chaqueta pueden ser calculados con una ecuación convencional.

En la determinación de la hidráulica de la chaqueta, un concepto clave reportado en la literatura es que el flujo por la chaqueta debe crear una potencia hidráulica total mínima, esto es, $HP_j = 0.01 \text{ /ft}^2$ para lograr un coeficiente de transferencia de calor exterior de 400. Así el ingeniero de diseño deberá seleccionar un factor de potencia hidráulica HHF, mayor o igual que 0.01 hp/ft^2 como básico para calcular el flujo en una chaqueta convencional. Note que el área de transferencia de calor es el área disponible basada en la geometría del reactor y no el área cubierta por el contenido del tanque. Ver referencia [15].

Por lo tanto, HP_j está dada por.

$$HP_j = (HHF)(A)$$

Donde: "A" es el área de transferencia de calor.

" HP_j " es la potencia hidráulica total y puede también ser expresada como:

$$HP_j = (Q_T)(\Delta P_N / 1715)$$

La combinación de las ecuaciones anteriores para calcular el flujo total por una chaqueta convencional resulta:

$$Q_T = (HHF)(A)(1715 / \Delta P_N)$$

Para completar el cálculo es necesario calcular la caída de presión en las boquillas. El flujo a través de la boquilla es configurado tal que el área seccional decrece sin problemas desde $\pi d_1^2 / 4$ a la entrada hasta un área menor de $\pi d_2^2 / 4$ a la salida, así la ecuación que define la caída de presión en una boquilla de agitación es:

$$\Delta P_N = \rho(Q_T)(nK^n) \dots\dots\dots 2.5.1$$

Donde "K" es mostrado en la tabla 3 para diferentes tamaños de boquilla. Considerando que la ecuación (2.5.1) define la caída de presión solamente en una boquilla, la tabla 5 ayudará para decidir el número y el diámetro de las boquillas que deben instalarse, la expresión que determina la caída de presión total en la chaqueta es:

$$\Delta P_j = 1.25 \Delta P_N \dots\dots\dots 2.5.2$$

Así, el flujo total a través de la chaqueta queda definido por la siguiente expresión:

$$Q_r = \left\{ \frac{(HHF)(A)(1715)(nK)^2}{\rho} \right\}^{1/3} \dots\dots\dots 2.5.3$$

- Donde: "Q_r" es el flujo a través de la chaqueta en gal / min.
 "HHF" es el factor de potencia hidráulica = 0.01 hp/ ft²
 "A" es el área de transferencia de calor en ft².
 "ρ" es la densidad del fluido por la chaqueta en lb / ft³.
 "K" es un factor dependiente del diámetro de la tubería.

TABLA 2.1	
CONSTANTE K"	
Diámetro de tubería	constante K"
1	25.115
1.25	43.272
1.5	65.427
2	90.832
3	221.146

TABLA 2.2		
SELECCIÓN DEL NÚMERO Y DIÁMETRO DE LAS BOQUILLAS EN BASE A LA CAPACIDAD DEL REACTOR		
CAPACIDAD (Gal)	BOQUILLAS DE AGITACIÓN	
	NÚMERO	DIÁMETRO (in)
5-100	1	1.25
50-200	2	1.5
300-2000	3	1.5
3000-4000	3	2.0
5000	3	3.0
	4	2.0
6000	4	3.0
	5	2.0
8000	4	3.0
	6	2.0
10000	5	3.0
	4	4.0
12500	5	3.0
15000	6	3.0

La figura 2.13 muestra la caída de presión Vs capacidad para boquillas de agitación de diferentes diámetros.

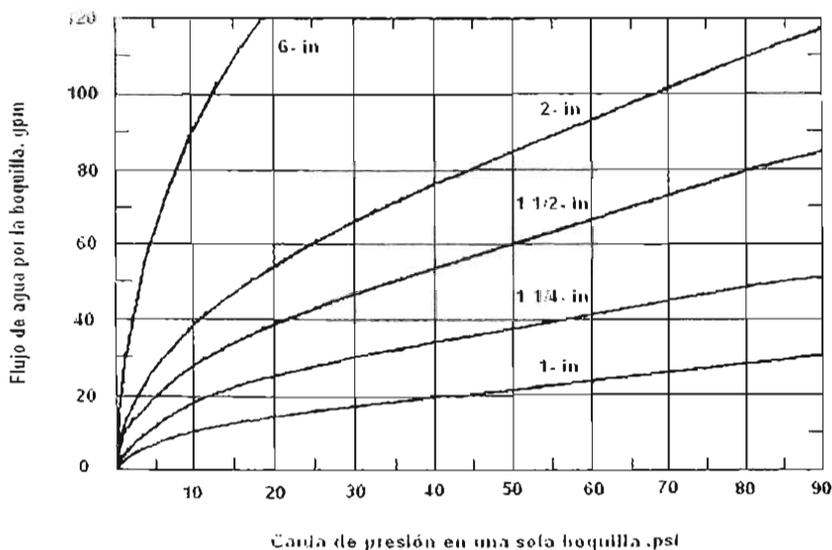


FIGURA 2.13 ("ΔP" PARA DIFERENTES DIÁMETROS DE BOQUILLAS EN FUNCIÓN DEL FLUJO).

Con deflectores en espiral

Otra manera de incrementar la velocidad efectiva en una chaqueta convencional es con deflectores en forma de espiral dentro de la chaqueta para forzar al fluido a elevar su velocidad alrededor del tanque en un rango de 1 a 4 ft /s. El modo usual de construcción implica soldar el deflector de espiral por el exterior del tanque y el interior de la chaqueta, cada espiral soldado forma un paso para el fluido de transferencia de calor con capacidad para el 10-30 % del flujo total. La caída de presión en una vuelta de espiral esta dada según la referencia [8] por:

$$\Delta P = (4 f L / D_c) (V^2 / 2 g_c) \dots \dots \dots 2.5.4$$

El cual se debe multiplicar por el número de compartimentos entre espirales para obtener la caída de presión total en la chaqueta. El flujo en cada compartimiento esta dado por la expresión.

$$w = 0.65 A_0 (g_c \Delta P \rho^2)^{0.5} \dots \dots \dots 2.5.5$$

Donde; A_0 es el área equivalente del compartimento.

A demás la chaqueta con deflectores de espiral necesita sólo el 40 % de la energía que ocuparía una chaqueta con boquillas de agitación. Este modo de construcción fue popular en años pasados en particular para los tanques largos de fermentación.

Con rollos de medio tubo

Rollos de tubería de media circunferencia o de un tercio de circunferencia son soldados en el exterior del tanque separados uno del otro por 35- 50 mm. Los rollos de tubería tienen altos coeficientes de transferencia de calor y son adecuados para altas presiones (cerca de 20 bar). El espacio adyacente entre rollos es efectivo por el efecto de aleta que produce en la transferencia de calor. El flujo en el interior del tubo va de 2.5 a 5 ft / s. El efecto global del área de transferencia de calor prácticamente es del 95%.

Para el cálculo de la caída de presión y flujo a través de los canales pueden usarse las ecuaciones 2.5.4 y 2.5.5

Chaqueta agujerada

Las chaquetas agujeradas son construidas tomando una chaqueta convencional, pero son agujeradas y tapadas con soldadura sobre la superficie exterior del tanque, la presencia de tapones soldados provoca una superficie rugosa, fuente de turbulencia en la chaqueta que permite aumentar la transferencia de calor. Pueden soportar presiones de hasta 300 psig, pero la velocidad de flujo puede estar limitada alrededor de 2 ft/s. En las chaquetas agujeradas pueden colocarse deflectores para aumentar la velocidad del fluido. Este tipo de enchaquetado tiene rangos de transferencia de calor similares a los de medio tubo y las convencionales con deflectores. Para este arreglo $\Delta P = 0.4(V/2)^{1.8}$; donde V está en ft / s. Ver figura 2.14.

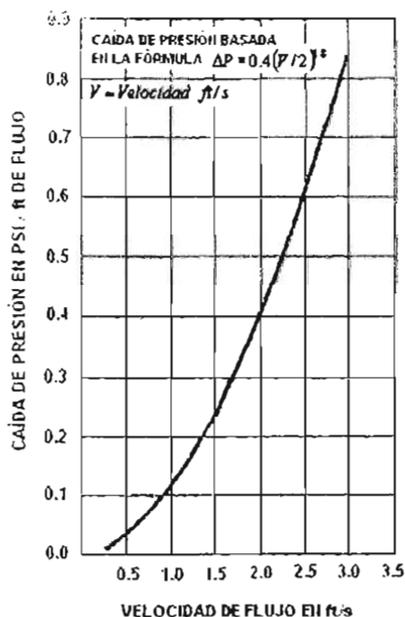


FIGURA 2.14 (CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DE CHAQUETAS AGUJERADAS).

La figura 2.15 muestra el coeficiente global "U" como una función del flujo.

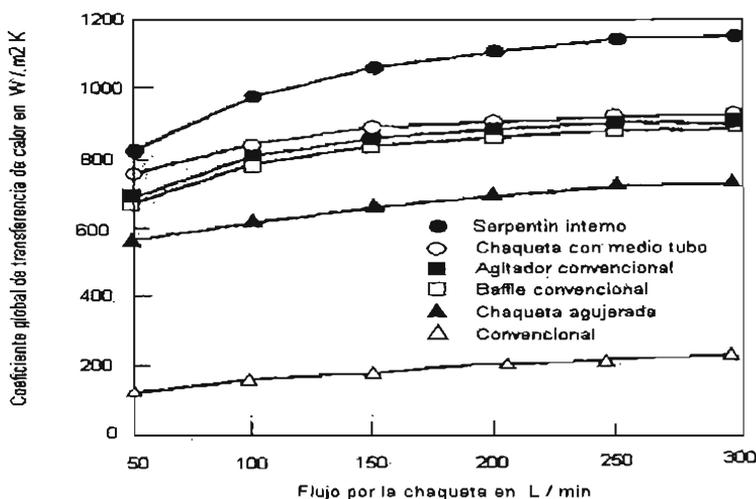


FIGURA 2.15 (CÁLCULO GRÁFICO DEL COEFICIENTE "U" PARA DIFERENTES SISTEMAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN FUNCIÓN DEL FLUJO).

TIPOS DE AGITADOR

El principal propósito de un agitador es de promover mezcla en el tanque, pero también promueve la transferencia de calor, un subproducto de la agitación es el calentamiento del producto contenido en el tanque. Se pueden usar deflectores en el interior del tanque para interrumpir el flujo del líquido que ha sido impulsado por el agitador, evitando así la generación de oleadas.

El agitador de un reactor puede aproximarse mucho o no aproximarse a la pared del tanque. La selección se hace en base a las propiedades del fluido y los requerimientos de mezcla en el reactor. La figura 2.16 muestra los agitadores más usados.

Algunas de las características que se buscan obtener con el mezclado (homogenización, promoción de la transferencia de calor, dispersión de gas o suspensión de un sólido en un líquido), no necesariamente pueden ser desarrolladas con un tipo de agitador simple, por lo cual se han desarrollado otros tipos más complejos e incluso algunos donde se adaptan dos o más agitadores del mismo tipo o diferentes. Comúnmente existe un agitador más recomendable para una operación de mezclado específica.

Los agitadores que no se aproximan a las paredes del tanque pueden ser turbinas o propelas con diámetros del 25 -50 % del diámetro del tanque. Típicamente montado sobre un eje vertical, el agitador puede tener dos o más hojas sobre un núcleo en común. Las hojas pueden estar orientadas verticalmente o tener un ángulo de inclinación y pueden ser rectas o en forma de curva.

Entre los agitadores que no se aproximan a la pared del tanque; las turbinas, las hojas de retiro y las paletas de hoja plana y recta son usadas para promover flujo radial, mientras que las paletas de hojas con ángulo y las propelas son usadas para promover flujo axial. Todos ellos en fluidos de baja a mediana viscosidad.

Los agitadores que se aproximan mucho a las paredes del agitador pueden ser de tipo helicoidal o de ancla. Ambos se usan comúnmente para fluidos con viscosidades altas, incluyendo comida y cosméticos.

El agitador helicoidal se configura con espacios entre la pared del tanque no mayores de 50 mm, este tipo de agitador promueve un flujo axial en el fluido. Por otra parte el agitador tipo ancla es colocado tan cerca que casi rasga la pared del tanque, este agitador promueve flujo radial. La tabla 2.3 muestra la relación entre diámetro del recipiente y el diámetro del agitador "D/d" recomendable para algunos tipos de agitador. Ver referencia [6].

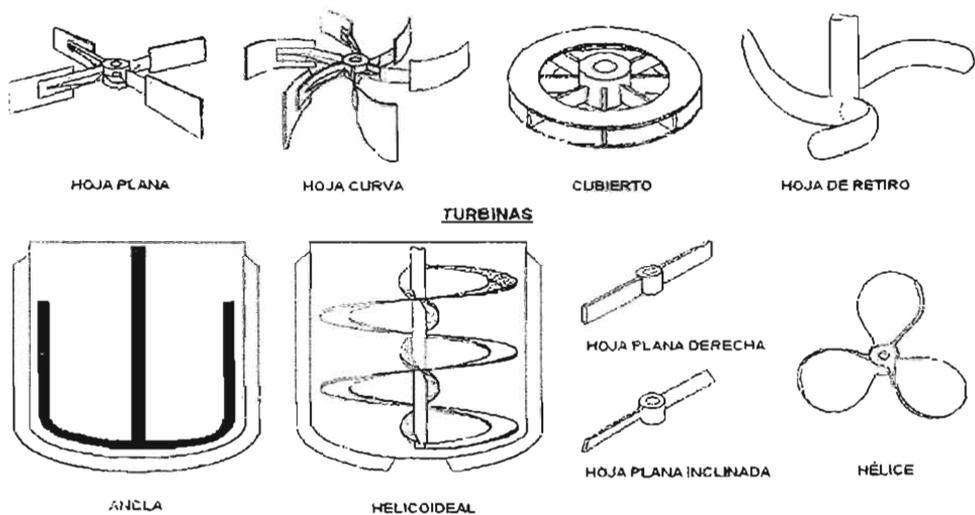


FIGURA 2.16 (TIPOS DE AGITADORES)

TABLA 2.3 RELACION (D/d) TÍPICA PARA ALGUNOS AGITADORES	
Tipo de agitador	Relación "D/d"
Turbina Rushton, o seis hojas sobre un disco	3 a 5
Revolvedor o de hoja retirada	1.5
Paleta, rejilla y barras cruzadas	1.2 a 2
Ancla	1.05
hélice	1.1 a 1.5
Helicoidal	1.05

Existe una gran cantidad de criterios reportados en la literatura para llevar a cabo la selección del tipo de impulsor a usar en un cierto proceso. Una de las formas más usadas es a través de una carta referencial como la que se muestra en la figura 2.17; en ésta se toma como parámetro principal la viscosidad del líquido y el tamaño del tanque.

Sin embargo este tipo de cartas son sólo aproximaciones. En la práctica los intervalos de uso son más extensos, teniendo en cuenta que además no siempre se tienen los límites que en dicha carta se expresan, en general los usos recomendados son los siguientes:

- 1.- Propelas, cuando la viscosidad es menor de 3000 cp.
- 2.- Turbinas, cuando la viscosidad se encuentra entre 3000 y 50 000 cp.
- 3.- Paletas, cuando la viscosidad se encuentra entre 50 000 y 90 000 cp.
- 4.- Paletas modificadas (anclas y hélices), para viscosidades entre 90 000 y 1 000 000 cp.

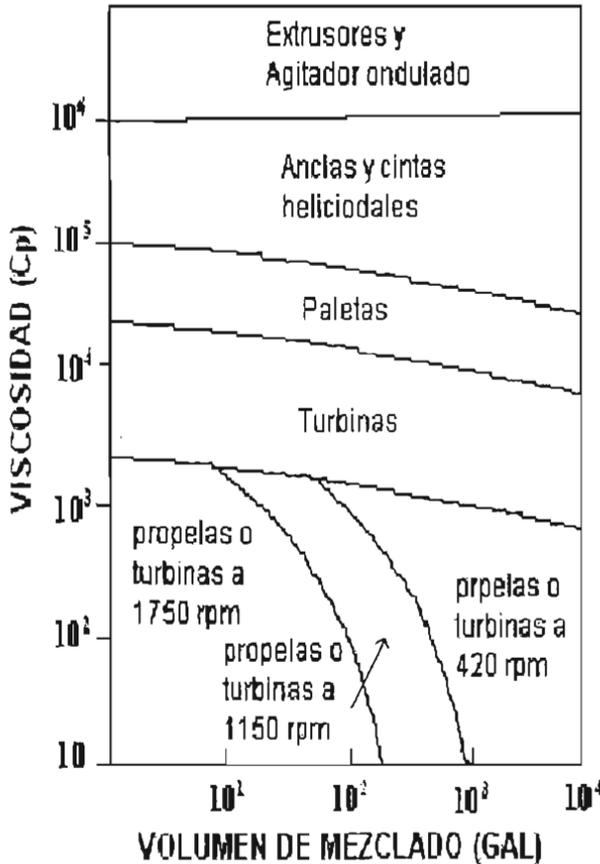


FIGURA 2.17 (SELECCIÓN GRÁFICA DEL TIPO DE IMPULSOR).

Si un agitador es operado en posición axial, en un tanque sin deflectores, es común que el líquido forme un vórtice en el tanque como se muestra en la figura 2.18a. La formación del vórtice en el tanque permite la entrada indeseable de aire en el líquido. Este tipo de rotación en un tanque cilíndrico, se evita instalando deflectores con una relación de $(D/10)$ o $(D/12)$ con una separación de la pared de $(D/50)$, con las medidas anteriores se evita también la formación de volumen muerto detrás de los baffles, el flujo resultante se muestra en la figura 2.18b.

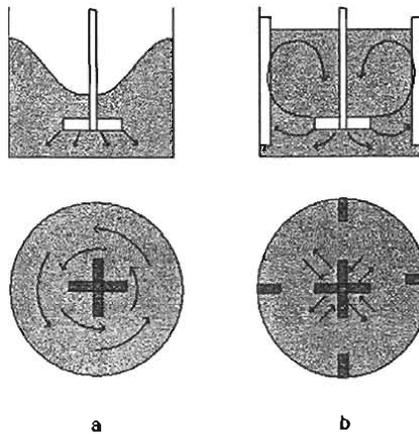


FIGURA 2.18 (ELIMINACIÓN DEL VÓRTICE POR EFECTO DE LA COLOCACIÓN DE DEFLECTORES).

HTDRODINÁMICA

La caracterización hidrodinámica de los sistemas de mezclado implica el conocimiento y la determinación de ciertos parámetros propios de cada sistema en particular, los parámetros más importantes son: el tiempo de mezclado y de circulación, los patrones de flujo, la energía de mezclado y el consumo de potencia,

El tiempo necesario para lograr un grado específico de homogeneidad o el tiempo requerido por un trazador para dispersarse es lo que se define como tiempo de mezclado.

Cuando se evalúa el patrón de flujo, es necesario definir el tiempo de circulación como el tiempo necesario para que un trazador recorra un ciclo del patrón de flujo.

Del conocimiento de los patrones de flujo se puede llegar a conocer los espacios muertos que existen en el sistema de agitación y con ello poder tener un control sobre el proceso. Otra importancia de los patrones de flujo en un proceso, es que permite realizar escalamiento a otros procesos o a otro nivel. Por otra parte, se sabe que los patrones de flujo están íntimamente relacionados con los procesos de transferencia de movimiento.

Cuando es necesario hacer una comparación entre diversos tipos de impulsores, muchas veces se recurre al parámetro de consumo de potencia, sin embargo no siempre el conocimiento

de éste implica determinar de la mejor manera el impulsor más adecuado, ya que a expensas de un bajo consumo de potencia, algunos impulsores emplean mucho tiempo de mezclado, lo cual descompensa el otro factor, por este motivo se ha definido el concepto de energía de mezclado, el cual es la cantidad de energía suministrada al sistema para alcanzar un nivel específico de homogeneidad, se evalúa como:

$$E_m = Hp t_m \dots\dots\dots 2.5.6$$

Donde: “ E_m ” es la energía de mezclado
 “ Hp ” es el consumo de potencia del agitador.
 “ t_m ” es el tiempo de mezclado.

$$Hp = \left(\frac{d_A}{8.128} \right)^5 (P/P_o) N^3 Sg \dots\dots\dots 2.5.7$$

Donde “ d_A ” es el diámetro del impulsor expresado en metros.
 “ S_g ” es la gravedad específica del líquido.
 “ N ” es la velocidad de rotación del agitador.
 “ P/P_o ” es evaluado por la siguiente ecuación:
 “ Q_g ” es el volumen en m^3 .

$$\ln \frac{P}{P_o} = \ln \left[1 + 235.86 \left(\frac{Q_g}{Nd_A^3} \right)^{2.667} \right] - 9.155 \left(\frac{Q_g}{Nd_A^3} \right)^{0.833} \dots\dots\dots [3] \dots\dots\dots 2.5.8$$

INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

La instrumentación y control de un reactor es muy dependiente de los detalles de la aplicación, pero a menudo se considera lo siguiente:

- Medición y control de la temperatura.
- Medición y control de la presión.
- Medición del pH.
- Control del medio de enfriamiento o calentamiento.
- Dispositivos externos, incluyendo celdas electrónicas.
- En caso de que el reactor sea del tipo (CSTR) y no trabaje inundado se debe colocar un sistema de control de nivel que incluya alarmas por alto o bajo nivel.

El control de temperatura y por lo tanto el flujo de calor en un reactor encaquetado usualmente requiere dos elementos sensores; uno en el tanque en si y otro en el medio de transferencia. Un termopar (RTDs) debe ser usado en cascada para controlar la temperatura diferencial entre el tanque y la chaqueta y de ese modo evitar un daño al material de los sensores de temperatura. En la industria es común emplear algoritmos “PID” para lograr estabilizar el reactor.

3 REACTOR DEL L.E.M.

3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL

El reactor experimental instalado en el L.E.M. es del tipo encaquetado, fue fabricado en acero inoxidable por Pfaudler S.A de C.V , cuenta con capacidad para 19 litros en el tanque y aproximadamente 5.5 litros en la chaqueta, tiene tres deflectores en el interior del tanque, el diseño de la base es del tipo toriesférica, la chaqueta es del tipo convencional sin boquillas de agitación y sin deflectores, el agitador es activado por un motor trifásico con impulsor tipo turbina de tres hojas curvas, diámetro de 17 cm. y opera a una velocidad fija de 87 rpm. Sólo la superficie exterior tienen como acabado una mano de pintura anticorrosiva.

Los servicios de vapor de alta presión y agua de enfriamiento que tiene disponibles, fluyen a través de la chaqueta por una misma línea de entrada y una misma línea de salida, pero con sus respectivas válvulas de paso para usar un servicio a la vez.

Servicios

- Corriente alterna de 220 volts para el motor del agitador.
- Vapor saturado de Alta presión como medio de calentamiento 6 Kg/ cm².
- Agua de enfriamiento a 15 ° C.
- Aire comprimido para alimentar.

Instrumentos

- Lubricador de presión para sellos mecánicos.
- Moto reductor vertical con brida de fijación y eje de salida hacia abajo (Tipo MAV 12) 1770 rpm a 87 rpm.
- Manómetro (metrón modelo 11510) bourdón bronce, de 115mm (4 ½ in) de carátula. Conexiones inferiores de 6.4mm ; intervalo 0 – 2 Kg/cm² (0 – 30 psig) con sello químico, brida superior en acero al carbón, anillo de limpieza, diafragma, brida inferior en acero inoxidable 316.
- Manómetro bourdón con escala de 0 a 6 kg/ cm² en la alimentación de vapor.
- Manómetro bourdón con escala de 0 a 2 kg/ cm² para el tanque de alimentación.
- Termopar tipo “j” con termo pozo bridado de barra perforada de 38mm (1 ½ in) de diámetro y longitud de 267mm (10 ½ in) en acero inoxidable 316.
- Rotámetro con escala de 0 a 100, conexiones de ½ in.
- Contador de flujo digital con conexiones roscadas de ½ in, marca GPI, modelo SO50, tipo turbina, con rango de 0 a 15 gpm, para medir el flujo de agua de enfriamiento.
- Termómetros bimetalicos con escala de -10 a 100 ° C a la entrada y salida del agua de enfriamiento.
- Regulador de presión en la línea de aire para el tanque de alimentación.
- Trampa de vapor con conexiones roscadas de ½ in para controlar el flujo de vapor por la chaqueta.

ESPECIFICACIONES Y PLANOS

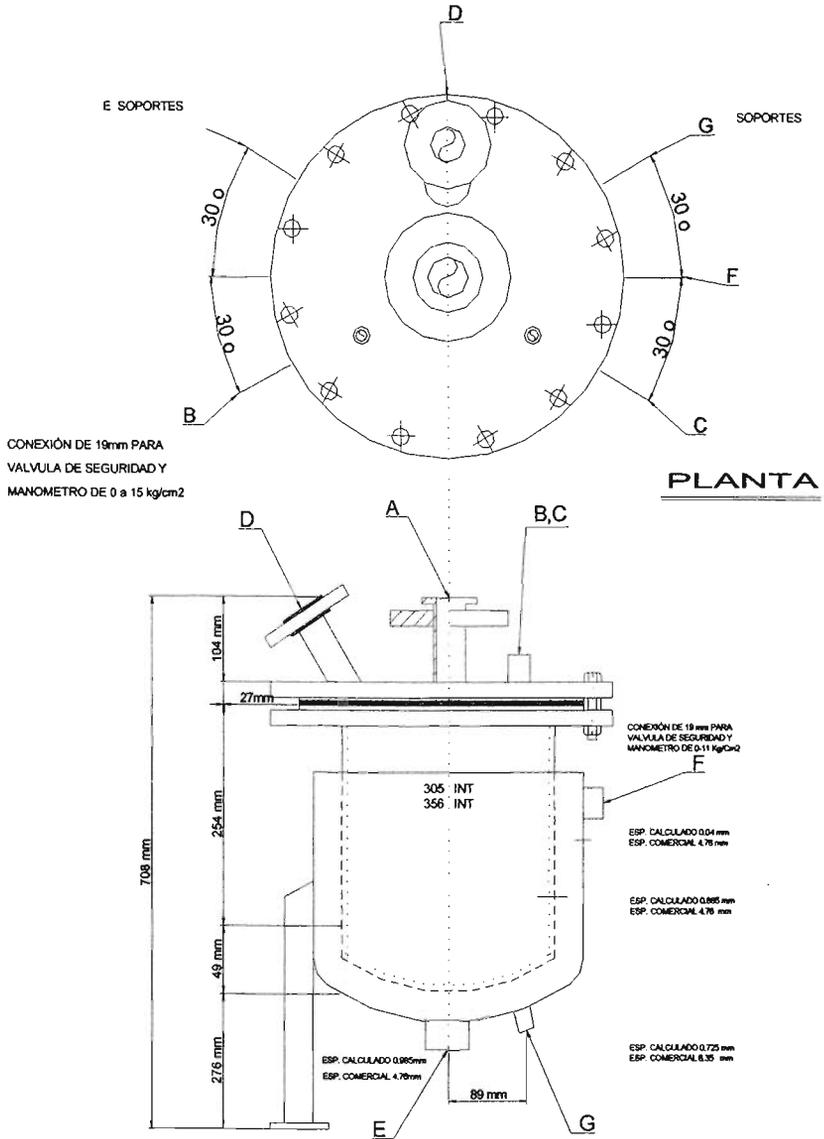


FIGURA 3.2 (PLANO No. 1 DEL REACTOR DEL L.E.M.)

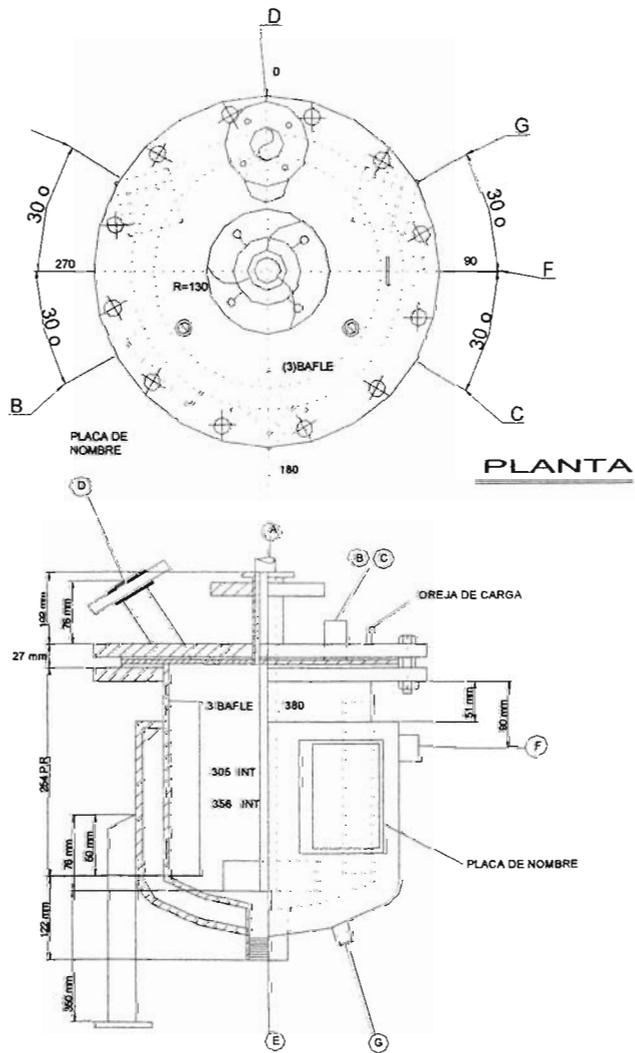


FIGURA 3.3 (PLANO No. 2 DEL REACTOR DEL L.E.M.)

HOJA DE ESPECIFICACIÓN No.1

DATOS DE DISEÑO

CONSTRUCCIÓN, CODIGO ASME APEGADO SIN CÓDIGO _____, TEMA CLASE _____
 SIN SELLO ESTAMPADO
 SECC. VIII DIV. I 1998

	TANQUE O ENVOLVENTE	CHAQUETA	TUBOS	SERPENTIN
PRESIÓN DE DISEÑO Kg/cm ²	4.2	6.3		
TEMPERATURA DE DISEÑO °C	200	200		
PRESIÓN HIDROSTÁTICA DE PRUEBA	6.3	9.4		
OTRAS PRUEBAS	_____			

SOLDADURA: ARCO ELÉCTRICO, EFICIENCIA: _____ TAPAS 0.7 ENV. 0.7
 RADIOGRAFIADO TAPAS NO ENV. NO

ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES

TAPAS : TORIERFERICAS F 8 D (ASME CODE) SA 240 T 316 DE 3/16 ESP
 ENVOLVENTE: PLACA SA. 240T.316 DE 3/16 ESP
 CHAQUETA: ENV. PLACA SA. 285.C DE 3/16 ESP FONDO SA.285.C DE ¼ ESP
 BONETES: _____
 TUBOS : _____
 ESPEJOS _____
 BAFLES: PLACA SA.240 T316 DE 3/16 "
 BRIDAS: SLIP-ON AC INOX. 316 LAP. JOINT. A. 105.I
 COPLER: AC. INOX. T-316 EN CUERPO.; SA-105-II EN CHAO.
 EMPAQUES: ASBESTO COMPRIMIDO DE 3mm DE ESP. Y CRT.
 SOPORTES: ESTRUCTURAL DE ANGULO DE ¼ " x 2" A.36
 TORNILLOS O BIRLOS: A-193 -B7
 TUERCAS: A-194-2H
 AUMENTO DE ESPESOR POR CORROSIÓN: NO
 ACABADO: INT. MILL FINISH ; EXT. MILL FINISH. CON UNA MANO DE PINTURA ANTICORROSIVA EN LA PARTE DE ACERO.
 SOLDADURAS: REALIZADAS, CEPILLADAS Y PASIVADAS.

NOTAS GENERALES

SUELDE TODAS LAS BRIDAS CON SUS BARRENOS A HORCAJADAS CON LAS DEL TANQUE, SI NO SE INDICA OTRA COSA, PROTEJA TODAS LAS CUERDAS DE LAS CONEXIONES Y LAS SUPERFICIES MAQUINADAS CON GRASA.
 DESPUÉS DE PROBADO EL EQUIPO DRÉNELO Y LÍMPIELO PERFECTAMENTE, COLOQUE TAPAS O TAPONES DE MADERA EN TODAS LAS CONEXIONES PARA SU PROTECCIÓN DURANTE EL TRANSPORTE DE LA UNIDAD.
 LA UNIDAD DEBERÁ EMBARCARSE DE LA SIGUIENTE MANERA:
 TOTALMENTE ENSAMBLADO CON SISTEMA MOTRIZ Y LUBRICADOR

PESOS

VACIO 140 Kg TOTALMENTE LLENO 160 Kg EN OPERACIÓN _____

DETALLE DE BAFLE

G	I	COPLER	3000#	A.105 II			SALIDA DE CONDENSADOS
F	1	19 COPLER	3000#	A.105 II			ENTRADA DE VAPOR
E	1	38 COLE	3000#	A.I.316			SALIDA DE PRODUCTO
D	1	38 COPLER	150#	A.I.316	40	A.I.316	ENTRADA DE TERMOPAR
C	1	19 COPLER	3000#	A.I.316			MEDICIÓN DE PRESIÓN
B	1	19 COPLER	3000#	A.I.316			ENTRADA DE REACTIVO
A	1	51 LU	150#	A.I.316			ENTRADA DE AGITADOR

HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 2

TANQUE	
CUERPO = $\pi DL = 3.1416 \times 0.305 \times 0.254$	0.247m ²
CABEZA SUP.= $\pi \times D^2 / 4 = 3.1416 \times 0.305^2 / 4$	0.073m ²
CABEZA INF.= $\pi / 4(D^2 + 4h^2) = 0.7854(305^2 + 4 \times 0.049^2)$	0.073m ²
SUPERFICIE SUJETA A PRESIÓN	TOTAL = 0.400m²
ESPESOR DEL CUERPO SUJETA A PRESIÓN INTERNA	
$e = \frac{P D c}{200 KEM} = \frac{4.2 \times 305 \times .5}{200 \times 52.84 \times .7} = \frac{6.406}{7397.6}$	
	0.865m ²
ESPESOR DE LA TAPA TORIESFERICA SUJETA A PRESIÓN INTERNA (INF)	
$p = \frac{P \times RM}{200 \times K} = \frac{4.2 \times 305}{200 \times 6.5} = \frac{1281}{1300}$	0.985m ²
ESPESOR DE TAPA PLANA SUJETA A PRESIÓN INTERNA (SUP)	
$e = 1.5 + 0.1 \times L \times \sqrt{\frac{Pb}{K}} = 1.5 + 0.1 \times 111.8 \times \sqrt{\frac{4.2 \times 1.0314}{52.84}}$	4.701mm
PRESIÓN INTERNA MÁXIMA DE TRABAJO DEL ENVOLVENTE	
$p = \frac{200Ke EM}{Dc} = \frac{200 \times 5284 \times 4.75 \times 0.7}{305 \times 5} = \frac{35212.5}{1525}$	23.09Kg/cm ²
PRESIÓN INTERNA MÁXIMA DE TRABAJO DE LA TAPA SUPERIOR	
$P = \frac{k \left(\frac{e - 1.5}{0.1 \times L} \right)^2}{10 - 1.4} = 52.84 \frac{\left(\frac{25 - 1.5}{0.1 \times 111.8} \right)^2}{10 - 1.4}$	226.35Kg/cm ²
PRESIÓN INTERNA MÁXIMA DE TRABAJO DE LA TAPA INFERIOR	
$p = \frac{200 K e}{RM} = \frac{200 \times 6.5 \times 4.76}{306} = \frac{6188}{305}$	20.28Kg/cm ²
VÁLVULA DE SEGURIDAD	
$D = 26 \sqrt{\frac{H}{P + 0.59}} = 26 \sqrt{\frac{0.400}{20.28 + 0.59}}$	3.600mm
CHAQUETA	
ESPESOR DE ENVOLVENTE SUJETO A PRESIÓN INTERNA	
$e = \frac{P D c}{200 KEM} = \frac{6.3 \times 356 \times 5}{200 \times 38.8 \times 0.7} = \frac{11214}{5432}$	2.034mm
PRESIÓN INTERNA MÁXIMA DE TRABAJO DEL ENVOLVENTE	
$P = \frac{200Ke EM}{Dc} = \frac{200 \times 38.8 \times 4.76 \times 0.7}{356 \times 5} = \frac{25856.3}{1780}$	14.52Kg/cm ²

ESPESOR DE TAPA TORISFERICA SUJETA A PRESIÓN INTERNA CHAQ. $e = \frac{P RM}{200 k} = \frac{6.3 \times 356}{200 \times 6.5} = \frac{2242.8}{1300} = 1.725mm$			
PRESIÓN INTERNA MÁXIMA DE TRABAJO DE TAPA TORISFERICA CHAQ. $p = \frac{200 k e}{RM} = \frac{200 \times 6.5 \times 6.35}{356} = \frac{8255}{356} = 23.188 Kg/cm^2$			
SUPERFICIE SUJETA A PRESIÓN CHAQUETA CUERPO $\pi DL = 3.1416 \times 356 \times 216 = 0.241m^2$ FONDO $\pi/4(D^2 + 4h^2) = 0.7854(356^2 + 4 \times 0.059^2) = 0.100m^2$ TOTAL = 0.341m ²			
VÁLVULA DE SEGURIDAD $D = 26 \sqrt{\frac{H}{P + 0.59}} = 26 \sqrt{\frac{0.34}{14.52 + 0.59}} \qquad 3.905mm$			
CUADRO DE BOQUILLAS			
MARCA	CANTIDAD	TIPO	MEDIDA mm
A	1	LAP.JOINT. A-105-1, 150#	51
B	1	COPLA AC INOX. 316 3000#	19
C	1	COPLA AC INOX. 316 3000#	19
D	1	SLIP. ON RF AC INOX. 316 150#	38
E	1	COPLA AC INOX. 316 3000#	38
F	1	COPLA A-105-2 3000#	19
G	1	COPLA A-105-2 3000#	19
DATOS DE DISEÑO			
CONSTRUCCIÓN CODIGO ASME _____	SIN CODIGO _____	TEMA CLASAE _____	
	TANQUE	CHAQUETA	
PRESIÓN DE DISEÑO EN Kg/cm ² _____	4.2	6.3	
TEMPERATURA DE DISEÑO EN °C _____	200	200	
PRESIÓN HIDROSTÁTICA DE PRUEBA Kg/cm ² _____	6.3	9.4	
SOLDADURA ARCO ELÉCTRICO EFICIENCIA TAPAS _____	0.7	ENV. 0.7	
RADIOGRAFIADO _____	TAPAS NO	ENV. NO	
MANUAL DE CONSTRUCCIÓN			
CUERPO _____			
TAPA SUP. R SA -285-C DE ESP ENCHAPADA _____			
TAPA INF. TORIESFERICA DE R DE 3/16 " ESP. INOX. 316 _____			
ENVOLVENTE R DE 3/16 " ESP. INOX. 316 _____			
CHAQUETA _____			
TAPA FONDO R DE ¼ " ESP SA 285-C ENVOLVENTE R DE 3/16 " ESP SA 285-C _____			

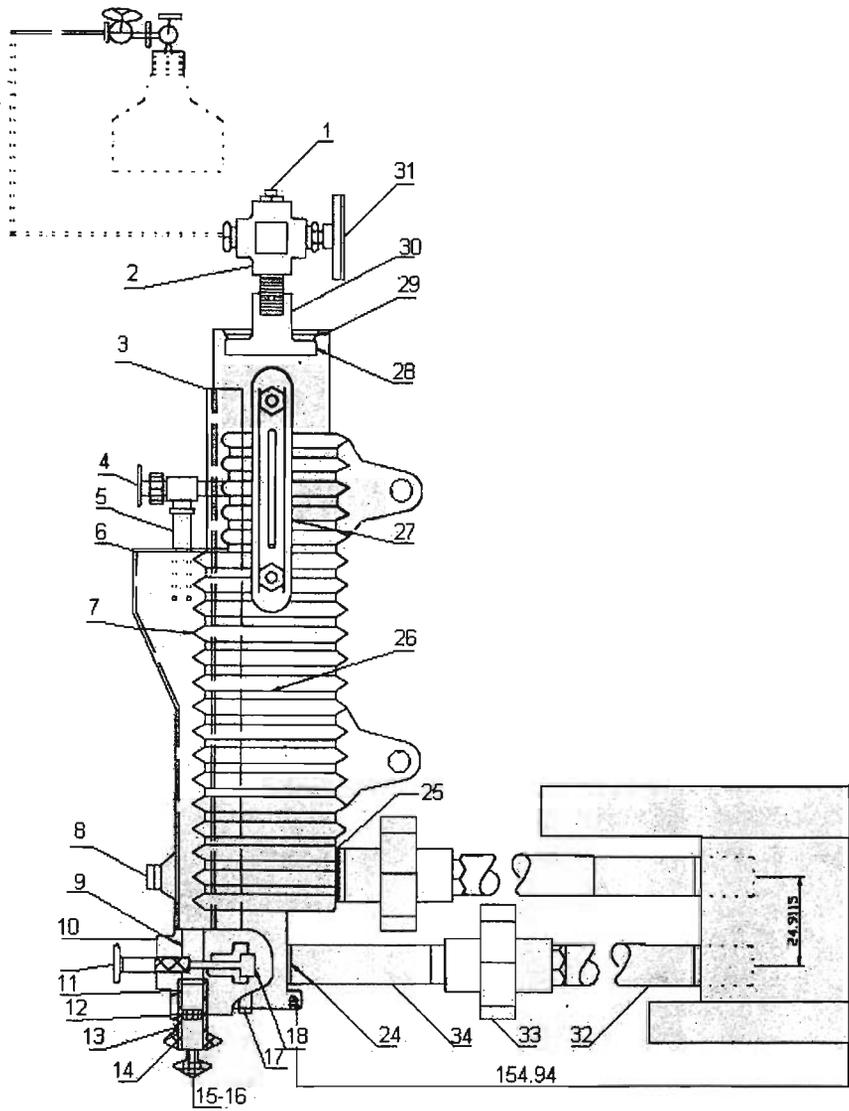


FIGURA 3.4 (LUBRICADOR DE PRESIÓN)

PARTES INDICADAS EN LA FIGURA DEL LUBRICADOR DE PRESIÓN

- 1) Toma de conducto
- 2) Cruz
- 3) Placa de fabricante
- 4) Válvula
- 5) Tubo (retorno del lubricante)
- 6) Cubierta o tapa
- 7) Compartimiento
- 8) Toma de conducto
- 9) Asiento de válvula
- 10) Válvula de retención
- 11) Manguillo
- 12) Aro de émbolo
- 13) Émbolo
- 14) Pasador engoznado
- 15) Pasador engoznado
- 16) Aro de agarre
- 17) Toma de conducto (drenar)
- 18) Válvula de retención ensamblada
- 19) Cuerpo de la Válvula
- 20) Asiento de la válvula
- 21) Reten
- 22) Balín
- 23) Resorte
- 24) Salida del lubricante
- 25) Entrada del lubricante
- 26) Soporte de tubería
- 27) Vidrio indicador
- 28) Aro de cubierta
- 29) Rondana de reten
- 30) Cubierta
- 31) Manómetro
- 32) Niple
- 33) Unión
- 34) Niple
- 35) Válvula de aguja

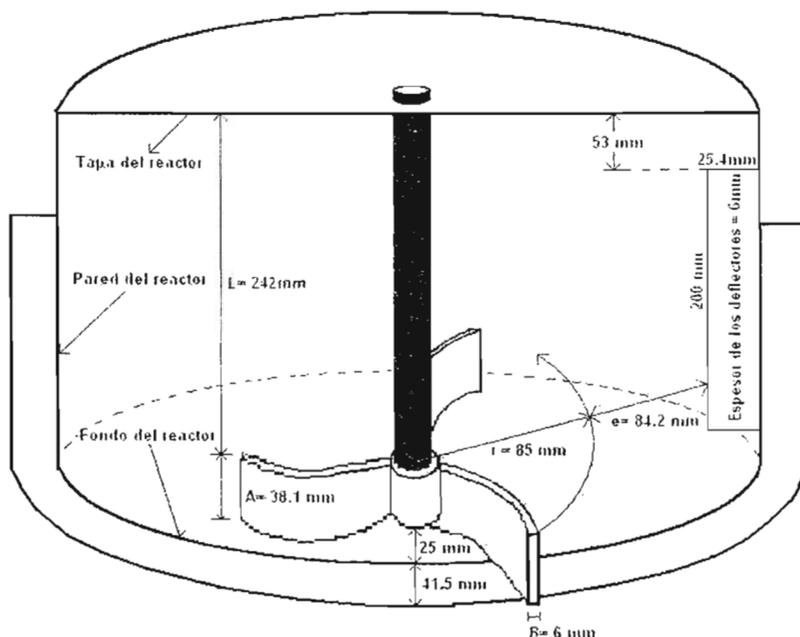


FIGURA 3.5 (CORTE TRANSVERSAL DEL REACTOR DEL L.E.M.)

3.3 MANUAL DE OPERACIÓN

GENERALIDADES

Operación del lubricador de presión

El lubricador de presión Pfaudler mostrado en la figura 3.4, opera igual que uno convencional. El lubricante calentado por la fricción del sello y por el calor del recipiente, entra por la parte superior (25), y sube por el conducto (26) e inunda la cámara interior del lubricante (7). Ya enfriado el fluido desciende y retorna hacia el alojamiento de los sellos a través de la parte inferior (24). Para asegurar un rendimiento adecuado, las conexiones del lubricador (cualquiera de las dos) deben ser colocadas a un nivel más alto o igual que el de las conexiones de alojamiento de los sellos.

Durante la operación, el nivel del lubricante debe ser mantenido en la marca del vidrio indicador de nivel (27). Si el nivel cae por debajo del máximo del conducto que lleva al lubricante hacia arriba, la circulación se detendrá y podrá originar un sobrecalentamiento. Así mismo, un nivel alto de lubricante podrá causar una sobrepresión, en dado caso una bolsa de aire, debe ser mantenida para permitir la expansión del lubricante cuando éste es calentado.

La presión requerida por los sellos es suministrada por aire externo o por un suministro de gas inerte conectado al lubricante. Nótese que la bomba manual es para ser usada solamente para adicionar lubricante a la cámara en caso de una fuga en el sistema, o para que una reacción pueda ser terminada antes de parar por reparaciones (nunca debe ser usada para regular la presión). La presión de operación del lubricador debe exceder 25 psi a la presión del recipiente; para evitar que la presión escape por los sellos, primero se debe fijar la presión de operación del lubricador.

El lubricador puede ser alguno de los siguientes:

- 1.- 50% etilenglicol y 50% agua
- 2.- Aceite mineral
- 3.- Aceite hidráulico
- 4.- Aceite SAE 10
- 5.- Agua a pH=9

La capacidad del lubricador es de 2 litros aproximadamente.

Operación del contador de flujo

Toda operación es reflejada en la pantalla de salida. El líquido que fluye a través de la turbina causa un giro en el rotor interno que al mismo tiempo genera una señal eléctrica, estos pulsos finalmente son transformados en unidades de flujo que se muestran en la pantalla. El requerimiento mínimo de flujo es de 0.5 GPM. o 1.9 LPM.

La línea superior identifica la curva de calibración mientras que la línea inferior muestra información del totalizador. En algunas ocasiones aparecen palabras claves sobre las líneas superior o inferior para identificar información específica adicional.

El contador queda activado cuando aparece alguna información en la pantalla, una pequeña turbina aparece automáticamente cuando fluye líquido a través del contador o manualmente presionando y soltando el botón "DISPLAY", de igual forma el contador queda desactivado automáticamente cuatro minutos después de parar el flujo.

El flujo total contabilizado en un intervalo de tiempo puede observarse sobre la línea inferior de la pantalla con la palabra "TOTAL" seguida de un número. Para colocar en ceros dicha lectura, asegúrese primero, que esta sea mostrada en la pantalla y posteriormente, presione el botón "DISPLAY" durante tres segundos hasta que la pantalla cambie a ceros.

El flujo total acumulado es el total de líquido medido desde que el contador fue instalado. Este dato se muestra sobre la línea inferior de la pantalla como "TOTAL LOCKED", pero no puede ser puesta en ceros manualmente, sólo cuando las baterías son removidas o cuando alcanza un valor máximo de 999,999 se coloca en ceros automáticamente. Para cambiar del flujo total contabilizado al flujo total acumulado y viceversa, presione y suelte "DISPLAY".

La información de la curva de calibración es mostrada sobre la línea superior de la pantalla con la palabra "CAL" seguida de una letra, este campo puede ser cambiado o modificado por el usuario. La curva de calibración colocada por el fabricante en el computador del contador de flujo es el tipo "A" y aparece en la pantalla como "CAL A PRESET".

Cuando se trabaja con líquidos de diferente viscosidad, puede suceder que la lectura pierda precisión, en tal caso es conveniente utilizar otra curva de calibración y no la de fábrica, para hacer el cambio, mantenga presionado el botón "CALIBRATE" al mismo tiempo que presione y suelte el botón "DISPLAY" hasta que aparezca la curva deseada.

OPERACIÓN POR LOTES

- Comenzar con todas las válvulas cerradas.
- Abrir V1 para llenar el tanque de alimentación con los reactivos (si la velocidad de reacción a las condiciones ambiente son pequeñas se pueden introducir los reactivos juntos, si la velocidad de reacción es grande se deben introducir los reactivos por separado), cerrar V1 al terminar de cargar.
- Si los reactivos se alimentan juntos es posible tomar una muestra a través de la válvula V14 para conocer las concentraciones iniciales.
- Para cargar el reactor por abajo se debe abrir V7 y V2 y si se quiere alimentar por arriba se debe abrir V5, V6 y V2 cuidando que la presión no sea mayor a los 0.2 Kg/cm^2 en el tanque de alimentación, al acabarse los reactivos en el tanque se debe cerrar las respectivas válvulas y abrir V3 para despresurizar el tanque de alimentación.
- Arrancar el agitador para que los reactivos estén perfectamente mezclados.
- Si se requiere administrar calor a la reacción, en el caso de reacciones endotérmicas, se debe abrir V4, V10, V8 y V11 hasta alcanzar las condiciones necesarias. Es recomendable purgar las líneas de servicio de vapor y la chaqueta antes de hacer uso de él.
- Si la reacción requiere eliminar calor, en el caso de reacciones exotérmicas, se debe abrir V15, V9 y V12 y V16 hasta alcanzar las condiciones necesarias.
- Esperar para el tiempo de residencia estimado revisando constantemente que las condiciones de presión y temperatura no excedan de lo especificado.
- **Antes de tomar cualquier muestra de producto se deben hacer los siguientes cambios en el reactor:**
- Abrir la válvula V8 para despresurizar y esperar hasta que la presión sea igual a la atmosférica.
- Abrir V13 y tomar la respectiva muestra, analizarla y decidir si se descarga el reactor o se repite el proceso para dar más tiempo a la reacción.
- Para descargar el reactor se debe abrir V13.

Nota.- Para una toma de muestra homogénea es mejor dejar el agitador funcionando.

NOTA: Este equipo no esta en condiciones de operar continuamente debido a que no existen los accesorios para cargar y descargar continuamente, además de ser un equipo que no funciona como parte de un proceso.

MEDIDAS DE SEGURIDAD

- Evitar el derramamiento de reactivos al momento de meterlos al tanque de alimentación.
- Cuidar que en el tanque de alimentación exista solamente la presión necesaria para hacer fluir los reactivos hacia el reactor 0.2 Kg /cm^2 .
- No sobrepasar las condiciones limite de operación 3.5 Kg/cm^2 y $200 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Para evitar quemaduras. No tocar las líneas de vapor ni la chaqueta del reactor.
- Verificar siempre que las válvulas de retorno de condensados y de retorno de agua de enfriamiento estén siempre abiertas, según sea el caso.
- No tomar muestras de producto cuando el reactor esté presurizado.
- No tomar muestras del tanque de alimentación mientras se está alimentando.
- Una vez que se terminen de alimentar los reactivos se debe de cerrar la válvula de aire de alimentación.
- No ingerir alimentos mientras se trabaja con los reactivos.
- No exceda los límites de operación mostrados en los datos del reactor.

Precauciones de operación del lubricador de presión

- Siempre presurice los sellos antes de presurizar el recipiente. De lo contrario el sello y el asiento del sello más lento pueden ser dañados.
- Nunca use la bomba manual para presurizar los sellos. Esta es para ser usada solamente para adicionar el lubricante en caso de un nivel bajo.
- Verifique el nivel del lubricante regularmente, un nivel persistentemente bajo indica una fuga en el la unión del sello.
- Para completar una operación por lotes cuando el nivel es bajo, operar la bomba manual para restaurar el nivel a la marca sobre el vidrio indicador.

- Nunca incremente el nivel del lubricante sobre la marca del vidrio indicador. Una bolsa de aire puede ser mantenida para la expansión del lubricante.
- No exceda el máximo de presión estimado para el lubricador (350 psig).
- Si la válvula de bola muestra fuga, use la válvula de cierre manual (35) para sellar la cámara. Abra nuevamente sólo cuando se este usando la bomba manual para adicionar lubricante.

Precauciones de operación del contador de flujo

- La turbina está prevista para funcionar únicamente con fluidos compatibles con el material de construcción de la caja del contador.
- Cuando mida líquidos inflamables, tome todas las precauciones necesarias para evitar incendios o explosiones.
- No utilice aire comprimido para limpiar la turbina.
- Procure que se sequen líquidos dentro de la turbina.
- Maneje el rotor con precaución, la menor raya o corte pueden influir negativamente en la precisión.
- Para sujetar la turbina, apriete con la llave únicamente en las muescas previstas para ello.

MANTENIMIENTO

- Para una correcta operación del equipo es indispensable revisar el buen funcionamiento de los instrumentos (indicadores de temperatura, indicadores de presión y medidores de flujo), esta revisión se debe hacer antes y después de la operación.
- La revisión del nivel de aceite para la lubricación del agitador es importante por lo tanto se deberá hacer antes y después de la operación.
- La revisión del sello del agitador será importante en la seguridad de operación por ello se recomienda también un mantenimiento constante.
- Reparar las fugas en las válvulas, así como quitar las incrustaciones en el tanque y líneas de vapor debido a la corrosión será un trabajo también a considerar en el momento que se necesite.
- Para garantizar los resultados del proceso y el cuidado del equipo se recomienda enjuagar todo el equipo después de cada operación de la siguiente manera:

- 1.- Llenar el tanque de alimentación con agua
- 2.- Para limpiar el tramo de tubería de V14 se recomienda sacar una muestra de agua.
- 3.- Con el agitador encendido abrir V6 y V5
- 4.- Cuando se termine de alimentar toda el agua se debe cerrar V6,V5 y abrirse V13

El mantenimiento del reactor se limita principalmente al moto reductor y al lubricador de presión, esto no implica restarle importancia a los demás elementos del reactor. El lubricador de presión fue construido por Pfaudler S.A. de C.V. A continuación se indican los procedimientos para el mantenimiento que el fabricante recomienda.

Mantenimiento del lubricador de presión

- 1) Cierre el suministro de aire o gas inerte
- 2) Descargue la presión a través de la válvula (4)
- 3) Quite el tapón macho (17) y drene el lubricante dentro de un recipiente adecuado.
- 4) Desconecte los conductos y quite el lubricador desde el alojamiento de los sellos o desde el soporte.
- 5) Remueva los conductos desde la parte inferior (24).
- 6) Con una llave de tuercas apropiada quite la válvula ensamblada desde el lubricador (18).
- 7) Quite el reten (21) desde el cuerpo de la válvula
- 8) Limpie y reensamble el balín (22), resorte (23), y el asiento (20). Reemplace las partes que observe dañadas.
- 9) Reensamble la válvula (18) dentro del lubricador, usando sellante para tubería. Asegúrese de que pueda remover la válvula posteriormente, usando el sellante adecuado.
- 10) La válvula de respiración (10), raramente requiere servicio. Para limpiarla, se siguen los siguientes pasos:
 - a) Quite los anillos de agarre (16) desde el botón de articulación del émbolo (15) y quite el émbolo (13).
 - b) Inserte dos clavos dentro de la válvula ensamblada y desatornillela.
 - c) Reemplace el ara de agarre (12) en el émbolo.
 - d) Limpie la válvula y reensamble válvula y émbolo
- 11) Reensamble el lubricador y póngalo en servicio. Para visualizar estos procedimientos, observe la figura del lubricador.

El lubricador puede ser alguno de los siguientes:

- 1.- 50% etilenglicol y 50% agua
- 2.- Aceite mineral
- 3.- Aceite hidráulico
- 4.- Aceite SAE 10
- 5.- Agua a pH=9

La capacidad del lubricador es de 2 litros aproximadamente.

Mantenimiento del moto-reductor

El moto reductor es del tipo MAV 12 de $\frac{3}{4}$ lt aprox. El lubricante usado es aceite SAE-140. La posición del moto reductor es vertical con brida de fijación y eje de salida hacia abajo, la lubricación es en baño de aceite por borboteo y en ciertos casos por bomba; a continuación se hacen algunas recomendaciones para el mantenimiento.

- I. A las 500 hrs. de servicio cámbiese el lubricante, teniendo cuidado en que quede totalmente eliminado el viejo y todas las impurezas que contenga. Después el cambio puede hacerse cada 2000 hrs.
- II. En los reductores verticales, verifíquese periódicamente la estopada apretándola cuando se observen indicios de pérdida del lubricante, ésta operación consiste en reajustar los tornillos de la platina y del eje lento del reductor.
- III. Cuídese de verificar constantemente el nivel, rehaciéndolo periódicamente.
- IV. Al poner en servicio un reductor, hay que verificar por la intensidad de marcha normal (Amperímetro), si éste trabaja dentro de los límites normales al calcularlo.

Mantenimiento del contador de flujo

Para obtener un resultado óptimo, conviene incluir el control periódico de la precisión en las operaciones de mantenimiento corriente.

La turbina no necesita prácticamente algún mantenimiento. Si algún líquido se ha secado y endurecido en el rotor, limpie los componentes internos con un lubricante penetrante como WD-40 o un disolvente para limpiar. Los componentes internos se pueden poner en remojo durante 10 o 15 minutos en una solución compatible. No sumerja la caja de la turbina. Los residuos pegados al rotor pueden limpiarse con un pincel suave o una sonda pequeña. No utilice aire comprimido.

Los componentes internos se pueden quitar o reemplazar. Antes de sacar los componentes, fíjese bien en la orientación de cada uno, sobre todo la del rotor respecto a la flecha que indica la dirección del flujo. Extraiga con cuidado uno de los anillos de retención de su ranura, con un objeto que sirva de palanca, y quite el soporte. Saque el rotor con mucha precaución. Dé la vuelta a la turbina para sacar el otro anillo de retención y el soporte. Limpie los componentes como se indica aquí arriba o cambíelos por otros, si es necesario. Una vez limpios se podrán colocar en su sitio sin forzar. Al colocar el rotor, la parte más ancha de los álabes debe situarse cara al flujo. Dé vuelta a la turbina y coloque el segundo soporte y el anillo de retención.

4 ESTUDIO EXPERIMENTAL

4.1 HIPÓTESIS: El modelo de transferencia de calor en estado transiente descrito por las ecuaciones 1.3.13 y 1.3.14, predicen con al menos un 95% de confiabilidad el comportamiento del reactor del L.E.M.

4.2 PLAN EXPERIMENTAL

Con la finalidad de comprobar la hipótesis planteada, se realizaron tres pruebas para el estudio del calentamiento, en todas ellas se cargo el reactor con 15 L de agua y se llevaron desde 30 hasta 90 ° C calentando desde la chaqueta con vapor saturado a 0.5 Kg/ cm². Se tomaron lecturas de la temperatura en el interior del reactor cada medio minuto.

Después de cada prueba de calentamiento se realizó una prueba de enfriamiento con los mismos 15 L de agua cargados en el reactor y se llevaron desde 90 hasta 30 °C enfriando desde la chaqueta con agua fría a 15 °C. Se tomaron lecturas de la temperatura en el interior del reactor, de la entrada y la salida del agua de enfriamiento. Con la finalidad de estudiar la transferencia de calor a diferentes flujos de agua fría, se experimento tres veces con cada uno de los siguientes flujos; 2, 4, 6, 8, 10, 12 y 14 galones por minuto.

Todo el tiempo se mantuvo el agitador funcionando, de tal forma que la transferencia de calor en el interior del reactor se puede considerar por convección forzada.

Todo el tiempo se mantuvo la válvula de alivio del reactor abierta, conservando así una presión atmosférica. Las pérdidas por evaporación se consideraron despreciables.

Debido a que el reactor comparte una misma línea entre vapor y el agua de enfriamiento el cambio entre una prueba y otra se realizó despacio y con la debida precaución para evitar choques térmicos tanto en las líneas como en los tanques.

4.3 DESCRIPCIÓN DE LA EXPERIMENTACIÓN

Para entender el trabajo experimental se usará el diagrama de tuberías e instrumentos mostrado en el capítulo tres.

Antes de comenzar las pruebas se realizó un lavado general con agua para evitar que el oxido y la suciedad presente en la tubería, chaqueta y tanques interfirieran en la experimentación.

Primeramente se cubicó el tanque de alimentación para asegurar que se cargara la cantidad adecuada al reactor. Posteriormente se conectó una manguera desde una línea de agua hasta la entrada de reactivos del tanque de alimentación, se abrió V1 y se cargó el tanque hasta 25 litros.

Se abrió V7 hasta que el nivel del tanque de alimentación bajó hasta 10 litros, de tal forma que se cargaron sólo 15 litros hacia el reactor. Se activo el agitador y el indicador de temperatura del termopar.

En seguida se abrieron las válvulas de paso tanto de vapor como de agua de enfriamiento V4, V15 y V16 para tener ambos servicios disponibles en cualquier momento.

Antes de comenzar a meter vapor por la chaqueta, fue conveniente purgar la línea de retorno de condensado para evitar que el agua acumulada en esta línea llenara la chaqueta evitando el flujo de vapor. La purga se realizó a través de la trampa de vapor y la válvula V17.

A continuación se hizo pasar vapor a través de la chaqueta y en ese instante se tomó la primera lectura de la temperatura en el interior del reactor la cual fue considerada como la temperatura al tiempo cero, se siguieron tomando lecturas cada 30 segundos hasta alcanzar una temperatura de 90 °C.

Al terminar la prueba de calentamiento se cerró rápidamente la válvula V10 y V17, se abrió la válvula V12 y muy lentamente se abrió V9 para evitar choques térmicos en las tuberías o en los tanques.

Debido a que la válvula V9 se abrió lentamente no se podía tomar lecturas hasta no tener bien ajustado el flujo de agua de enfriamiento, así que durante este tiempo se apago el agitador para evitar un enfriamiento rápido en el interior del reactor.

Ya ajustado el flujo de agua fría se encendió el agitador y se tomó la primera lectura de la temperatura en el interior del reactor, se siguieron tomando lecturas cada minuto hasta alcanzar una temperatura de 30 °C.

No se continuó enfriando hasta alcanzar el equilibrio entre la corriente de agua por la chaqueta y el agua en el interior del reactor porque el tiempo de experimentación se alargaba considerablemente.

Antes de comenzar otra prueba de calentamiento se cerraron las válvulas V9 y V12, además de apagar el agitador, en seguida se abrió la válvula V10 y V17 para purgar la chaqueta eliminando el agua fría que se quedó dentro de ella durante el enfriamiento, Al terminar de purgarse la chaqueta se encendió el agitador y tomaba la primera lectura.

NOTA.- Era necesario apagar el agitador mientras se purgaba la chaqueta para evitar un calentamiento rápido debido a la convección forzada.

4.4 RESULTADOS

CALENTAMIENTO

Presión de vapor saturado = $0.5 \text{ Kg/cm}^2 = 7 \text{ lb/in}^2$

Temperatura del vapor obtenido de tablas de vapor de agua = $230 \text{ }^\circ\text{F}$.

CALENTAMIENTOS			
TIEMPO MINUTOS	TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN ° F		
	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3
0	86	86	86
0,5	91,4	91,4	91,4
1	98,6	96,8	96,8
1,5	107,6	104	104
2	116,6	113	113
2,5	125,6	122	122
3	134,6	131	131
3,5	141,8	140	140
4	149	147,2	147,2
4,5	156,2	154,4	152,6
5	163,4	161,6	159,8
5,5	170,6	167	165,2
6	176	172,4	172,4
6,5	179,6	177,8	177,8
7	185	181,4	181,4
7,5	188,6	186,8	186,8
8	190,4	190,4	190,4
8,5	192,2	192,2	192,2
9	194	194	194

ENFRIAMIENTO

TIEMPO MINUTOS	2 GPM			4 GPM		
	TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN °F			TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN °F		
	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3
0	194	194	195,8	190,4	192,2	195,8
1	186,8	190,4	188,6	185	186,8	188,6
2	179,6	183,2	181,4	174,2	177,8	179,6
3	172,4	176	174,2	165,2	167	170,6
4	165,2	170,6	167	158	158	161,6
5	159,8	163,4	161,6	152,6	149	152,6
6	154,4	158	154,4	147,2	143,6	145,4
7	149	150,8	149	141,8	136,4	136,4
8	143,6	145,4	143,6	136,4	131	131
9	138,2	141,8	136,4	131	125,6	125,6
10	134,6	138,2	132,8	127,4	122	120,2
11	131	132,8	127,4	123,8	116,6	114,8
12	127,4	129,2	123,8	120,2	113	109,4
13	123,8	125,6	118,4	116,6	109,4	105,8
14	120,2	122	116,6	113	105,8	102,2
15	118,4	118,4	113	111,2	104	100,4
16	116,6	114,8	109,4	107,6	102,2	96,8
17	113	113	105,8	105,8	100,4	93,2
18	111,2	111,2	102,2	104	96,8	89,6
19	109,4	107,6	100,4	102,2	95	87,8
20	107,6	105,8	98,6	100,4	93,2	86
21	105,8	104	95	98,6	91,4	
22	104	102,2	93,2	96,8	89,6	
23	102,2	100,4	91,4	95,9	88,7	
24	100,4	98,6	89,6	95	87,8	
25	98,6	96,8	87,8	94,1	86,9	
26	96,8	95	86	93,2	86	
27	95,9	93,2		92,3		
28	95	92,3		91,4		
29	93,2	91,4		90,5		
30	92,3	90,5		89,6		
31	91,4	89,6		88,7		
32	89,6	88,7				
33	88,7	87,8				
34	87,8	86				
35	86,9					

TIEMPO MINUTOS	6 GPM			8 GPM		
	TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN °F			TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN °F		
	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3
0	176	194	195,8	176	195,8	195,8
1	168,8	183,2	185	172,4	185	186,8
2	161,6	174,2	174,2	163,4	176	174,2
3	152,6	165,2	163,4	152,6	167	165,2
4	145,4	156,2	152,6	145,4	156,2	156,2
5	140	149	143,6	138,2	147,2	147,2
6	132,8	141,8	136,4	132,8	138,2	140
7	127,4	136,4	129,2	127,4	131	132,8
8	123,8	131	123,8	122	123,8	125,6
9	118,4	125,6	118,4	116,6	118,4	120,2
10	114,8	122	114,8	113	114,8	114,8
11	111,2	116,6	109,4	109,4	111,2	111,2
12	107,6	113	105,8	105,8	105,8	107,6
13	105,8	109,4	102,2	104	102,2	104
14	104	107,6	99,5	102,2	98,6	100,4
15	100,4	104	96,8	98,6	96,8	96,8
16	98,6	100,4	95	96,8	95	93,2
17	96,8	98,6	91,4	95	93,2	91,4
18	95	96,8	89,6	93,2	91,4	87,8
19	94,1	95	87,8	91,4	89,6	86
20	93,2	93,2	86	90,5	87,8	
21	92,3	91,4		89,6	86	
22	91,4	89,6		88,7		
23	90,5	88,7		87,8		
24	89,6	87,8		86,9		
25	89,06	86		86		
26	88,7					
27	88,16					
28	87,26					
29	86,9					
30	86,36					

TIEMPO MINUTOS	10 GPM			12 GPM		
	TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN °F			TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN °F		
	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3
0	186,8	195,8	195,8	185	195,8	195,8
1	174,2	186,8	188,6	168,8	185	185
2	163,4	176	177,8	156,2	174,2	174,2
3	152,6	167	167	147,2	163,4	161,6
4	143,6	156,2	156,2	138,2	152,6	150,8
5	136,4	140	147,2	131	143,6	141,8
6	129,2	134,6	140	123,8	136,4	132,8
7	123,8	129,2	131	118,4	129,2	126,5
8	118,4	123,8	123,8	113	123,8	120,2
9	114,8	116,6	118,4	109,4	118,4	114,8
10	109,4	113	113	104	114,8	109,4
11	107,6	109,4	108,5	100,4	109,4	104
12	104	105,8	104	98,6	105,8	100,4
13	100,4	102,2	100,4	95	102,2	96,8
14	96,8	100,4	96,8	93,2	98,6	93,2
15	95	96,8	94,1	91,4	96,8	90,5
16	93,2	95	91,4	89,6	93,2	87,8
17	91,4	93,2	89,6	87,8	91,4	86
18	90,5	91,4	87,8	86	89,6	
19	89,6	89,6	86	84,2	87,8	
20	87,8	87,8			86,0	
21	86,9	86				
22	86					

		14 GPM		
TIEMPO MINUTOS	TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN °F			
	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3	
0	185	194	195,8	
1	172,4	183,2	185	
2	161,6	170,6	174,2	
3	150,8	159,8	161,6	
4	141,8	149	150,8	
5	132,8	140	141,8	
6	125,6	132,8	132,8	
7	120,2	125,6	123,8	
8	114,8	120,2	116,6	
9	111,2	116,6	111,2	
10	105,8	111,2	105,8	
11	102,2	107,6	100,4	
12	98,6	104	96,8	
13	96,8	100,4	93,2	
14	93,2	98,6	90,5	
15	91,4	95	87,8	
16	89,6	93,2	86	
17	87,8	91,4		
18	86	89,6		
19		87,8		
20		86		

Temperatura de entrada del agua de enfriamiento:

	TEMPERATURA EN °F
CORRIDA 1	61,7
CORRIDA 2	59
CORRIDA 3	55

5 ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

5.1 DETERMINACIÓN DE “U”

Lo primero que se hizo para analizar los resultados fue graficar los datos experimentales de cada corrida como la curva que describe el cambio de temperatura en función del tiempo y sobre el mismo gráfico se insertó una curva teórica con las mismas variables, pero calculada a partir de las ecuaciones diferenciales 1.3.13 y 1.3.14 descritas en el capítulo uno.

Para el caso de enfriamiento:

$$T_v(t) = T_{jo} + (T_v(0) - T_{jo}) \exp\{-wc(1-\gamma)t / B_e\}$$

Y para calentamiento:

$$T_v(t) = T_j + (T_v(0) - T_j) \exp\{-UA t / B_e\}$$

Donde B_e , está dado por:

$$B_e = B_v + B_j \left\{ \frac{1-\gamma}{UA/w_j c_j} \right\}$$

Las ecuaciones anteriores fueron introducidas en una hoja de cálculo de Excel de tal forma que, al suponer un valor de “U” desde una celda, la hoja de cálculo arrojaba un valor de γ que a su vez se ocupaba para calcular un valor de B_e y en seguida este se usó para calcular $T_v(t)$. Finalmente todos los valores de $T_v(t)$ obtenidos se graficaron en función del tiempo sobre la misma curva que se obtuvo de los datos experimentales para poder compararlas. El valor supuesto de “U”, para el cual, ambas curvas (teórica y experimental) coinciden es el valor correcto o al menos muy cercano de “U” bajo el cual se trabajó experimentalmente.

Para obtener el valor del coeficiente global de transferencia de calor que minimice las diferencias entre los valores experimentales y teóricos se utilizó la herramienta “solver” del programa Excel. Para resolver el problema de optimización, esta herramienta utiliza un método numérico que puede ser el método de Newton o el de gradiente conjugado; en nuestro caso se seleccionó el método de Newton. El comando se encuentra en el menú herramientas; si no se encuentra es necesario buscarlo en el comando complementos del mismo menú, seleccionar la casilla solver y aceptar la instalación en el menú.

Una vez obtenido el valor de “U” para cada una de las tres corridas de calentamiento se calculó un promedio para obtener un solo valor de “U” confiable.

En el caso de las pruebas de enfriamiento se graficó el valor de “U” que se obtuvo por el método anteriormente descrito y se graficó en función del flujo de agua de enfriamiento.

Cálculo del área de transferencia de calor

El área de transferencia de calor se calculó en dos partes; la de la parte cilíndrica del cuerpo y la de la parte toriesférica del fondo. Para el cuerpo se usó la fórmula $A = \pi DL$ y para el fondo $A = (\pi/4)(D^2 + 4h^2)$; donde "D" es el diámetro exterior del tanque, "L" es la longitud del tanque que tiene transferencia de calor con la chaqueta y "h" es la altura de la concavidad del fondo.

Tomando los datos de diseño del reactor expuestos en el capítulo tres se tiene que el espesor del tanque tanto del fondo como del cuerpo es de $3/16 \text{ in} = 4.76 \text{ mm}$, el diámetro interior del tanque es igual a 0.305 m , $h = 0.054 \text{ m}$ y la longitud del tanque que tiene transferencia de calor con la chaqueta es de 0.216 m .

$$\text{ÁREA DEL CUERPO} = 0.213 \text{ m}^2$$

$$\text{ÁREA DEL FONDO} = 0.0862 \text{ m}^2$$

$$\text{ÁREA TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR} = 0.2992 \text{ m}^2 = \mathbf{3,21 \text{ ft}^2}$$

El cálculo del volumen térmico efectivo "Be" incluye tanto el volumen térmico del tanque como el de la chaqueta, esto es, $B_v + B_j$, pero el cálculo de "Bj" implica el cálculo de la masa que puede contenerse en la chaqueta, para calcular dicha masa nuevamente se procedió en dos partes; la parte cilíndrica del cuerpo y la parte toriesférica del fondo.

El volumen del cuerpo se calculó con la fórmula $V = \left[\pi L \left[(D_{jo})^2 - (D_{ji})^2 \right] / 4 \right]$, donde D_{jo} es el diámetro interior de la chaqueta = 0.356 m y D_{ji} es el diámetro exterior del tanque = 0.314 m y L la longitud del la chaqueta = 0.216 m . Finalmente este volumen puede convertirse en unidades de masa si consideramos una densidad del agua igual a la unidad.

Para calcular el volumen del fondo de la chaqueta se utilizó la fórmula $V = \frac{1}{2} \pi h \left(r^2 + \frac{h^2}{3} \right)$ que es apropiada para calcular el volumen de un segmento base de una esfera; donde "h" es la altura del segmento y "r" el radio del círculo menor que lo determina. Así que se calculó el volumen con el radio del círculo que determina el fondo de la chaqueta y a este se le restó el volumen calculado con el radio del círculo que determina el fondo del tanque.

$$\text{CAPACIDAD DEL CUERPO} = 4.704 \text{ L}$$

$$\text{CAPACIDAD DEL FONDO} = 3.04 - 2.17 = 0.87 \text{ L}$$

$$\text{CAPACIDAD TOTAL DE LA CHAQUETA} = \mathbf{5.574 \text{ L}}$$

Otras consideraciones

- Se considero que el vapor que genera la caldera es saturado y llega al reactor a 0.5 Kg./cm² de presión, esta presión se mantuvo en observación durante todas las pruebas de calentamiento mediante un manómetro instalado en la línea de entrada sin observarse algún cambio significativo. En estas condiciones el valor de temperatura leído de tablas de vapor fue de 230 °F.
- Durante las pruebas de calentamiento se consideró que el vapor únicamente cede su calor latente ya que el flujo está controlado por la trampa de vapor ubicada a la salida de la chaqueta, manteniendo constante la temperatura de 230 °F.
- Durante las siete pruebas de enfriamiento la temperatura del agua de en entrada a la chaqueta se mantuvo constante, pero diferente en cada corrida, es decir:

	TEMPERATURA EN °F
CORRIDA 1	61,7
CORRIDA 2	59
CORRIDA 3	55

- El valor de “Tv (0)” se considera como la temperatura en °F del interior del reactor al tiempo cero, es decir, el valor de la primera lectura que se toma en cada prueba.
- El valor de “w” debe estar dado en lb/hr; en los casos de enfriamiento el contador de flujo instalado sobre la línea de entrada de agua de fría ofrece un valor muy confiable y fue sustituido directamente, pero en el caso de calentamiento no se cuenta con un medidor para el flujo de vapor así que el valor de w fue calculado en cada corrida de la siguiente manera:

$$Q \text{ ganado} = - Q \text{ perdido}$$

$$MC_p \frac{\Delta T}{dt} = W(\Delta H)$$

$$W = \frac{MC_p \Delta T}{\Delta H dt} \dots\dots\dots 5.1.1$$

La ecuación 5.1.1 puede evaluarse en forma numérica con los datos obtenidos experimentalmente y así, obtener el valor de “w” en lb/hr. Los resultados se muestran en la siguiente tabla.

tiempo (min)	0.5	1	1.5	2	2.5	3	3.5	4	4.5	5	5.5	6	6.5	7	7.5	8	8.5	9
w(Lb/h)	0.18	0.20	0.26	0.30	0.30	0.30	0.28	0.24	0.22	0.24	0.20	0.20	0.16	0.14	0.16	0.10	0.06	0.06

A las condiciones de operación la masa contenida en el tanque es $m = 33.1$ lb, el $C_p = 1$, de tablas de vapor el ΔH_a a 0.5 Kg/cm² es de 958.4 Btu/lb, T_2 es la ultima temperatura que se tomo en cada prueba y T_1 la primer lectura.

A continuación se da un ejemplo de la forma en que fueron calculados los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor "U", se muestra el formato de la hoja de cálculo que se utilizo y su respectiva gráfica. En este caso se presenta sólo el análisis para las tres pruebas de enfriamiento con 4 gpm, pero puede entenderse que el mismo procedimiento fue utilizado para analizar el resto las pruebas, de las cuales sólo se muestra su respectiva gráfica.

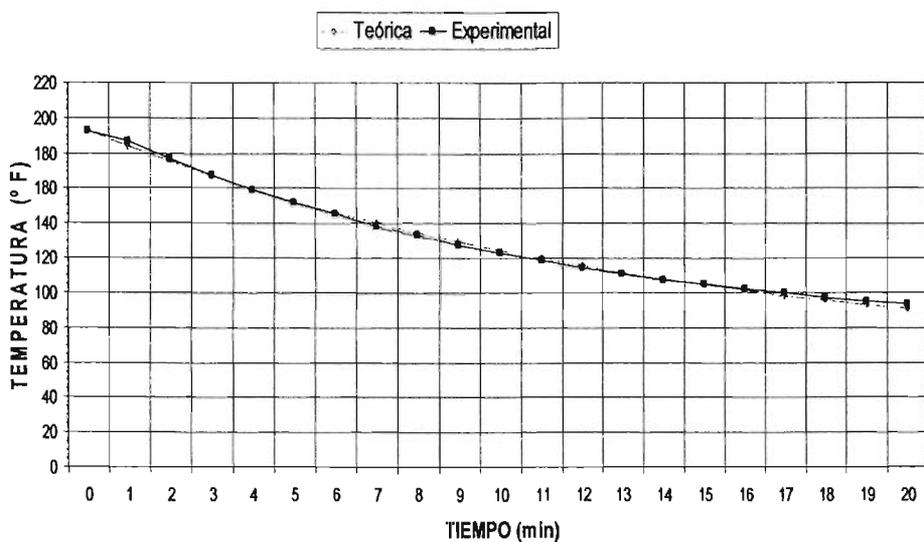
Flujo por la chaqueta = $W = 4$ Gal / min = 2003 lb/hr
 Area de transferencia de calor = $3,21$ ft²
 masa en la chaqueta = $m_j = 5,57$ lb
 masa en el tanque = $m = 33,1$ lb
 Temperatura de entrada del agua de enfriamiento = 59 °F
 Coeficiente "U" = 37,54 Btu/h °F ft²

$$\gamma = \exp(-UA/W C_p) = 0,942$$

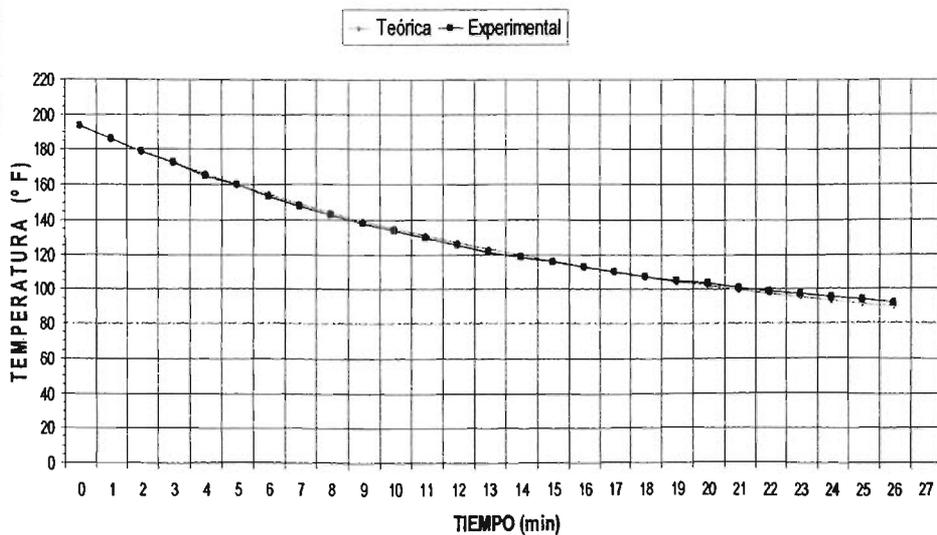
$$Be = Bv + Bf[-(1-\gamma)/(UA/wc)] = 27,69$$

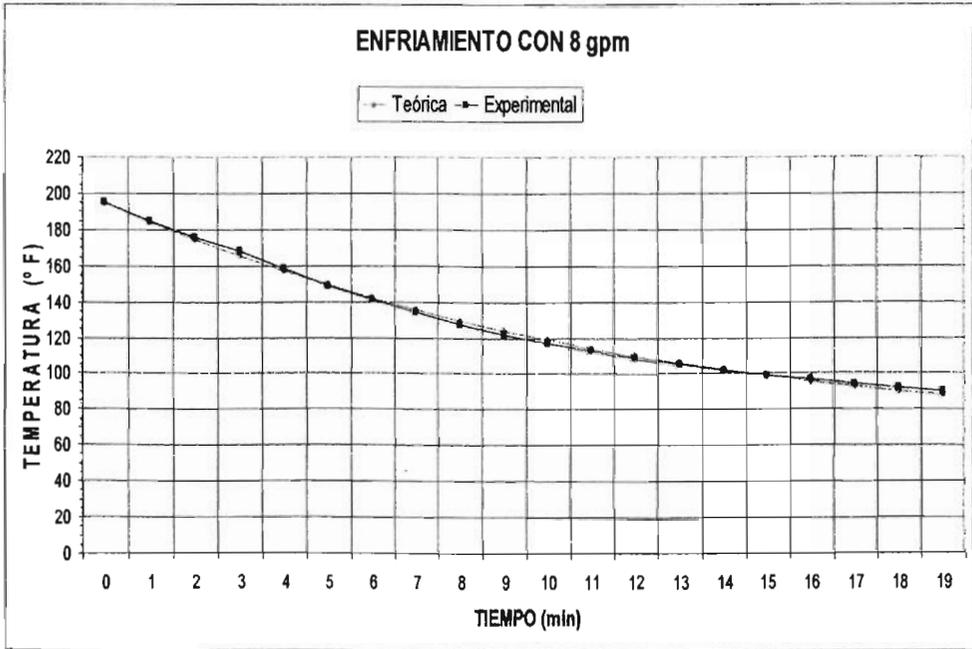
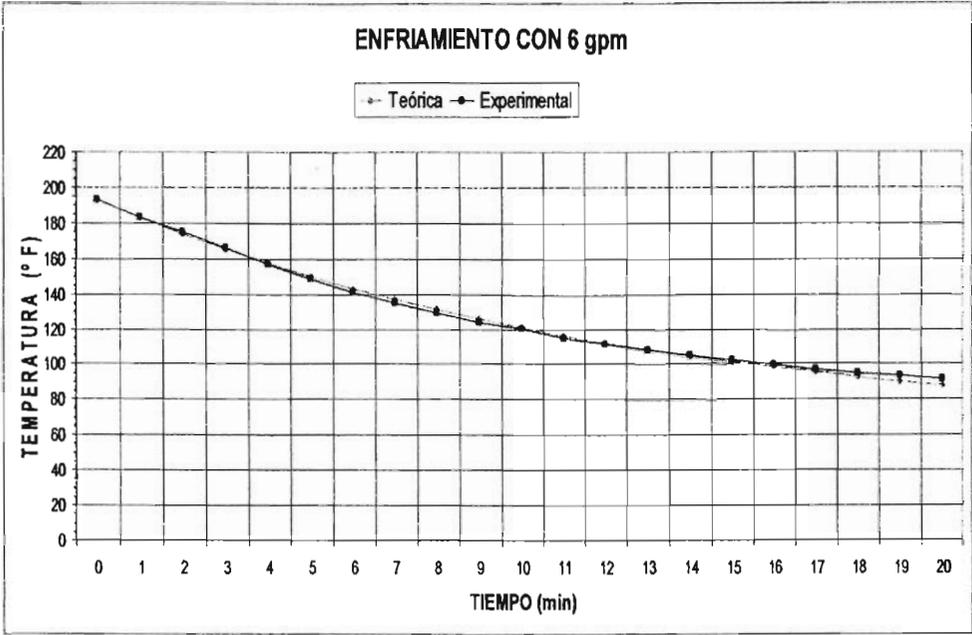
Tiempo min	Corrida 1	corrida 2	corrida 3	Temperatura promedio en ° F	$T_p(t) = T_p + (T_i(0) - T_p) \exp[-wc(1-\gamma)t/Be]$	$\sum (T_{cal} - T_{exp})^2$
	Temperatura en el interior en ° F	Temperatura en el interior en ° F	Temperatura en el interior en ° F			
0	190,4	192,2	195,8	192,8		
1	185	186,8	188,6	186,8	193,00	0,04
2	174,2	177,8	179,6	177,2	183,76	9,26
3	165,2	167	170,6	167,6	175,14	4,23
4	158	158	161,6	159,2	167,11	0,24
5	152,6	149	152,6	151,4	159,63	0,19
6	147,2	143,6	145,4	145,4	152,66	1,58
7	141,8	136,4	136,4	138,2	146,15	0,57
8	136,4	131	131	132,8	140,10	3,59
9	131	125,6	125,6	127,4	134,45	2,72
10	127,4	122	120,2	123,2	129,19	3,19
11	123,8	116,6	114,8	118,4	124,28	1,16
12	120,2	113	109,4	114,2	119,71	1,71
13	116,6	109,4	105,8	110,6	115,45	1,55
14	113	105,8	102,2	107	111,47	0,76
15	111,2	104	100,4	105,2	107,77	0,59
16	107,6	102,2	96,8	102,2	104,32	0,77
17	105,8	100,4	93,2	99,8	101,10	1,20
18	104	96,8	89,6	96,8	98,11	2,86
19	102,2	95	87,8	95	95,31	2,21
20	100,4	93,2	86	93,2	92,71	5,24
21	98,6	91,4			90,28	8,51
22	96,8	89,6			SUMATORIA =	52,17
23	95,9	88,7			DESVIACIÓN PROMEDIO =	1,58
24	95	87,8				
25	94,1	86,9				
26	93,2	86				
27	92,3					
28	91,4					
29	90,5					
30	89,6					
31	88,7					

ENFRIAMIENTO CON 4 gpm

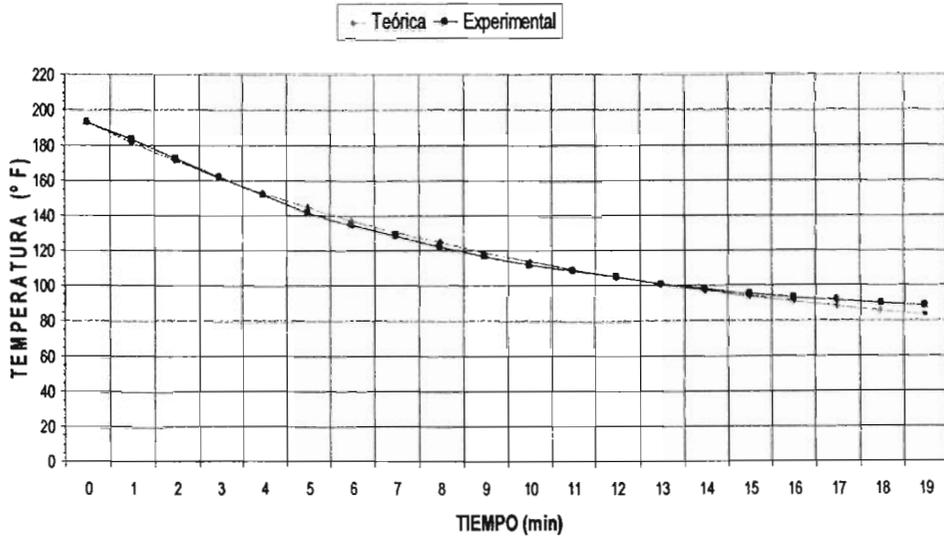


ENFRIAMIENTO CON 2 gpm

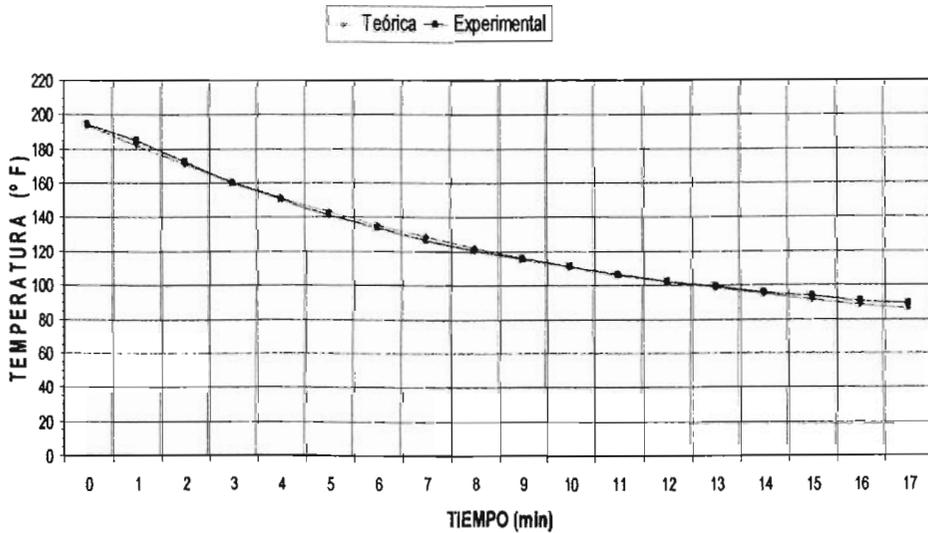




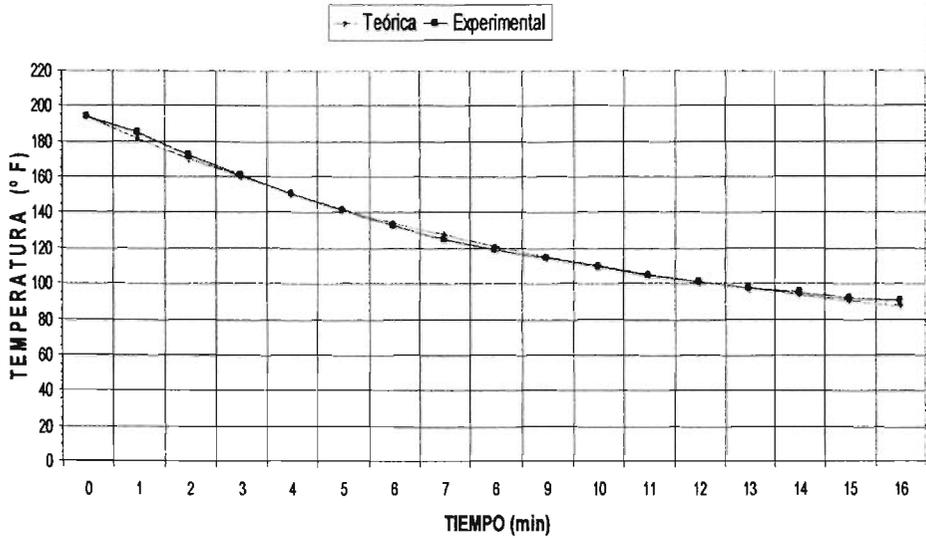
ENFRIAMIENTO CON 10 gpm



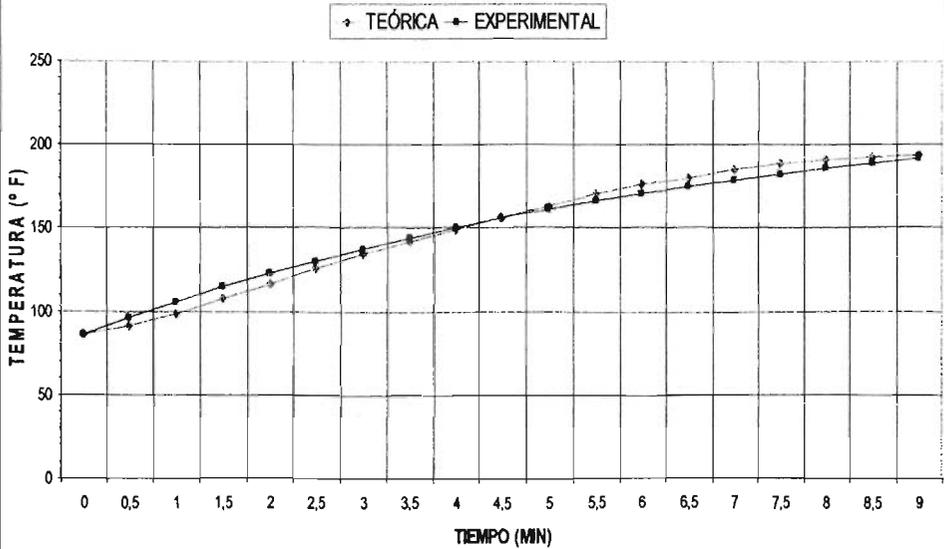
ENFRIAMIENTO CON 12 gpm



ENFRIAMIENTO CON 14 gpm



CALENTAMIENTO



El valor de “U” que mejor ajustó las curvas (teórica y experimental) en el análisis de las pruebas de calentamiento fue de **91.06 Btu/hr ft² °F**.

De igual forma se reunieron los siete resultados de las pruebas de enfriamiento y se graficó la variación del coeficiente “U” en función del flujo de agua fría, a la curva resultante se le sobrepuso un línea de tendencia con la respectiva función que la define.

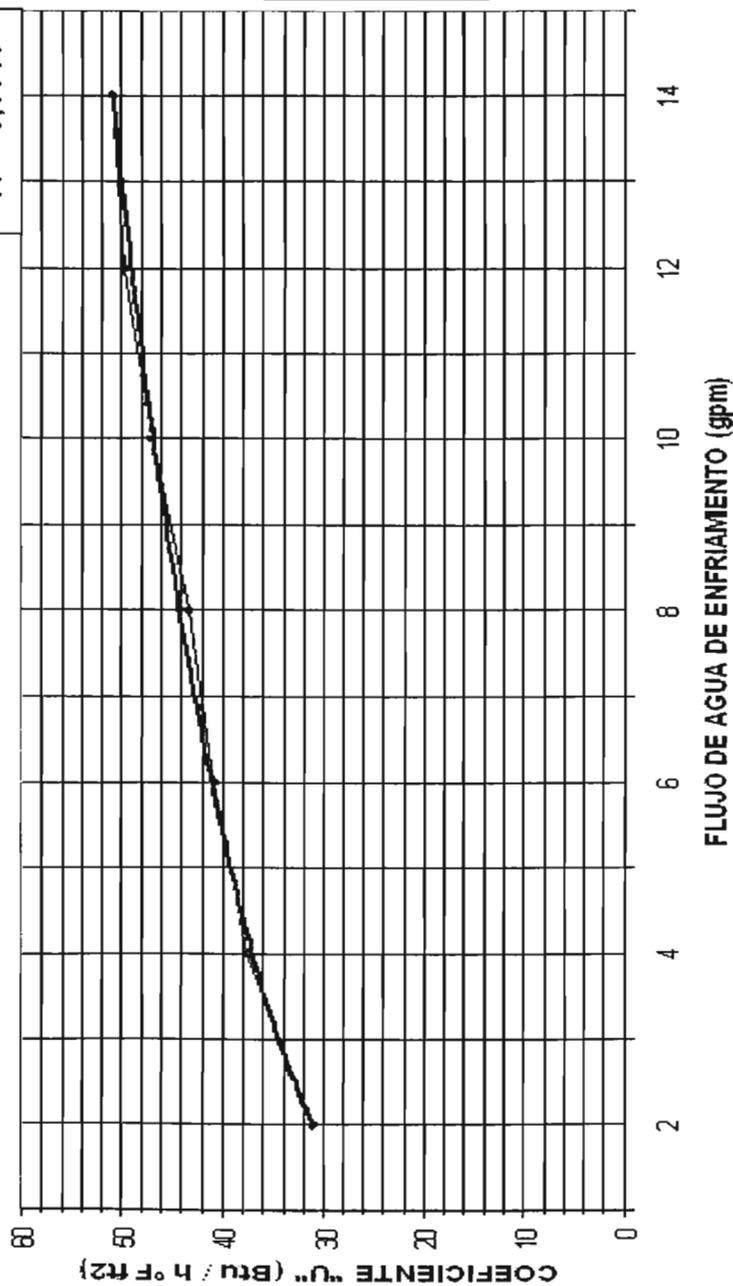
Flujo de agua de enfriamiento Gal/min	2	4	6	8	10	12	14
	31,05	37,54	40,64	43,15	46,82	49,57	50,8
coeficiente "U" Btu/hr ft² °F							

COEFICIENTE "U" Vs FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

$$y = 31,066x^{-0,2528}$$

$$R^2 = 0,9946$$

—•— CURVA EXPERIMENTAL — Potencia (CURVA EXPERIMENTAL)



5.2 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE CALOR

Se asume que la transferencia de calor hacia los alrededores del reactor es por convección natural ya que no hubo corrientes de aire presentes durante la experimentación. La ecuación simplificada 1.1.15 mostrada en el capítulo uno permite calcular el valor del coeficiente “h” desde una superficie cilíndrica vertical hacia el aire por convección natural.

$$h = 1.42 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4}$$

donde; “h” es el coeficiente individual de transferencia de calor en $W/m^2 \text{ } ^\circ C$.

“L” = es la longitud vertical del tanque en metros

$\Delta T = (T_p - T_\infty)$, donde;

“ T_∞ ” es la temperatura del aire

“ T_p ” es la temperatura de la superficie del tanque.

Para todos los casos se considera una temperatura del aire de $25 \text{ } ^\circ C$.

En el caso de calentamiento la temperatura de la superficie del tanque se tomará como la temperatura del vapor, es decir, $230 \text{ } ^\circ F = 110 \text{ } ^\circ C$

Para el caso de enfriamiento la temperatura de la superficie del tanque se asumirá como el promedio de la temperatura de entrada y la de salida del agua de enfriamiento, aproximadamente de $15 \text{ } ^\circ C$. Lo anterior indica que en tal caso el flujo de calor va hacia el interior de la chaqueta.

$$h = 1.32 \left(\frac{110 - 25}{0.254} \right)^{1/4}$$

$$h = 5.64 \text{ W/ m}^2 \text{ } ^\circ C$$

El calor perdido esta dado por:

$$q = hA\Delta T$$

$$q = 5.64(0.2982)(110 - 25) = 143.1 \text{ W} = 488.3 \text{ Btu/hr}$$

En promedio, cada corrida de calentamiento duró 9 minutos, así concluimos que para las corridas de calentamiento las pérdidas de calor al medio ambiente fueron de:

$$q = 488(9/60) = 77.3 \text{ Btu}$$

Realizando el mismo procedimiento para los casos de enfriamiento, considerando corridas de 20 minutos en promedio, el calor absorbido por el sistema es de: $q = 11.21 \text{ Btu}$

5.3 COMPARACIÓN CON OTRAS CORRELACIONES

Antes de elegir las correlaciones que habrán de compararse con los resultados obtenidos en el presente trabajo es necesario calcular el número de Reynolds bajo el cual se experimentó tanto en el tanque como en la chaqueta ya que éste es un parámetro importante en la selección de la correlación. La comparación se realizará solamente para los casos de enfriamiento.

DATOS:

Las propiedades del fluido en el interior del tanque se consideran iguales que las del agua de enfriamiento, ambas evaluadas a 60 °C.

Densidad “ ρ ” = 61.376 lb / ft³

Viscosidad = “ μ ” 1.139 lb / ft h

Calor específico “ C_p ” = 1 Btu / lb °F

Conductividad térmica “ k ” = 0.37 Btu / h ft °F

Diámetro interior del tanque igual a 1 ft.

El diámetro del impulsor es de 0.56 ft.

La conductividad térmica reportada en la literatura para el acero inoxidable es de 9.1 Btu / h ft °F.

El espesor del tanque es de 0.0156 ft, por lo tanto, el valor de (x / k) es de $(0.0156/9.1=1.71 \times 10^{-3})$ y es una resistencia constante para todos los experimentos.

Para todos los casos se considerará que la relación de viscosidades μ / μ_w es igual a uno.

El número de Reynolds en el interior del tanque viene dado por la ecuación 1.1.22.

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu}$$

El número de Prandtl tanto en el interior del tanque como en la chaqueta viene dado por la ecuación 1.1.23.

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

Cuando el cálculo del coeficiente “ h ” se realiza para el interior del tanque “ D ” se refiere al diámetro del impulsor.

Cuando el cálculo del coeficiente “ h ” se realiza para el interior de la chaqueta “ D ” se refiere al diámetro equivalente y viene dado por la expresión.

$$D_e = (D_{jo}^2 - D_{ji}^2) / D_{ji}$$

Realizando los cálculos se tiene que el valor de $De = 0.29$ ft.

Cuando el cálculo del coeficiente “h” se realiza para el interior del tanque “N” se refiere a la velocidad del impulsor que para nuestro caso es un valor fijo de 87 rpm.

Cuando el cálculo del coeficiente “h” se realiza para el interior de la chaqueta “N” se refiere a la velocidad del fluido que viaja por la chaqueta y viene dada por:

$$V = Q / A_x$$

Donde “Q” es el flujo volumétrico en ft^3 / s .

“ A_x ” está determinado por la ecuación 1.2.4 mostrada en el capítulo uno:

$$A_x = \pi(D_{jo}^2 - D_{ji}^2) / 4$$

Realizando los cálculos se tiene que el valor del área A_x , es igual a 0.235 ft^2 .

La siguiente tabla muestra los valores de velocidad del agua de enfriamiento para cada una de las experiencias realizadas.

Flujo volumétrico en gpm	Flujo volumétrico en ft^3/s	Velocidad de flujo en ft/h
2	0.0044	67.32
4	0.0088	134.64
6	0.0132	202.32
8	0.0176	269.64
10	0.0220	336.96
12	0.0264	404.28
14	0.0308	471.96

Calculando los número de Reynolds y Prandtl en el interior del tanque.

$$Re = \frac{(0.56)^2 [(87)(60)] (61.376)}{1.139} = 88210$$

$$Pr = \frac{1(1.139)}{0.37} = 3.08$$

De las correlaciones mostradas en la tabla 1.2 para el cálculo del coeficiente “h” en el interior del tanque, la que más se aproxima a las condiciones experimentales del presente trabajo es la correlación de la línea 6, la cual aplica para agitadores tipo turbina de hoja curva con deflectores en el interior del tanque para números de Reynolds mayores a 20000. Cabe mencionar que tal correlación es propuesta por el fabricante de reactores Pfaudler después de realizar diversas pruebas en reactores de acero inoxidable y de superficie vidriada y que el reactor utilizado en el presente trabajo es del mismo fabricante. Tal correlación es la siguiente:

$$Nu = 0.37(N_{Re})^{0.67} (N_{Pr})^{0.33} (\mu/\mu_w)^{0.14} \dots\dots\dots 5.3.1$$

Evaluando la ecuación anterior Nu = 1103

Sabemos que $h = \frac{Nu k}{D}$; despejando obtenemos que **h₁ = 408.4**

Retomando la ecuación 1.2.2. Que define al coeficiente global de transferencia de calor “U” como sigue:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{\Delta x}{k_1} + \frac{1}{h_2}}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{583} + 1.71 \times 10^{-3} + \frac{1}{h_2}} \dots\dots\dots 5.3.2$$

Calculando los número de Reynolds y Prandtl en la chaqueta para todos las pruebas de enfriamiento que se realizaron. En este caso el Reynolds se calcula con la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{DN\rho}{\mu}$$

Flujo volumétrico en gpm	Reynolds	Prandtl
2	1052	3.08
4	2104	3.08
6	3161	3.08
8	4214	3.08
10	5266	3.08
12	6317	3.08
14	7375	3.08

Se observa, según los números de Reynolds obtenidos en la tabla anterior, que se trabajó desde un régimen laminar hasta un régimen turbulento, por lo tanto será difícil encontrar que una misma correlación cumpla para todos los casos. Sin embargo se ensayarán las siguientes ecuaciones.

La ecuación de la línea 7 en la tabla 1.3, que aplica en flujo turbulento para chaquetas convencionales sin deflectores, tal correlación es la siguiente:

$$Nu = 0.027(N_{Re})^{0.8} (N_{Pr})^{0.33} (\mu/\mu_w)^{0.14} (1 + 3.5(D_e / D_c)) \dots\dots\dots 5.3.3$$

Donde, De / Dc es una relación de diámetros entre el diámetro equivalente de la chaqueta y el diámetro interior del tanque, para este caso su valor es de $(0.29 / 1 = 0.29)$

Comparando ahora con la ecuación de la línea 8 de la tabla 1.3

$$Nu = 0.0192 Re^{0.795} Pr^{0.495} \exp\{-0.0225[\ln(Pr)]^2\} Ge(\mu/\mu_w)^m \left[1 + 0.059\{Re(de/dc)^2\}^{0.34}\right] \dots\dots\dots 5.3.4$$

Donde: “de” es el diámetro equivalente.

$$dc = dv \cos \alpha$$

$$\tan \alpha = 2H_j / \pi dv$$

Donde “ H_j ” es la longitud efectiva de la chaqueta = 0.9 ft.

“dv” es el diámetro interior del tanque = 1 ft.

El valor de “Ge” queda determinado de la siguiente forma: Si $Re(de/dc)^2 > 4.72$, entonces $Ge = 1$ y $m = 0.3$

Pero si el valor de $Re(de/dc)^2 < 4.72$, entonces $Ge = 1 + 5.7 \chi(de/L) [1 - \exp(-0.07L/de)]$ y $m = 0.18$

Evaluando las anteriores ecuaciones obtenemos:

$$\alpha = 24.22$$

$$dc = 0.573$$

$$(de/dc)^2 = (0.29/0.573)^2 = 0.256$$

$Re(de/dc)^2 > 4.72$ Para todos los casos de enfriamiento. Por lo tanto, $Ge = 1$ y $m = 0.3$

Comparando ahora con la ecuación de la línea 6 de la tabla 1.3

$$Nu = 1.02(Re)^{0.45} (Pr)^{0.33} (De/L)^{0.4} (D_{jo}/D_{ji})^{0.8} (\mu/\mu_w)^{0.14} (Gr)^{0.05} \dots\dots\dots 5.3.5$$

Donde: “Gr” es el número de Grashof definido por la ecuación 1.1.9 en el capítulo uno.

$$Gr = De^3 \rho^2 g \beta \Delta T / \mu^2$$

Donde “ β ” es el coeficiente de expansión volumétrica definido como $1/T_f$.

El término “ T_f ” se refiere a la temperatura de película en °K dada por la ecuación 1.1.10 del capítulo uno como sigue:

$$T_f = \frac{T_\infty + T_p}{2}$$

T_∞ es la temperatura del fluido a gran distancia de la pared, en nuestro caso es igual a 288 °K.

T_p es la temperatura de la pared, que en nuestro caso es igual a 333 °K.

De esta forma $T_r = 310 \text{ °K}$ y $\beta = 0.0032$

“g” es la constante gravitacional igual a 31.174 ft/s^2 .

“De” es el diámetro equivalente igual a 0.29 ft .

“D_{jo}” es el diámetro exterior de la chaqueta.

“D_{ji}” es el diámetro interior de la chaqueta.

“L” es la longitud de la chaqueta en contacto con el fluido de proceso.

Evaluando: $Gr = 3.35 \times 10^{10}$

$$(D_{jo} / D_{ji}) = 1.13$$

$$(De / L) = 0.32$$

Se evaluaron las ecuaciones 5.3.3, 5.3.4, y 5.3.5 para obtener el número de Nusselt, de este número se despejó el coeficiente de película h_2 y finalmente se sustituyó en la ecuación 5.3.1 para obtener el valor de “U” para los diferentes flujos de agua de enfriamiento. Los resultados se pueden ver en la siguiente tabla.

FLUJO GPM	ECUACIÓN 5.3.3			ECUACIÓN 5.3.4			ECUACIÓN 5.3.5		
	Nu	h_2	U	Nu	h_2	U	Nu	h_2	U
2	20.6	26.3	23.7	11.48	14.64	13.8	26,11	33,31	29.25
4	35.9	45.8	38.46	30.00	38.27	33.01	35,66	45,49	38.24
6	49.7	63.4	50.16	43.54	55.55	45.12	42,83	54,64	44.51
8	62.6	79.9	59.96	56.78	72.44	55.66	48,74	62,18	49.39
10	74.8	95.4	68.29	69.85	89.11	65	53,88	68,74	53.45
12	86.5	110	75.46	82.82	105.66	73.39	58,48	74,61	56.93
14	97.9	125	82.23	95.8	122.22	81.01	62,7	80	60.02

Se compararon los valores de “U” obtenidos experimentalmente con los obtenidos de las correlaciones anteriores, se calculó para cada una de ellas el porcentaje de desviación. Los resultados fueron los siguientes:

FLUJO GPM	ECUACIÓN 5.3.3		ECUACIÓN 5.3.4		ECUACIÓN 5.3.5	
	U	% DE DESVIACIÓN	U	% DE DESVIACIÓN	U	% DE DESVIACIÓN
2	23.7	23.67	13.8	55.55	29.25	5.79
4	38.46	2.45	33.01	12.06	38.24	1.86
6	50.16	23.42	45.12	11.02	44.51	9.52
8	59.96	38.95	55.66	29	49.39	14.46
10	68.29	45.85	65	38.82	53.45	14.16
12	75.46	52.22	73.39	48.05	56.93	14.84
14	82.23	61.87	81.01	59.46	60.02	18.14
PROMEDIO		35.49%		36.28%		11.25%

Puede observarse que la ecuación 5.3.5 en combinación con la ecuación 5.3.1 se puede utilizar con un 11.25 % de desviación para calcular el coeficiente global de transferencia de calor en una operación de enfriamiento en el reactor del L:E:M. Sin pasar por alto que la desviación es menor conforme disminuye el flujo.

5.4 VALIDACIÓN DE RESULTADOS

HIPÓTESIS.- El modelo de transferencia de calor en estado transiente descrito por las ecuaciones 1.3.13 y 1.3.14, predicen con al menos un 95% de confiabilidad el comportamiento del reactor del L.E.M.

Para comprobar o rechazar la hipótesis planteada se realizó un análisis estadístico de los resultados experimentales; tal análisis se llevo a cabo por el método de “ X^2 ”, el cual, es apropiado cuando se quiere comprobar el grado en que concuerdan los resultados de un experimento con los resultados esperados de acuerdo con un modelo propuesto.

El método general para probar la compatibilidad se basa en una medida de la extensión en que concuerdan las frecuencias observadas y las esperadas. Esta medida es la cantidad:

$$X^2 = \sum_{i=1}^K \frac{(o_i - e_i)^2}{e_i}$$

Donde: “ O_i ” son las frecuencias observadas

“ e_i ” son las frecuencias esperadas

La hipótesis es rechazada si $X^2 > X^2_{\alpha}$; el valor de “ X^2_{α} ” es evaluado de tablas, donde “ α ” se refiere al grado con el que se desea que los resultados y el modelo concuerden.

El valor de “ α ” debe ser evaluado a $K-1$ grados de libertad, donde “ K ” es el número de frecuencias comparadas; en nuestro caso, $K=3$, $K-1=2$, $\alpha=0.95$ y por lo tanto, el valor de “ X^2_{α} ” tomado de tablas es de 5.991

A continuación se muestra el formato que se utilizó para el cálculo de “ X^2 ” en una hoja de Excel. El ejemplo se presenta solamente para el caso de las pruebas de calentamiento, pero debe entenderse que se utilizó el mismo procedimiento con las pruebas de enfriamiento, para las cuales solamente se presentan los resultados.

CALENTAMIENTO

CALENTAMIENTOS						
TIEMPO MINUTOS	TEMPERATURA EN EL INTERIOR EN ° F					X ²
	CORRIDA 1	CORRIDA 2	CORRIDA 3	PROMEDIO	MODELO	
0	86	86	86	86	86	0,00
0,5	91,4	91,4	91,4	91,4	96,2	0,72
1	98,6	96,8	96,8	97,4	105,7	1,98
1,5	107,6	104	104	105,2	114,5	2,34
2	116,6	113	113	114,2	122,7	1,84
2,5	125,6	122	122	123,2	130,3	1,23
3	134,6	131	131	132,2	137,4	0,65
3,5	141,8	140	140	140,6	144	0,26
4	149	147,2	147,2	147,8	150,1	0,12
4,5	156,2	154,4	152,6	154,4	155,7	0,07
5	163,4	161,6	159,8	161,6	161	0,05
5,5	170,6	167	165,2	167,6	165,9	0,14
6	176	172,4	172,4	173,6	170,5	0,22
6,5	179,6	177,8	177,8	178,4	174,7	0,25
7	185	181,4	181,4	182,6	178,6	0,32
7,5	188,6	186,8	186,8	187,4	182,3	0,44
8	190,4	190,4	190,4	190,4	185,6	0,37
8,5	192,2	192,2	192,2	192,2	188,8	0,18
9	194	194	194	194	191,7	0,08
promedio de X ²						0,59
X ² _α (0.95,2) =						5.99

Debido a que $X^2 < X^2_{(0.95, 2)}$ la hipótesis se acepta para la ecuación 1.3.14

ENFRIAMIENTO

gpm	2	4	6	8	10	12	14	Promedio
X^2	1.16	1.07	1.64	0.57	0.55	0.38	0.48	0.84

Debido a que $X^2 < X^2_{(0.95, 2)}$ la hipótesis se acepta para la ecuación 1.3.13

5.5 SUGERENCIAS PARA CONTINUAR EL TRABAJO

El presente trabajo puede ser de gran utilidad para aquellos alumnos, profesores o investigadores que estén interesados en llevar a cabo reacciones químicas en el reactor del L.E.M. Es recomendable hacer una revisión previa del presente escrito antes de hacer uso del reactor ya que en él encontrarán reportado el manual de operación así como algunas limitaciones térmicas, mecánicas e hidráulicas del equipo, el adecuarse a estas limitaciones les permitirá realizar un mejor trabajo. Ya sea para experimentar, sintetizar o bien optimizar, la parte térmica de la reacción ya no es una limitante.

Se propone, por ejemplo, que los alumnos realicen ciertas prácticas que les permitan observar y aprender el efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción y sobre la conversión de equilibrio de una reacción química.

Si algún compañero está interesado en realizar su trabajo de tesis sobre la síntesis de algún compuesto, el reactor del L.E.M. puede ser un equipo muy útil para la parte experimental.

Es posible, que algunos profesores quieran hacer más representativa su clase sobre temas como; "calor de reacción", "orden de reacción", "velocidad de reacción", etc. Llevando la teoría a la práctica, tales profesores encontrarán que el reactor y sus instrumentos de medición se prestan muy bien para la experimentación.

Algunos investigadores pueden hacer uso del reactor del L.E.M. para experimentar con diversos propósitos como puede ser; optimizar una reacción de tal forma que pueda tener un mejor rendimiento al menor tiempo posible, entre otros.

Finalmente, se propone un proyecto un poco más ambicioso como puede ser la automatización de dicho reactor, esto con la finalidad de que los alumnos y profesores puedan realizar ajustes sobre las variables de control dependiendo del sistema reaccionante.

CONCLUSIONES

- Durante un proceso de enfriamiento en el reactor de L.E.M. el coeficiente global de transferencia de calor depende directamente del flujo de agua fría que viaja por la chaqueta. Tal dependencia viene dada por la siguiente ecuación potencial con un valor de $R^2 = 0.995$.

$$y = 27.917 X^{0.2886}$$

- El modelo de transferencia de calor en estado transiente descrito por las ecuaciones 1.3.13 y 1.3.14, predicen con al menos un 95% de confiabilidad el comportamiento del reactor del L.E.M.
- La correlación de la línea 6 en la tabla 1.2 en combinación con la correlación de la línea 6 de la tabla 1.3 puede considerarse adecuada con un 11.25 % de desviación para calcular el coeficiente global de transferencia de calor en el reactor del L.E.M.
- Considerando que el calor transferido fue en promedio de 4382 Btu, se considera despreciable el flujo de calor desde la chaqueta hacia el medio ambiente en el caso de calentamiento, evaluado en el orden de 77.3 Btu o bien 1.76 % del calor transferido. De igual forma se considera despreciable el flujo de calor desde el medio ambiente hacia la chaqueta en caso de enfriamiento, evaluado en el orden de 11.21 Btu o bien 0.25 % del calor transferido.
- En general, los valores obtenidos experimentalmente del coeficiente global de transferencia de calor fueron bajos en comparación con lo sugerido en el apartado 1.2, donde se indican valores del orden de 175 Btu / h °F ft² para calentamiento con vapor y de 100 Btu / h °F ft² para enfriamiento con agua. Lo anterior puede deberse principalmente a un mal diseño de la chaqueta; ya que al no contar con deflectores permite que el fluido de servicio salga tan fácil como entró sin generarse una buena mezcla ni turbulencia dentro de la misma.
- El coeficientes global de transferencia de calor para el proceso de calentamiento con vapor es mucho mayor que en el proceso de enfriamiento con agua; lo anterior se concluye al considerar que el valor más alto de “U” en las pruebas de enfriamiento es de 50.8 Btu / h °F ft² con un flujo de 14 gpm, aproximadamente 116 Lb/h. Mientras que el valor promedio de “U” en las pruebas de calentamiento es de 91.1 Btu / h °F ft² con un flujo promedio de sólo 42 Lb/h. de vapor condensado. Esto demuestra además, lo expuesto en el apartado 1.2, donde se afirma que el área de transferencia de calor y la diferencia de temperaturas entre la chaqueta y el interior del tanque suelen ser los factores más importantes, aún más, que los parámetros de agitación, durante un proceso de transferencia de calor.
- En general, se concluye que se ha cumplido satisfactoriamente el objetivo general y los seis objetivos particulares planteados al inicio del presente trabajo.

BIBLIOGRAFÍA

1. Octave Levenspiel, "*Ingeniería de las reacciones químicas*", 2ª edición, Reverté, S.A., México, 1995.
2. H. Scout Fogler, "*Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*", 3ª edición, Pearson Educación de México S.A. de C.V. México, 2001.
3. P. Harriott, "*Chemical Reactor Design*", 1ª edición, Marcel Dekker, Inc. New York, 2003.
4. Donald Q. Kern, "*Procesos de transferencia de calor*", 1ª edición, Continental S.A. de C.V. México, 1965.
5. J.P.Holman, "*Transferencia de calor*", 1ª edición, Mc. Graw Hill, México, 1998.
6. J.M. Coulson; J.F. Richardson, "*Chemical Engineering*" 1ª edición, Pergamon Press, New York, 1989,
7. James J. Carberry and Arvind Varma, "*Chemical reaction and Reactor Engineering*", 1ª edición, Marcell Dekker. Inc. New York, 2003.
8. J. J. Mc Ketta, "*Heat transfer Design Methods*", 2ª edición, Marcell Dekker. New York 1991.
9. Hewitt, "*Process heat transfer*", 1ª edición, Begell House, New York, 1994
10. Crane, "*Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*" 1ª edición en español, México, 1993.
11. Sergio Pineda González, "*Caracterización y operación de un reactor homogéneo en fase líquida*", Tesis de ingeniería química, México, U.N.A.M. F.E.S.-C. 1986.
12. Victor Manuel Ávalos Ávila, "*Proyecto de investigación sobre la transferencia de calor en un tanque agitado con impulsor dual, para fluidos pseuplasticos*", Tesis de ingeniería en alimentos U.N.A.M, F.E.S-C 1998.
13. Fernando Flores Benítez, "*Probabilidad y estadística*" U.N.A.M. F.E.S.-C.
14. Donald H Bolliger, "*Assessing heat transfer in process-vessel jackets*", Chemical Engineering, September 20, 1982. p.95.
15. Edward Steve, "*Simplified equations for jacketed-reactor design*", Chemical Engineering, July 1999, p 76.

16. John Garvin, "*Understand the thermal Design of jacketed vessels*", Chemical Engineering Progress, June 1999, p.61.
17. Robert F. Dream. P. "*Heat transfer in Agitated Vessels*", Chemical Engineering, January 1999. p.90.
18. Frederick Bondy, Shepherd Lippa, "*Heat transfer in agitated vessels*", Chemical engineering, April 4, 1983. p.62.
19. Julian B. Fasano, J.B; Brodkey,R.S.; Haam,S.J. "*Local heat transfer in a mixing vessel using a high-efficiency impeller*" , Ind. Eng. Chem. Res. 1993, 32. p. 575