



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA
CONVECCIÓN MIXTA
ALREDEDOR DE UN CILINDRO
EN UN FLUIDO NO NEWTONIANO**

TESIS

Que para obtener el título de
INGENIERO MECÁNICO

P R E S E N T A

ORTEGA TENORIO EDGAR

DIRECTOR DE TESIS

Dr. JOSÉ MELESIO SÁNCHEZ HUERTA



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2016



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.

AGRADECIMIENTOS

A mi familia por ese apoyo incondicional que siempre me han dado en toda mi formación como individuo y como profesionista. Y la paciencia que me han tenido en la realización de esta tesis.

A la Universidad Nacional Autónoma De México, por darme la oportunidad del desarrollo académico y profesional a lo largo de estos años.

A la Facultad de Ingeniería, que me brindo una carrera y a todos mis maestros que me brindaron sus conocimientos y experiencia. Y en especial agradecimiento al Dr. José Melesio Sánchez Huerta, quien me brindo su confianza y apoyo para la realización de este trabajo a través de sus consejos.



ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA CONVECCIÓN MIXTA ALREDEDOR
DE UN CILINDRO EN UN FLUIDO NO NEWTONIANO

Ciudad de México, México, a 22 de agosto de 2016

**J. M. Sánchez H.,
E. Ortega T.**

Muy estimados colegas:

A la vez de saludarlos sirva este medio para informar a ustedes que el Comité Evaluador del XXII Congreso Internacional Anual de la SOMIM Y XIV Congreso Internacional de metalurgia y materiales IBEROMAT ha decidido **aceptar**, para su presentación oral y publicación, el trabajo titulado:

“Estudio experimental de la convección mixta alrededor de un cilindro en un fluido no Newtoniano”

Número de registro: **A4_234**

Decisión tomada en base al cumplimiento de todos los lineamientos para incorporar su ponencia para la publicación de las memorias del XXII Congreso Internacional Anual de la SOMIM Y XIV Congreso Internacional de metalurgia y materiales IBEROMAT. Así mismo, su trabajo deberá presentarse, de manera oral, en las actividades que se llevarán a cabo los días 28, 29 y 30 de septiembre del año en curso, cuya sede será el Instituto Tecnológico de Mérida, en la Ciudad de Mérida, Yucatán, México, de acuerdo al programa que aparecerá en la página de la SOMIM en los próximos días.

A nombre de la SOMIM los felicito por haber enviado un trabajo digno de ser publicado en las memorias del Congreso antes citado y esperando que en el futuro podamos seguir contando con su decidida participación, le envío cordiales saludos.

Atentamente



**Magdalena Trujillo Barragán
Presidenta SOMIM 2014-2016**

ÍNDICE

AGRADECIMIENTOS.....	II
ÍNDICE	V
GLOSARIO	1
CAPÍTULO I	2
INTRODUCCIÓN	2
CAPÍTULO II	4
ANTECEDENTES	4
CAPÍTULO III	18
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL EQUIPO EXPERIMENTAL	18
DESARROLLO EXPERIMENTAL	23
CAPÍTULO IV	25
RESULTADOS	25
ANÁLISIS MATEMÁTICO DE LOS RESULTADOS.....	31
ESTUDIO PIV	32
CAPÍTULO V	36
CONCLUSIÓN	36
COMENTARIOS	36
APÉNDICES	39
APÉNDICE A	40
EXPERIMENTOS DE CONVECCIÓN MIXTA	47
GRÁFICAS.....	60
APÉNDICE B	71
BIBLIOGRAFÍA	85
REFERENCIAS.....	85
MESOGRAFÍA.....	87

GLOSARIO

g	Acercación de la gravedad, $[m/s^2]$.
A	Área del cilindro, $[m^2]$.
C_p	Capacidad térmica específica a presión constante, $[J/cm^3K]$.
CMC	Carboximetil de celulosa de sodio, $[m/s^2]$.
β	Coficiente de expansión volumétrica, $[\beta^{-3}]$.
h	Coficiente de transferencia de calor por convección, $[W/m^2]$.
k_c	Conductividad térmica del cilindro, $[W/K.m]$.
k_{corcho}	Conductividad térmica del corcho, $[W/K.m]$.
k_f	Conductividad térmica del fluido, $[W/K.m]$.
ρ	Densidad, $[k/m^3]$.
D	Diámetro del cilindro, $[m]$.
γ	Esfuerzo cortante, $[N.m^2]$.
n	Índice de comportamiento.
k	Índice de consistencia, $[Pa.s]$.
τ	Ley de potencia, $[N/m]$.
ℓ	Longitud característica, $[m]$.
L	Longitud del cilindro, $[m]$.
Gr_D	Número de Grashof estimado con el diámetro.
Nu_F	Número de Nusselt de convección forzada estimado con el diámetro.
Nu_D	Número de Nusselt de convección mixta estimado con el diámetro.
Nu_N	Número de Nusselt de convección natural estimado con el diámetro.
Pr	Número de Prandtl.
Ra	Número de Rayleigh.
Re_D	Número de Reynolds estimado con el diámetro.
Ri_D	Número de Richardson estimado con el diámetro.
Stk	Número de Stokes.
Gr_D/Re_D^2	Parámetro de flotación o número de Richardson.
T_∞	Temperatura de la corriente libre, $[K]$.
T_s	Temperatura de la superficie del cilindro, $[K]$.
V	Velocidad del flujo forzado, $[m/s]$.
\bar{U}	Velocidad del flujo promedio, $[m/s]$.
PIV	Velocimetría de imágenes de partículas.
ν	Viscosidad cinemática, $[m^2/s]$.
μ	Viscosidad dinámica, $[Pa.s]$.

INTRODUCCIÓN

La transferencia de calor existe siempre que hay un gradiente de temperaturas entre dos o más cuerpos, en la naturaleza este proceso se lleva a cabo hasta que se alcanza una temperatura de equilibrio, para el caso de intercambiadores de calor cuando dos sistemas se encuentran con diferentes temperaturas la transferencia continua hasta mantener una temperatura. La transferencia de calor se puede llevar a cabo por tres formas distintas que son: conducción, radiación y convección. En nuestro caso estudiaremos la transferencia de calor por convección.

La convección la podemos entender como el transporte de calor entre un cuerpo y un fluido, siempre y cuando exista una velocidad relativa entre ambos. La transferencia de calor por convección puede ser clasificada y estudiada por la naturaleza de su flujo. Cuando el movimiento es provocado por fuerzas de flotación debido a diferencias de densidad, éstas generadas por los gradientes de temperatura en las diferentes localidades del fluido, se conoce como convección natural. Si el movimiento del fluido es ocasionado por un agente externo se denomina convección forzada. Otro mecanismo ocurre cuando las velocidades asociadas al flujo forzado son pequeñas y las fuerzas de flotación son grandes; las fuerzas de flotación deben generar un flujo secundario comparable con el flujo forzado, a este mecanismo se le conoce como convección mixta.

El estudio del fenómeno de la convección, generalmente, se hace asumiendo una convección natural o una forzada pero es necesario considerar las condiciones para una convección mixta donde los efectos de ambas se combinen.

Este trabajo tiene como objetivo estudiar la convección mixta alrededor de un cilindro en un fluido no Newtoniano en el rango del número de Richardson ($0.01 \leq Ri_D \leq 70$), se evalúa la transferencia de calor y se determinan ecuaciones empíricas para el coeficiente adimensional de transferencia de calor. Además, se realizó una comparación del fluido de trabajo contra un fluido Newtoniano con el mismo gradiente de temperatura y un rango del número de Richardson semejante.

Por otra parte, se presentan los patrones de flujo derivados de un estudio de velocimetría por imágenes de partículas (PIV) alrededor del cilindro.

El fluido de trabajo es una solución acuosa de carboximetil de celulosa de sodio (CMC) al 4%. Los resultados se reportan de manera gráfica para la transferencia de calor a diferentes números de Grashof, Gr_D .

Esta tesis es desarrollada en cinco capítulos y dos anexos. En el capítulo I “Introducción” se presenta un panorama general. En el capítulo II “Antecedentes” se incluyen investigaciones relacionadas al estudio de convección mixta en cilindros además de investigaciones con fluidos no Newtonianos en celdas de Hele-Shaw. En el capítulo III “Diseño y construcción del equipo experimental” se dan detalles tanto del diseño y construcción del dispositivo experimental como de su operación y datos técnicos. En el capítulo IV “Resultados” se muestra lo obtenido del estudio de transferencia de calor alrededor de un cilindro horizontal en condiciones de contra flujo. Se

incluyen ecuaciones propuestas con dos representaciones para la convección mixta y una ecuación propuesta que engloba todos los números de Grashof estudiados. En el capítulo V “Conclusión” se incluyen los comentarios finales y algunas observaciones que resultan del análisis de los resultados experimentales.

El apéndice A está formado por el análisis adimensional del experimento, datos de los resultados experimentales, gráficas complementarias de los experimentos y análisis de las gráficas mediante sistemas no lineales. En el apéndice B, se encuentran planos y fotos del equipo experimental así como del equipo de medición utilizado para los experimentos. Por último, se mencionan la bibliografía y las referencias consultadas.

ANTECEDENTES

El campo de aplicación de los fluidos No Newtonianos resulta muy amplio, pasando por el estudio del flujo sanguíneo hasta el movimiento de glaciares. En relación al transporte de fluidos por ductos se presentan una gran variedad de aplicaciones, por mencionar algunos ejemplos, el transporte de fluidos como pinturas, alimentos, cosméticos, fluidos de enfriamiento, mezclas, polímeros, espumas, etc. En este tipo de industrias por lo general estos fluidos son tratados como fluido Newtonianos por lo que las pérdidas de energía a lo largo de las instalaciones especialmente en accesorios, como válvulas no está bien determinada. Además del transporte de fluidos, la manufactura de materiales compuestos ha sido un campo de aplicación novedoso en el que la matriz del polímero se comporta como un fluido no Newtoniano, ya que la adhesión de fibras para reforzar la matriz le da propiedades no newtonianas al material.

En general se puede dar una clasificación de los fluidos No Newtonianos en relación a su comportamiento.

Comportamiento Pseudo-plástico

Característico de materiales de elevada viscosidad, disueltas o fundidas, cuya viscosidad disminuye rápidamente, cuando aumenta el esfuerzo. La función característica o reograma más típico es el de Ostwald, $\frac{du}{dy} = f(\tau, t)$, donde $\frac{du}{dy}$ es la velocidad de deformación y τ es el esfuerzo cortante, dentro de esta clasificación se pueden mencionar, polímeros en disolución, tinta de impresión, mermelada, etc.

El modelo de ley de potencia de Ostwald-de-Waele puede modelar fluidos pseudo-plásticos cuando el exponente, que caracteriza la ley, es mayor que uno. Algunos ejemplos de fluidos pseudo-plásticos son: pinturas, gomas, sangre, suspensiones, etcétera. Esta ley modela los fluidos newtonianos cuando n es igual a uno, y cuando n es menor que uno, representa a fluidos dilatantes. Como ejemplos de estos fluidos, se pueden citar, entre otros, el azúcar, tierra húmeda, soluciones en bórax.

Comportamiento Plástico

Son materiales esencialmente parecidos a los pseudo-plásticos pero necesitan de una tensión mínima (o fluidez límite) para que exista deformación continua. El reograma de Bingham tiene una función característica $\frac{du}{dy} = \frac{1}{\eta}(\tau - f)$. Por ejemplo, pasta dentífrica, pomadas, grasas, chocolate, tinta de bolígrafo, entre otros.

Comportamiento Tixotrópico

La viscosidad depende de la velocidad de deformación y del tiempo. Entre este tipos de fluidos se destacan, Pinturas (pequeñas rugosidades desaparecen con el tiempo), mayonesa, ketchup (tardan un tiempo en recuperar su forma), etc.

Comportamiento Dilatante

El aumento sobre proporcional de la viscosidad con τ o, incluso para un esfuerzo cortante elevado, el valor casi infinito de la viscosidad es la característica de comportamiento de una sustancia dilatante. Un reograma típico el de Ostwald: $\frac{du}{dy} = k\tau^n$; $n < 1$. Por ejemplo Arena húmeda, almidón en agua, depósitos de pinturas de aceite, etc.

Comportamiento Irreversible

Algunas sustancias tienen una variación de la viscosidad con el tiempo de esfuerzo de tipo Tixotrópico, pero la modificación de la viscosidad es irreversible y no hay regeneración estructural durante el tiempo de reposo.

Prácticamente la totalidad de los fluidos utilizados en procesos industriales corresponden a fluidos no Newtonianos, los cuales son tratados o calculados según leyes para flujos newtonianos, con frecuencia se emplea el concepto de viscosidad aparente o viscosidad diferencial para analizar por ejemplo la pérdida de carga en tuberías. La viscosidad aparente se define como la viscosidad que tendría un fluido Newtoniano cuya recta pasaría por el mismo punto del reograma, Fig. 2.1.

La viscosidad aparente es un concepto que se presta a muchos errores como puede deducirse de la Fig. 2.1 (b), ya que en esta relación se compara el comportamiento de un fluido Newtoniano y no Newtoniano resultando en diferencias significativas.

$$\mu_{ap} = \operatorname{tg}\alpha \quad \text{Ec. 2.1}$$

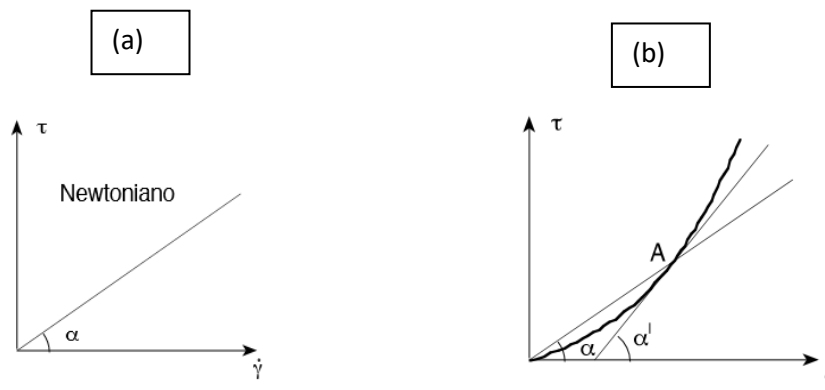


Figura 2.1 (a) Fluido Newtoniano y (b).Viscosidad aparente y diferencial en un fluido no Newtoniano [34].

Otro concepto utilizado es el de viscosidad diferencial, la cual está definida por el ángulo que forma la tangente a la curva de comportamiento del fluido no Newtoniano, en un punto dado A con el eje de abscisas, Figura 2.1b.

$$\mu_{dif} = \operatorname{tg}\alpha' \quad \text{Ec. 2.2}$$

En relación a la pérdida de carga, Phino F.T. y Whitelaw J.H. [28] trabajan con una solución acuosa de carboximetil de celulosa de sodio (CMC) a diferentes concentraciones para determinar el coeficiente de fricción. El estudio se realizó en una tubería con un rango del número de Reynolds desde 240 hacia 110,000. En la Fig. 2.2 se puede observar el coeficiente de fricción en función del número de Reynolds para diferentes concentraciones de CMC además, se observa el comportamiento para un flujo newtoniano en un régimen turbulento.

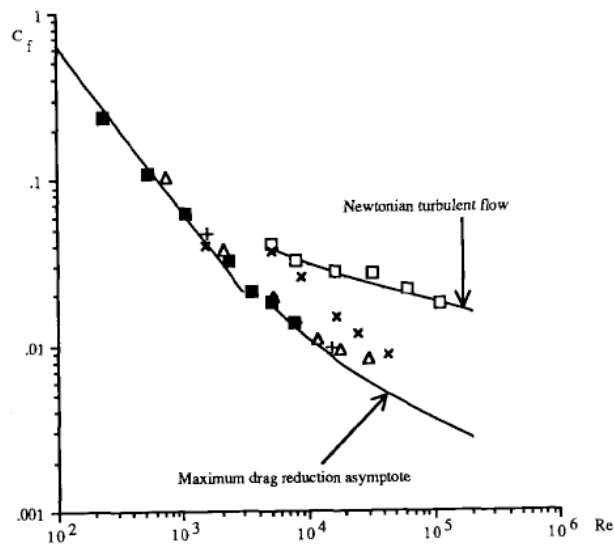


Figura 2.2 Factor de fricción para concentraciones de CMC. x 0.1%, Δ 0.2%, + 0.3% y □ 0.4% de peso de CMC y □ fluido Newtoniano (agua y solución de maltosa) [28].

En la Fig. 2.3 se presenta la velocidad al centro de la tubería adimensionalizada con la velocidad promedio para cada una de las concentraciones, como se observa para bajos números de Reynolds la velocidad disminuye en relación al aumento de concentración de CMC, mientras que para valores más grandes del Reynolds 5×10^4 , la variación es menor lo que indica que el flujo se ha desarrollado.

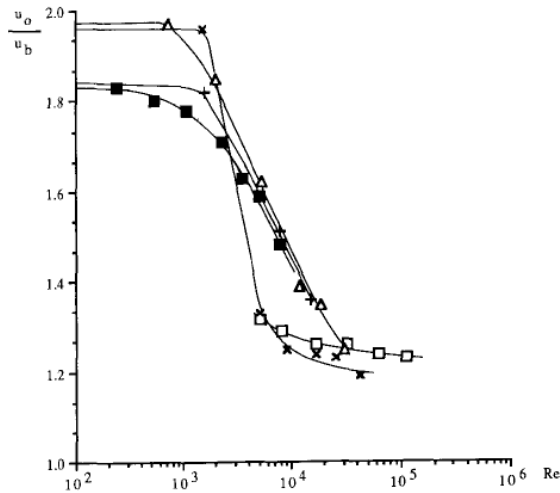


Figura 2.3 Velocidad en el centro de la tubería normalizada con la velocidad promedio contra el número de Reynolds. x 0.1%, Δ 0.2%, + 0.3% y * 0.4% de peso de CMC y □ fluido Newtoniano (agua y solución de maltosa). Phino y Whitelaw [28]

En la Fig. 2.4 se muestra el cambio de la viscosidad contra la tasa de deformación para cada concentración del fluido no Newtoniano. Los autores concluyen que no se alcanza un flujo turbulento aun cuando se tiene un número de Reynolds del orden de 1×10^3 . En gran medida la turbulencia fue suprimida motivo por el cual la capa límite permanece unida.

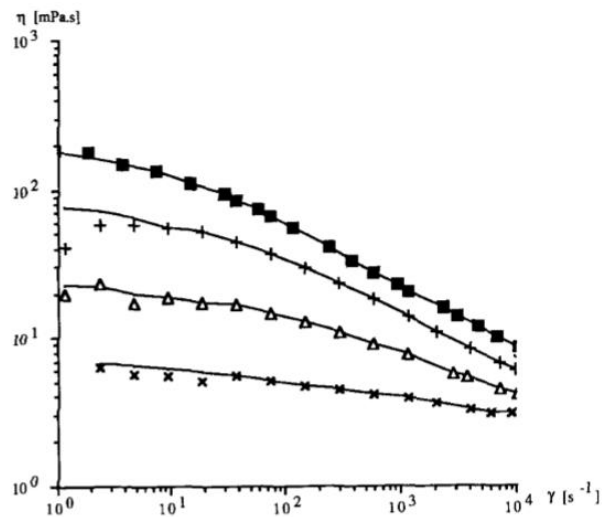


Figura 2.4 Viscosimetría de soluciones de CMC a 25°C; x 0.1%, Δ 0.2%, + 0.3% y * 0.4% de peso. Phino y Whitelaw [28]

Por otra parte, Gupta [15] presenta un trabajo teórico para determinar tanto la longitud de desarrollo como el espesor de capa límite, el estudio considera un fluido no newtoniano que obedece la relación de Ostwald de Waele Ec. 2.3.

$$\tau_{ij} = \eta \left| \left(\sum_{l=1}^3 \sum_{m=1}^3 e_{lm} e_{ml} \right)^{1/2} \right|^{n-1} e_{ij} \quad \text{Ec. 2.3}$$

- Donde τ_{ij} es el tensor de esfuerzo, e_{ij} es la tasa de esfuerzos y n denota el índice de comportamiento del flujo y la consistencia del fluido, tanto en tuberías como en canales rectos. Esto se logra mediante el uso de modelos hidrodinámicamente equivalentes de fluidos Newtonianos adecuados.

Las soluciones obtenidas se realizan a través de un método integral de la ecuación de la energía o de la ecuación de cantidad de movimiento además, los resultados los comparan contra los obtenidos por Matras y Nowark [22]. El autor propone una expresión para el espesor de capa límite en función de la distancia $y^* \delta = y_*^{2n/(1+n)}$.

Propone la ecuación 2.5 para determinar la distancia de desarrollo hidrodinámica X_e del fluido.

$$X_e = \frac{x/\check{h}}{R_n} = \left(\frac{2n+1}{3(n+1)} \right)^2 x \quad \text{Ec. 2.4}$$

- Donde R_n es el número de Reynolds, n es el índice de comportamiento, η es la viscosidad, ρ es la densidad, \hat{u}_m es la velocidad del flujo, \check{h} es la separación entre las placas y R es el radio del ducto de trabajo. EL número de Reynolds se estima con al siguiente expresión

$$R_n = 12 \left(\frac{n\check{h}}{2n+1} \right)^n \frac{\hat{u}_m^{2-n} \rho}{\eta 2^{(n-1)/2}}$$

Los resultados de las soluciones integrales se muestran en la Fig. 2.5.

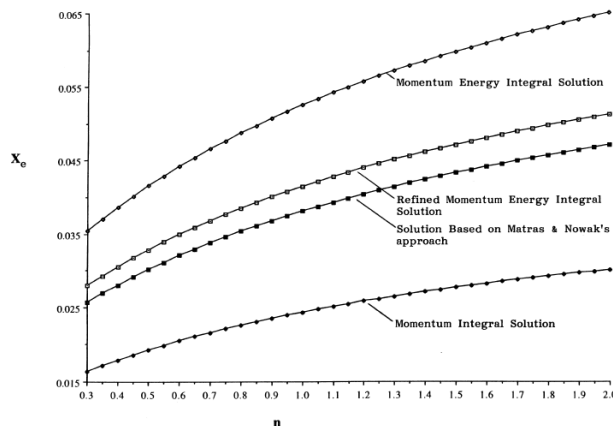


Figura 2.5 Longitud de desarrollo en una tubería como una función de n [15].

En general la transferencia de calor por convección está presente en una gran variedad de equipos industriales, principalmente en los que se tiene fluidos confinados, como pueden ser los intercambiadores de calor, reactores nucleares, cavidades, o bien en sistemas más complejos

como son los sistemas de aire acondicionado, incluso en yacimientos donde el medio poroso está saturado por aceite y sujeto a gradientes geotérmicos. El estudio de la transferencia de calor se realiza teniendo en cuenta el origen del movimiento del fluido, es decir, cuando el movimiento del fluido se debe a las fuerzas de flotación debido a cambios en la densidad por la presencia de gradientes de temperatura entonces, se considera que existe una convección natural. Cuando el movimiento del fluido lo genera algún sistema externo, se conoce como convección forzada. Sin embargo, cuando las fuerzas de flotación y las fuerzas inerciales del flujo forzado son del mismo orden entonces, se presentan las condiciones de una convección mixta. Para determinar el tipo de convección presente se establece como criterio el número de Richardson que se define como, $Ri = Gr_D / Re_D^2$, a partir del cual se definen los siguientes criterios: Para valores pequeños $Ri < 0.01$, las fuerzas de inerciales originadas por el flujo forzado son mayores que la fuerzas de flotación, por lo que la convección forzada es el principal mecanismo de transferencia de calor. Cuando se tiene valores más grandes de $Ri > 10$ entonces, las fuerzas de flotación dominan a las fuerzas inerciales por lo que la convección natural predomina. La convección mixta se presenta generalmente cuando se tienen valores moderados del número de Reynolds, lo que es común cuando se trabajan fluidos no Newtonianos y el rango en el que se estima que la convección mixta tiene una mayor presencia es $0.01 < Ri < 10$.

El número de Richardson (Ri) o parámetro de flotación Ec. 2.5, el cual es una relación entre las fuerzas de flotación y las fuerzas inerciales, definido como:

$$Ri = \frac{Gr_D}{Re_D^2} \quad \text{Ec. 2.5}$$

El término del numerador Gr_D es el número de Grashof, es la relación de fuerzas de flotación respecto a las fuerzas viscosas actuando sobre el fluido y está definido como:

$$Gr_D = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)D^3}{\nu^2} \quad \text{Ec. 2.6}$$

- Donde g es la gravedad, β es el coeficiente de expansión volumétrica, T_s es la temperatura de la superficie, T_∞ la temperatura de corriente libre, D es el diámetro del cilindro de trabajo que es igual a l una longitud característica y ν la viscosidad cinemática.

Mientras que el término del denominador es Re_D^2 es el número de Reynolds generalizado para fluidos no Newtonianos [19] el cual es una relación de fuerzas de inercia respecto a las fuerzas viscosas actuando sobre el fluido y está definido como:

$$Re_D = \frac{\rho D^2 \bar{u}^{2-n}}{k \left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n 8^{n-1}} \quad \text{Ec. 2.7}$$

- Donde ρ es la densidad del fluido, D es el diámetro del cilindro de trabajo que es igual a l una longitud característica, \bar{u} es la velocidad del flujo promedio, k es el índice de consistencia y n es el índice de comportamiento.

Por otra parte, la estimación de la transferencia de calor se realiza a través del número de Nusselt que es el coeficiente adimensional de transferencia de calor y está definido como:

$$Nu_D = \frac{hD}{k_f} \quad \text{Ec. 2.8}$$

- Donde h es el coeficiente de calor por convección, k_f es la conductividad térmica y D es el diámetro del cilindro de trabajo que es igual a l una longitud característica.

En este sentido A. Bose et al [11], realizan un estudio numérico de la convección mixta alrededor de un cilindro con temperatura de superficie constante para un fluido de Bingham en un flujo asistido. Los resultados muestran la influencia del número de Bingham en los patrones de flujo Figura 2.5. Como se observa para bajos número de Reynolds, existe desprendimiento de la corriente para valores de $Bn = 10$ como consecuencia del incremento de los esfuerzos cortantes. Por otra parte se muestran los resultados obtenidos para el coeficiente adimensional de transferencia de calor local a lo largo de la superficie del cilindro, Fig. 2.6.

Además, en la figura 2.6, los valores más grandes del número de Nusselt se alcanzan para ángulos de 0° a 30° donde se presenta el punto de estancamiento además se observa que el número de Nusselt se incrementa con el incremento del número de Bingham. Como se observa el incremento en el número de Prandtl favorece significativamente la transferencia de calor ya que para valores de $Bn = 0$ los valores del número de Nusselt se incrementan y tiende a igualarse en valor, este efecto es más notorio para valores de $Bn = 5$ en donde se observa que los valores del número de Nusselt crecen y son prácticamente iguales para los tres números de Richardson estudiados.

El comportamiento del número de Nusselt es similar para valores del número de $Re = 40$ y $Pr = 1$. Sin embargo para valores del $Pr = 100$, los resultados muestran cambios importantes para ángulos mayores a 120° , Figura 2.7, en el caso de $Ri = 0$ y $Bn = 0.05$ las curvas muestran un cambio en la tendencia del número de Nusselt, es decir, se incrementa para algunos valores en otros disminuye rápidamente.

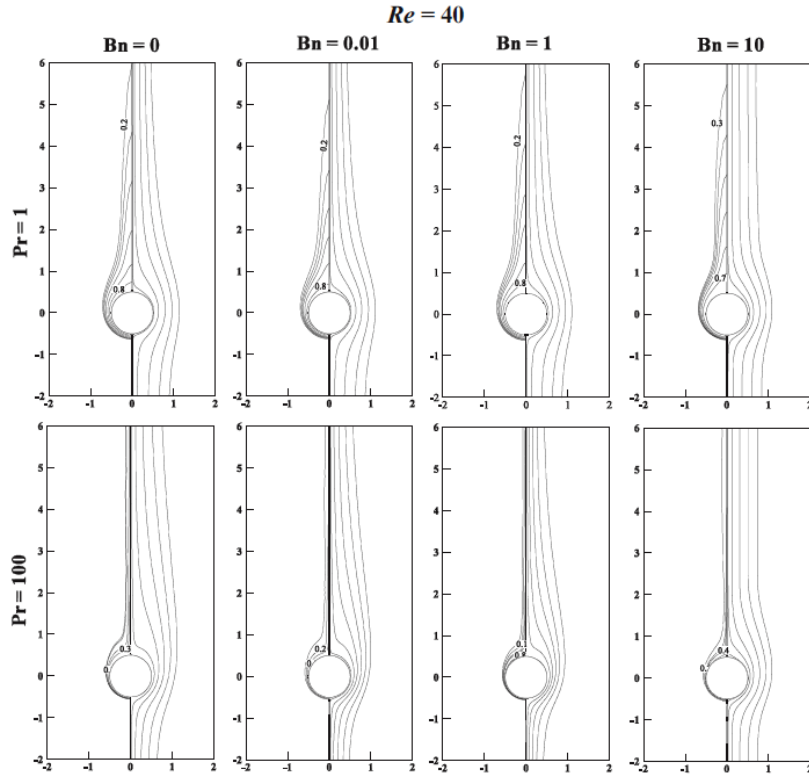


Figura 2.6 Se muestra del lado izquierdo isothermas mientras de lado derecho líneas de corriente en cada una de las figuras.[11]

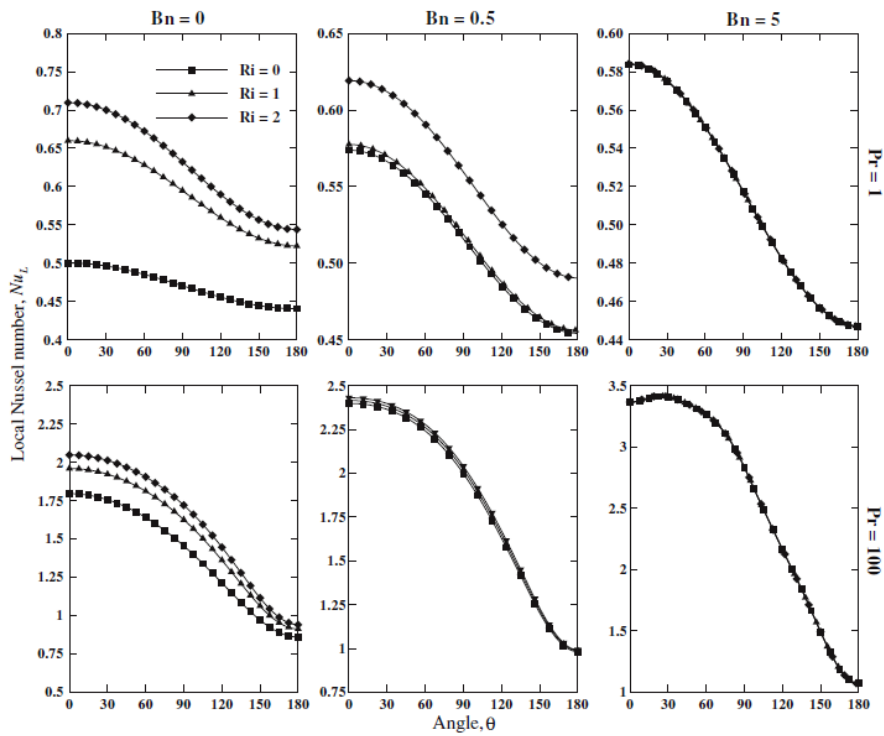


Figura 2.7 Resultados para el Numero de Nusselt Local, alrededor delo cilindro para un $Re=0.1$ para valores de número de $Ri = 0,1$ y 2 , $Pr = 1$ y 100 y $Bn = 0.5$ y 5 . [11]

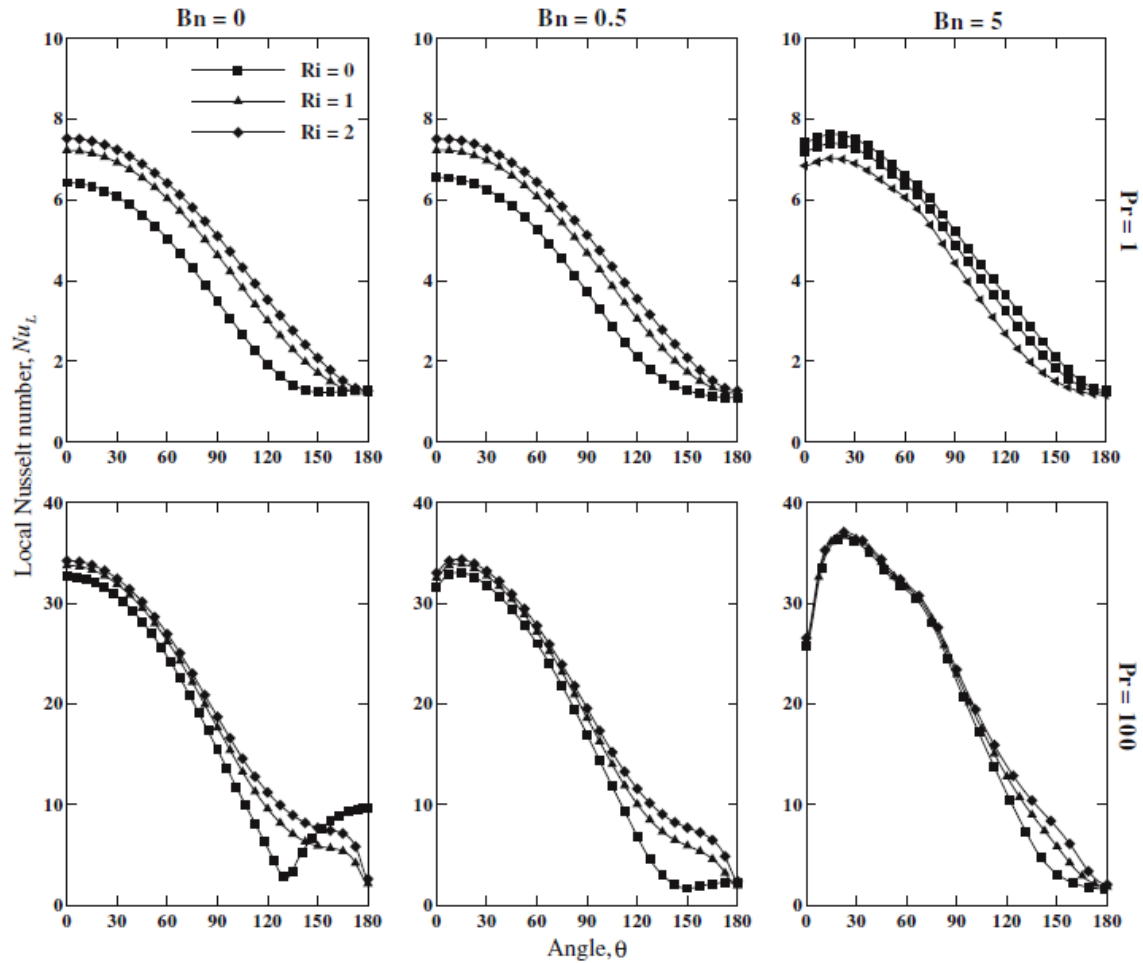


Figura 2.8 Número de Nusselt local para distintos ángulos [11].

Este tipo de comportamiento se observa para el caso de una convección forzada bajo un flujo cruzado, Ram Prakash [29], presentan evidencia de este tipo de comportamiento para el número de Nusselt, como se observa en la Figura 2.9, al igual que para en caso de convección asistida, para bajos número de Reynolds el número de Nusselt local sigue un comportamiento similar, es decir, se tienen las valores más grandes en la región cerca $0^\circ - 90^\circ$ a partir del punto de estancamiento. Sin embargo para valores más grandes del número de Reynolds, para ángulos mayores a 140° el número de Nusselt presenta un cambio en su tendencia, como se observa en la Fig. 2.10 la transferencia de calor se incrementa hasta valores similares para ángulos de 90° .

Por otra parte los resultados para el número de Nusselt son comparados contra resultados experimentales en función de los números de Reynolds, para varios valores tanto del número de Prandtl como del coeficiente de comportamiento de la ley de potencia, como se observa los valores numéricos siguen la tendencia de los datos experimentales, sin embargo existen diferencia entre ambos resultados, la cual es más evidente para valores del Prandtl mayores a la unidad.

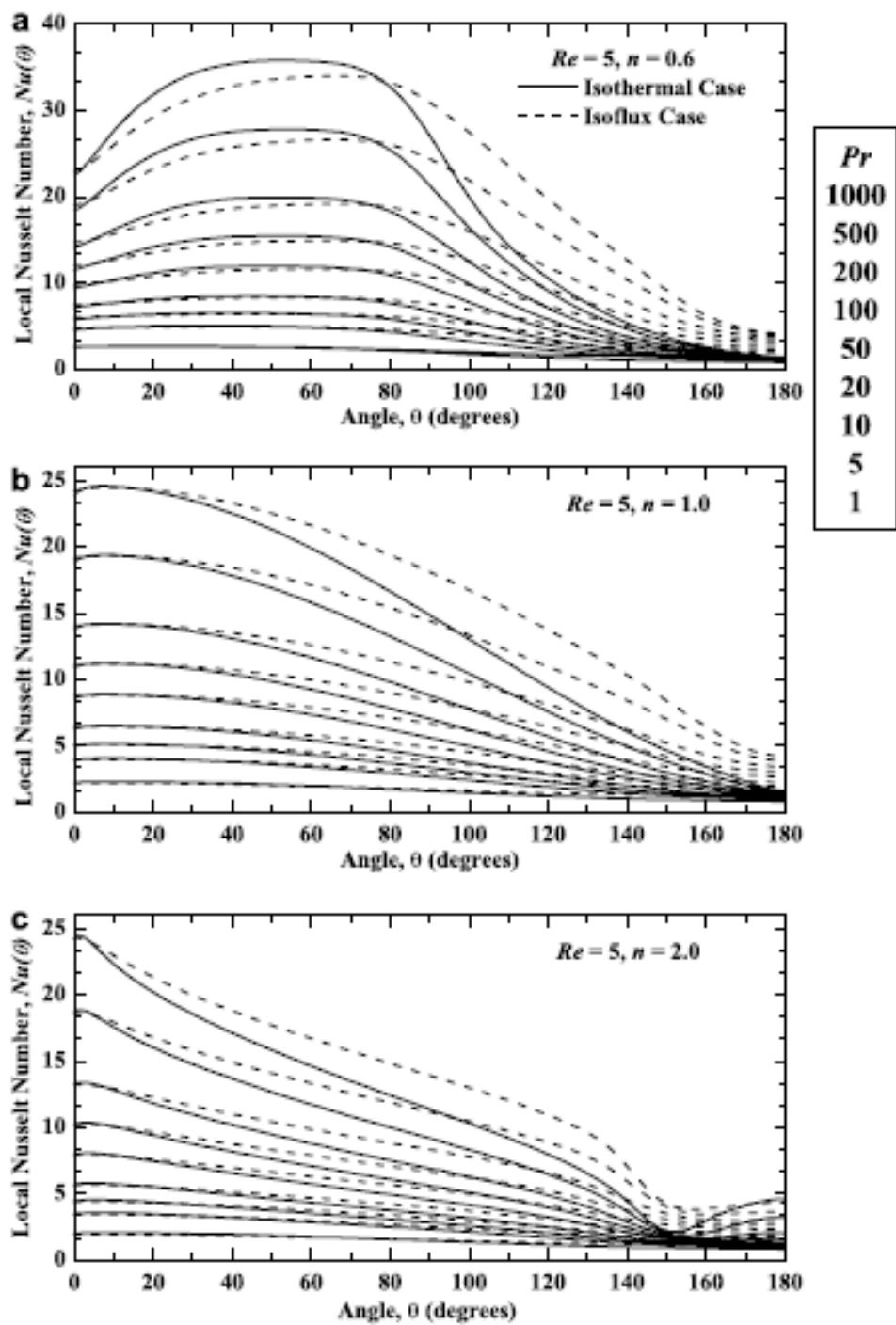


Figura 2.9 Dependencia de la distribución del número de Nusselt local, $Nu(\theta)$ sobre la superficie del cilindro sobre el Pr y n para $Re=5$ bajo CWT (-) y UHF (- -) condición [29].

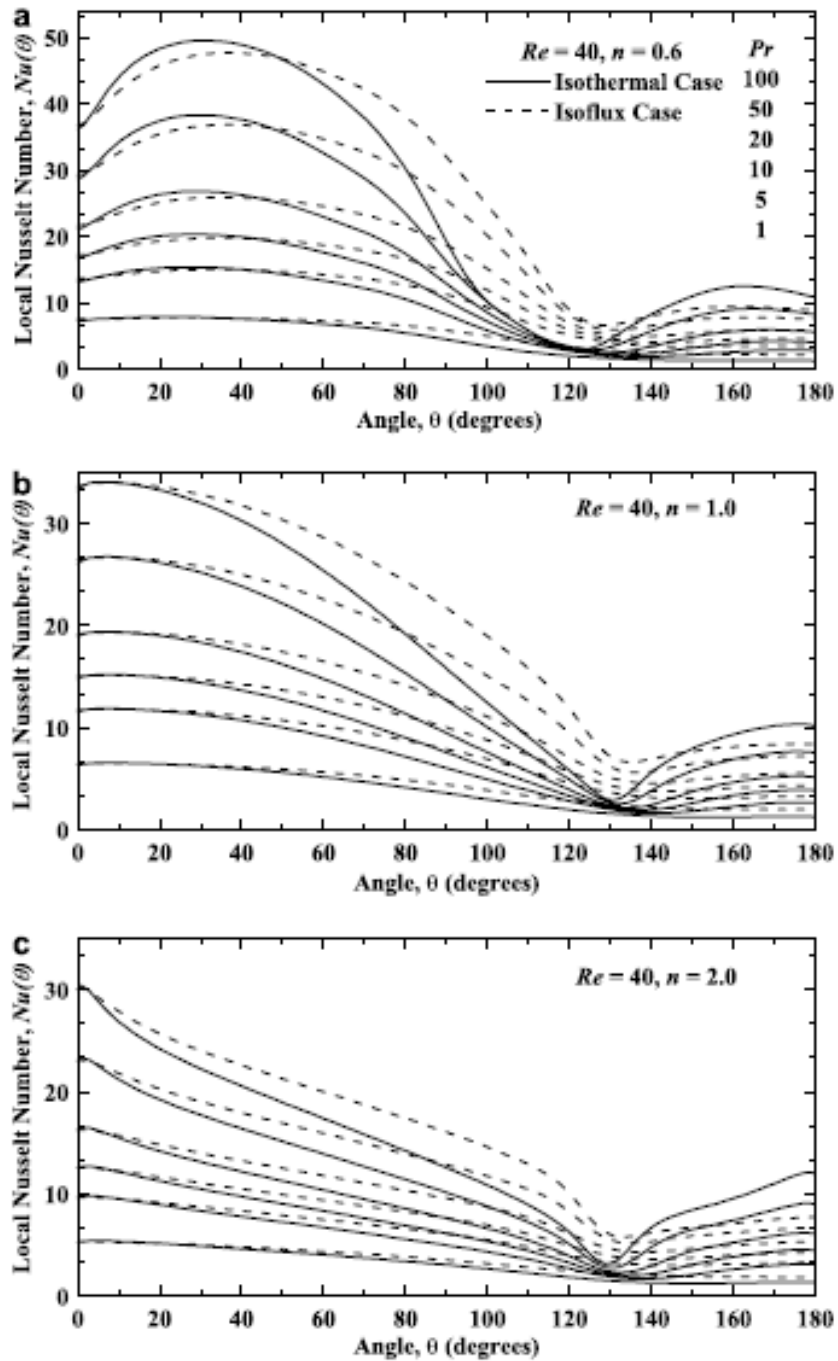


Figura 2.10 Dependencia de la distribución del número de Nusselt local, $Nu(\theta)$ sobre la superficie del cilindro sobre el Pr y n para $Re = 40$ bajo CWT (-) y UHF (- -) condición [29].

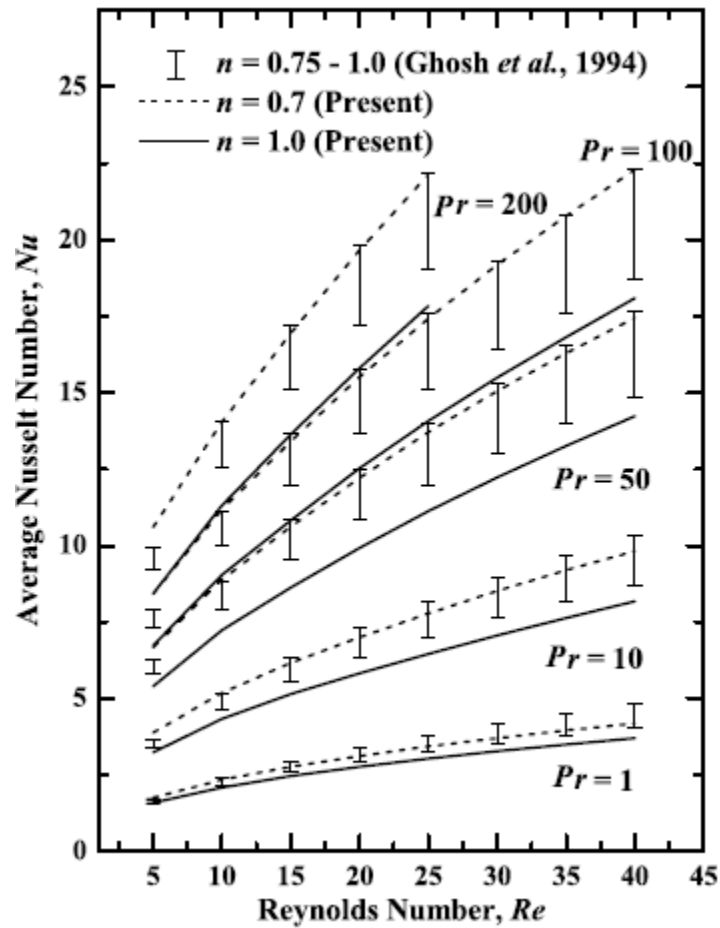


Figura 2.11 comparación entre los resultados numéricos presentes y los resultados experimentales [29].

Bhowmick, S. et al. [9] estudia la convección mixta asistida alrededor de un cilindro circular horizontal con un flujo de calor uniforme. Utilizando un modelo de viscosidad de la ley potencia modificada,

$$\nu = \frac{K}{\rho} \left| \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \right|^{n-1} \text{ para } \bar{\gamma}_1 \leq \left| \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \right| \leq \bar{\gamma}_2.$$

Los autores verifican el comportamiento adimensional de la viscosidad del fluido (D) contra la variación del índice del comportamiento (n) en la Fig. 2.12, utilizando los resultados de Boger [10]

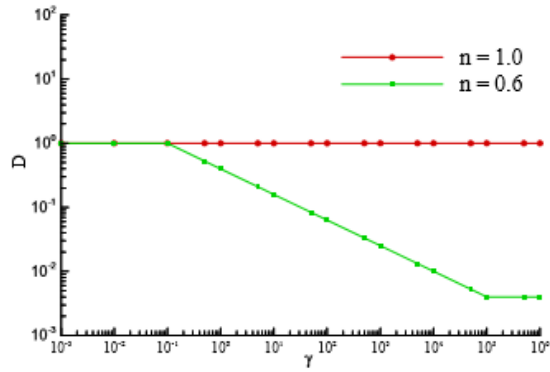


Figura 1.12 Correlación de la ley potencia modificada. [*]

Por otra parte, los autores utilizan el parámetro adimensional propuesto por Merkin [18], $\lambda = g\beta q_w a^2 Re^{-1/2} / (kU_\infty^2) = Gr/Re^{5/2}$, para evaluar el régimen de la transferencia de calor por convección. La transferencia de calor se mantiene constante ($q_w = cte.$).

En la Fig. 2.12 se observan los resultados para el número de Nusselt contra X que se define como la distancia desde el punto de estancamiento. Para varios valores de λ , donde $\lambda < 0$ determina la condición de contraflujo y $\lambda > 0$ se presenta la condición de flujo asistido. En el caso del fluido No Newtoniano existe una variación importante respecto al cambio de λ y existe un valor máximo para valores aproximados a $X = 0.5$, sin embargo para el fluido Newtoniano no es tan significativa la variación de λ y tiene un comportamiento decaimiento monótono.

Ambos fluidos mantienen el mismo orden de las curvas para los valores de λ .

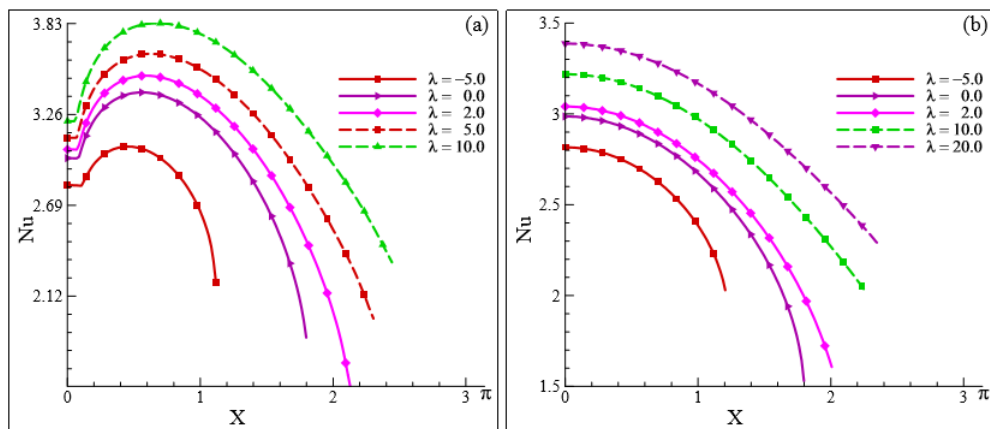


Figura 2.13 Número Nusselt para diferentes valores del número de Richardson, λ para $Pr = 100$ con (a) $n=0.6$ (dilución del fluido) y (b) $n=1$ (fluido Newtoniano), respectivamente [9].

En la Fig. 2.14 se observa la variación de la temperatura en la capa límite alrededor del cilindro cuando alcanza las condiciones de la corriente libre aproximadamente en $Y = 0.5$ y 0.6 , para un fluido No Newtoniano y Newtoniano, respectivamente. Sin embargo, en la región de aguas abajo desde el punto de estancamiento se retrasa el tiempo en el que se alcanza la temperatura del fluido.

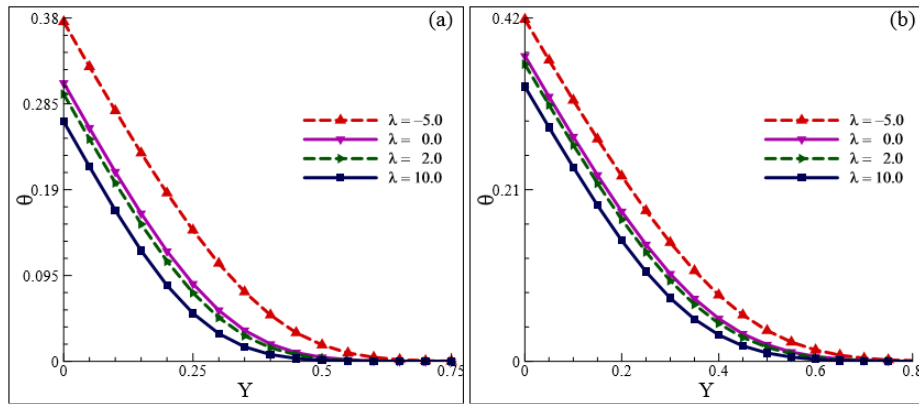


Figura 2.14 Distribución de temperatura en $X=1$ para valores diferentes del número de Richardson, λ para $Pr=100$ para (a) $n=0.6$ (dilución del fluido) y (b) $n=1$ (fluido Newtoniano), respectivamente [9].

Para un fluido No Newtoniano el comportamiento se ve un poco más afectado en comparación con el fluido Newtoniano y en ambos casos se mantiene el mismo orden de las curvas para los valores de λ .

Este trabajo tiene como objetivo la convección mixta alrededor de un cilindro horizontal de sección circular de un fluido no Newtoniano, cuando los flujos natural y forzado son opuestos. El trabajo fue dividido en dos partes, la primera es la evaluación de la transferencia de calor desde un cilindro hacia su entorno a contra flujo y la segunda parte es la visualización del campo de velocidades del fluido mediante PIV, esto nos permite observar la manera en la que la convección mixta, forzada y natural se comporta alrededor de un cilindro inmerso en un fluido no Newtoniano. Con base al análisis de los resultados se determinan ecuaciones empíricas para el coeficiente adimensional de transferencia de calor válidas para un rango definido. El fluido de trabajo es una solución acuosa al 4% de CMC, seleccionada por su transparencia, baja viscoelasticidad, estabilidad de la solución, facilidad para la limpieza del dispositivo de experimentación y la eliminación del fluido.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL EQUIPO EXPERIMENTAL

Para el diseño del dispositivo experimental se calcula la longitud de desarrollo hidrodinámico. Gupta R.C. [15], propone una ecuación para estimar la longitud de desarrollo, Ec. 2.4 en función del número de Reynolds modificado, considerando un flujo laminar. Para esta tesis se propone un rango del número de Reynolds $5 \leq Re_D \leq 100$. La longitud de desarrollo se calcula con el valor máximo del número de Reynolds y se estima una longitud de 95×10^{-3} m.

$$X_e = \frac{x/\dot{h}}{R_n} = \left(\frac{2n+1}{3(n+1)} \right)^2 x \quad \text{Ec. 2.4}$$

$$R_n = 12 \left(\frac{n\dot{h}}{2n+1} \right)^n \frac{\hat{u}_m^{2-n} \rho}{\eta^{2(n-1)/2}}$$

A partir de la longitud de desarrollo se establece que la celda de Hele-Shaw formada por dos placas tiene las siguientes dimensiones: largo 60×10^{-2} m, ancho 15×10^{-2} m y una separación entre placas de 2.3×10^{-2} m, con estas dimensiones se garantiza un flujo desarrollado sobre el cilindro [15] el cual está ubicado al centro de la celda, ver Fig. 3.1 y los planos en el Anexo B.

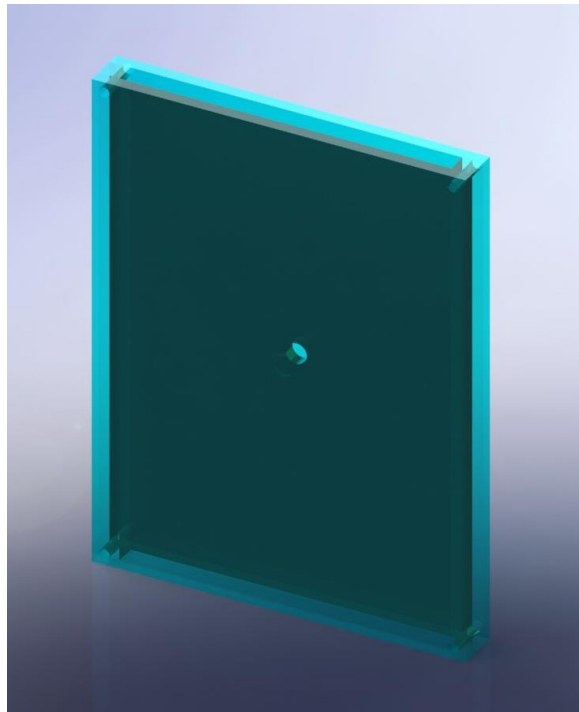


Figura 3.1 Esquema de la celda de Hele-Shaw 60 cm de largo y 45 cm de ancho.

El material de la celda es de acrílico transparente de espesor 15×10^{-3} m. Este espesor permite soportar la carga hidráulica de aproximadamente 1 m. La densidad del acrílico es $\rho = 1190 \frac{kg}{m^3}$ una dureza similar a la del aluminio (Dureza Rockwell B de 78).

La placa frontal cuenta con un desbaste de 2×10^{-3} m de profundidad y un diámetro de 2.54×10^{-2} m, la posterior tiene un barreno de diámetro 2.54×10^{-2} m, ambos ubicados en el centro de las placas. Las placas se unen mediante paredes laterales de acrílico de espesor 2.54×10^{-2} m, ancho 2.54×10^{-2} m y largo 60×10^{-2} m.

En el centro de la celda se coloca un cilindro de cobre con diámetro de 2.54×10^{-2} m y de una longitud de 3×10^{-2} m y conductividad térmica de $k_c = 400 \frac{W}{Km}$, ver Fig. 3.2. El cilindro tiene un barreno en el centro de 7.94×10^{-3} m en el que se coloca una resistencia eléctrica de corriente alterna y potencia de 20 W, como se observa en la Fig. 3.3. Además, el cilindro tiene cuatro orificios en donde se colocan cuatro termopares del tipo k para medir la temperatura de la superficie del cilindro. Estos se conectan a un termómetro marca FLUKE que tiene una resolución de ± 0.1 °C.

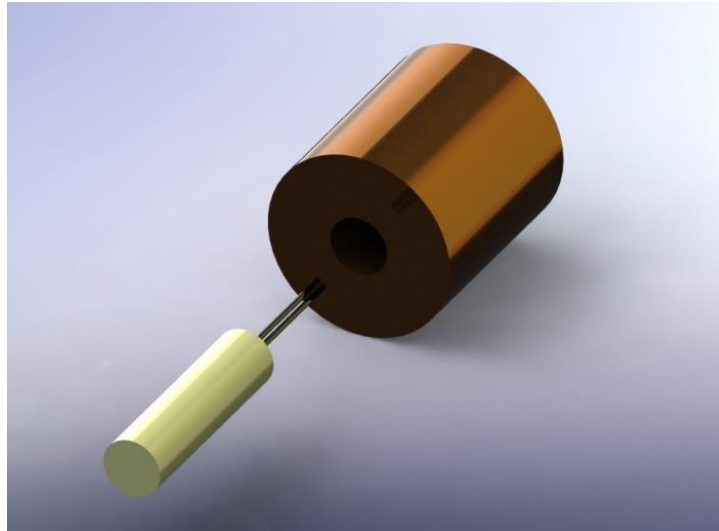


Figura 3.2 Esquema del Cilindro de cobre, en el centro lleva un barreno de 3/8 pulgada y en su interior se coloca una resistencia eléctrica de corriente alterna y 20 W.

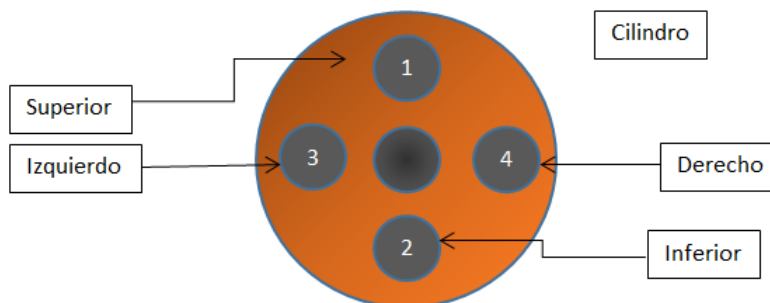


Figura 3.3 Ubicación de los termopares en el cilindro de cobre.

Para disminuir las pérdidas de calor desde cilindro hacia las placas de la celda se coloca corcho como aislante, conductividad térmica del $k_{\text{corcho}}=0.04 \frac{W}{Km}$, a las caras planas del cilindro con espesor de 2×10^{-3} m.

En la parte superior e inferior de la celda está colocada una reducción con forma de trapecio Fig. 3.4, con las siguientes dimensiones: base mayor 45×10^{-2} m; base menor 27.68×10^{-2} m y una altura de 15×10^{-2} m (ver Anexo B, dibujo 4).

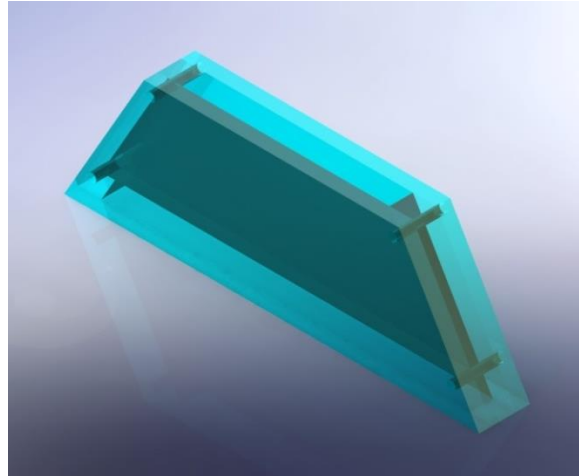


Figura 3.4 Entrada y salida de la celda de Hele-Shaw.

La reducción superior se conecta a un tanque de 20 litros mediante un tubo de PVC de $\frac{1}{2}$ pulgada. Dentro del tanque se tiene un serpentín de cobre por el cual pasa agua de enfriamiento proveniente de un baño térmico con una resolución de ± 0.1 °C, lo que ayuda a mantener la temperatura del fluido de trabajo a la entrada de la celda a una temperatura constante de 14°C en todos los experimentos, Figuras B.6. y B.7 en Anexo B. Además, el tanque cuenta con un filtro de malla de acero de base cuadrada de 20×10^{-2} m de ancho y 10×10^{-2} m de largo con altura de 50×10^{-2} m, el cual está lleno de rocas lo que para eliminar las burbujas generadas por la recirculación del fluido.

El fluido que desciende del tanque pasa por la reducción superior la cual está diseñada para orientar el flujo y eliminar perturbaciones de tal manera que se tenga un flujo uniforme a la entrada del celda además, entre la entrada de la celda de Hele-Shaw y la reducción superior se coloca una placa de acrílico provista de 13 barrenos de diámetro 9.53×10^{-3} m y 80 de diámetro 3.18×10^{-3} m, ubicados como se muestra en la Fig. 3.5, los cuales permiten tener un flujo laminar a la entrada de celda.

En la parte inferior de la celda se coloca una reducción que está conectada a una válvula de compuerta de $\frac{1}{2}$ pulgada, la cual ayuda a regular el gasto y así poder establecer el número de Reynolds en cada experimento, además la carga hidráulica se mantiene constante ± 0.5 cm para

evitar cambios en la velocidad del fluido. EL fluido de salida se recircular hacia el tanque superior con ayuda de una bomba sumergible, Figuras 3.6 y 3.7.

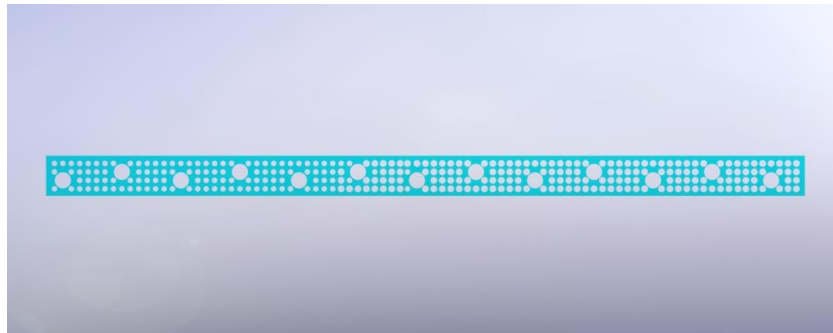


Figura 3.5 Rejilla a la entrada de la celda de Hele-Shaw.

El dispositivo experimental se encuentra fijo en un soporte metálico como se muestra en la Fig. 3.6 y 3.7, el cual tiene un su base cuatro tornillos para nivelarlo. En el Anexo B, dibujos 1-3, muestran tanto los planos del dispositivo experimental como un plano guía para realizar el ensamble de todas las partes que lo integran.

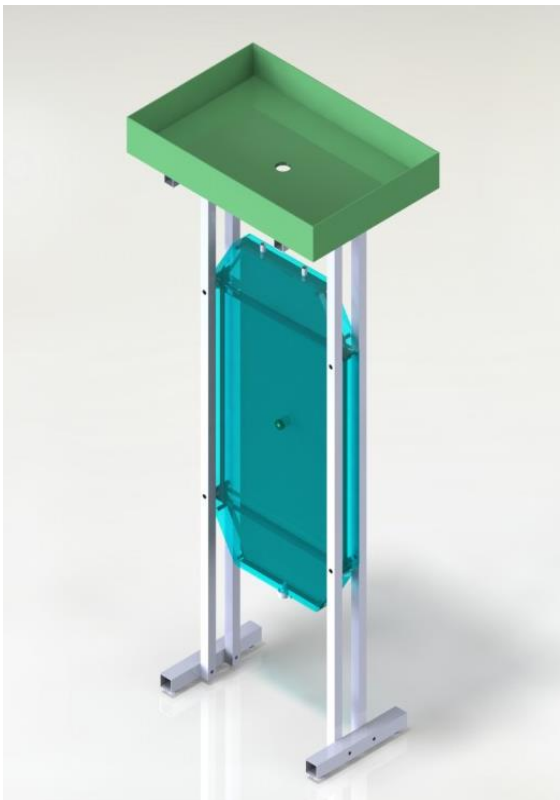


Figura 3.6 Esquema del dispositivo experimental



Figura 3.7 Fotografía del dispositivo.

El fluido de trabajo es una solución de CMC al 4%. La preparación de la solución acuosa del 4% de CMC se realiza con ayuda de una batidora, se mezcla el polvo de CMC y agua a temperatura ambiente, una vez que el CMC está incorporado se deja estabilizar la solución por más de ocho horas antes de su uso. Phino y Whitelaw [28], reportan los valores de K y n para diferentes concentraciones de CMC, Tabla 1.

Tabla 3.1. Ley de potencia, $\tau = K \dot{\gamma}^n$, parámetros y rango del esfuerzo cortante ($\dot{\gamma}$).

Solución en peso	K (Pa.s)	n	$\dot{\gamma}$ Rango (s^{-1})
0.4 % CMC	0.447	0.56	115 - 12 000
0.3 % CMC	0.184	0.64	140 - 12 000
0.2 % CMC	0.044	0.75	140 - 12 000
0.1 % CMC	0.0075	0.90	140 - 12 000

Además, encuentran que la degradación del fluido ocurre en proporción inversa a la concentración, lo que mostró que el CMC tiene una buena estabilidad con 6% de disminución de la viscosidad de una solución acuosa de 0.025 % en peso después de dos horas en un flujo turbulento de recirculación. En soluciones de CMC al 4% en peso después de más de seis horas de trabajo existe una disminución del 10% en la viscosidad y una degradación completa del fluido después de cuatro semanas.

Durante los experimentos se mantiene el valor del número de Grashof constante y se varía el número de Reynolds. Se trabajan con cinco valores diferentes de Grashof, donde se encontrarán cuatro curvas correspondientes a estos números y una curva adicional para la condición de una convección forzada pura, (ver Apéndice A, Fig. A.40, Nu_D Vs Re_D las cuatro primeras con un Grashof diferente.

El valor de la resistencia eléctrica que se emplea en los ensayos, se estima considerando una convección forzada para el valor más grande del número de Reynolds, $Re_D = 100$. A partir de la ecuación de Zhukauskas [2, pp. 347-358].

$$Nu_F = 0.683 Re_D^{0.466} Pr^{1/3} \quad \text{Ec. 3.1}$$

$$Nu_F = \frac{hD}{k}$$

Las propiedades se consideraron cercanas a las de agua y se evalúan con la temperatura de película

$$T_f = \frac{T_s - T_\infty}{2} \quad \text{Ec. 3.2}$$

Donde T_s es la temperatura de la superficie del cilindro y T_∞ es la temperatura de la corriente libre.

Por lo que la potencia máxima disipada por convección es de 18 W, por lo que se considera que una resistencia de 100 W @ 127 volts es adecuada para todo los experimentos.

DESARROLLO EXPERIMENTAL

En este trabajo se analizan cinco valores del número de Grashof y 15 valores para el número de Reynolds. Cada curva está integrada por 15 puntos experimentales y cada punto es repetido tres veces. Los experimentos comienzan con el llenado del dispositivo experimental con el fluido de trabajo, se deja reposar por un periodo de 3 horas para eliminar las burbujas de aire que se generan durante el llenado, ya que éstas pueden adherirse a la superficie del cilindro y afectar la transferencia de calor.

Posteriormente, se fija el gasto con ayuda de la válvula de compuerta colocada a la salida del sistema de acuerdo al valor del número de Reynolds deseado, el rango del número de Reynolds es de $5 \leq Re_D \leq 100$. El gasto se mide con el empleo de un vaso de precipitado y cronómetro. Después de fijar el gasto, se enciende el baño térmico para mantener la temperatura del fluido a la entrada de la celda a 14 °C, Simultáneamente se ministra corriente y voltaje la resistencia eléctrica, tanto el voltaje como la corriente se modifican constantemente hasta alcanzar la temperatura en la superficie del cilindro de acuerdo al número de Grashof deseado, el suministro de corriente y voltaje se hace a través de un transformador variable (VARIAC), el cual permite incrementar de manera precisa tanto el voltaje como la corriente. La temperatura de la superficie del cilindro se mide con ayuda de los termopares conectados al cilindro, Figura 3.3.

Una vez que la temperatura de la superficie del cilindro se mantiene constante se deja funcionar el equipo 40 minutos para garantizar las condiciones de estado permanente, se considera que se alcanza el estado permanente cuando el valor de la superficie del cilindro no varía con el tiempo. Después de este tiempo se toman lecturas de voltaje, corriente con un multímetro digital con una resolución de ± 0.1 V y se toma la temperatura de cada termopar con un termómetro digital marca FLUKE con una resolución de ± 0.1 °C.

El fluido que sale de la celda se recircula desde el depósito inferior hasta el tanque superior, con ayuda de una bomba la cual descarga el fluido directamente al filtro, Figura 3.7.

Se repetir la metodología para el siguiente número de Reynolds hasta terminar con todos los puntos experimentales correspondientes

Por otra parte para el estudio velocimetría de imágenes de partículas (PIV) el fluido de trabajo se siembra con trazadores, poliamida de 20µm éstas partículas son lo suficientemente pequeñas para seguir el flujo sin afectar los patrones de flujo (el grado en que las partículas siguen fielmente el flujo está representado por el número de Stokes, $Stk \gg 1$ [34]). El flujo fluido con partículas se ilumina (con luz LED) de modo que las partículas son visibles. El movimiento de las partículas se graba con una cámara de video digital convencional de 30 cuadros por segundo. Cada video de duración de 5 minutos se procesa mediante el software *video to picture*, que permite obtener

imágenes cada 1/30 segundo. Las imágenes obtenidas se analizan mediante el software libre JAVA-PIV. Los resultados se muestran en las Figuras 4.7-4.13.

RESULTADOS

Una propiedad importante del fluido de trabajo es el coeficiente de expansión volumétrica (β), este valor sirve para evaluar el número de Grashof, ya que para el fluido de trabajo no existen valores reportados, se procede a realizar las mediciones del coeficiente de expansión volumétrica en función de la temperatura. El dispositivo experimental consiste en un matraz graduado, con un tapón de hule, el cual tiene dos orificios en donde se colocan un tubo de vidrio y un termómetro. El matraz se llena con fluido de trabajo y se cierra con el tapón junto con el tubo de vidrio y el termómetro. El fluido asciende por el tubo de vidrio hasta una altura de equilibrio. Posteriormente, el matraz se coloca dentro del baño térmico y se incrementa la temperatura, se espera el tiempo necesario para que todo el fluido alcance una temperatura homogénea. La temperatura se verifica con ayuda del termómetro, una vez que la temperatura no cambia, aproximadamente 25 minutos, se mide el ascenso del fluido por el tubo de vidrio y se incrementa de nuevo la temperatura. Se realizaron nueve puntos experimentales y cada uno fue verificado cuatro veces, los resultados se muestra en la Fig. 4.1.

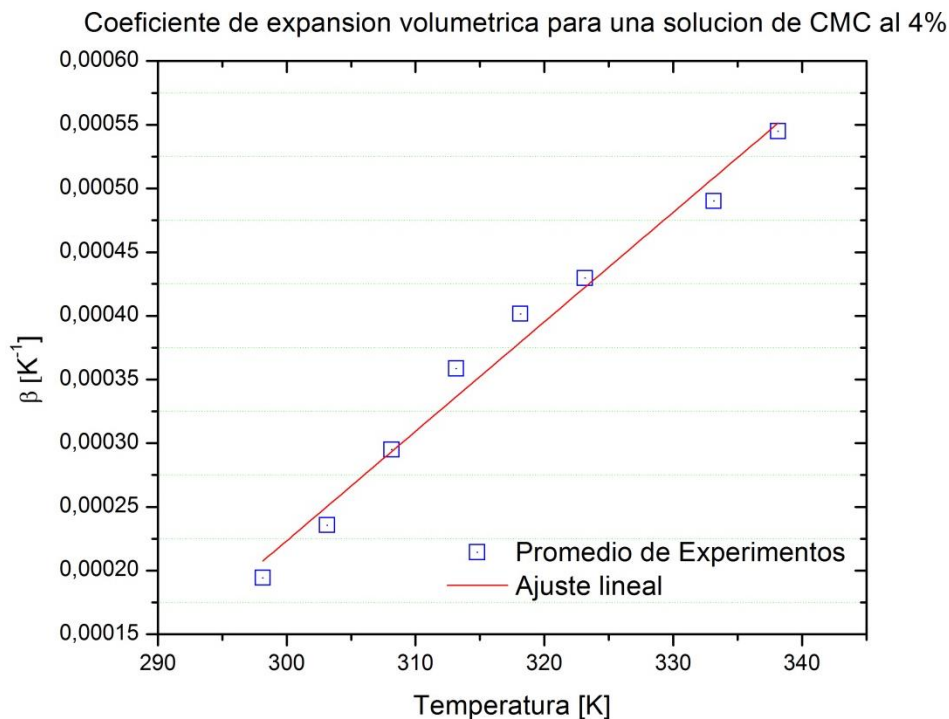


Figura 4.1 Resultado promedio y regresión lineal del coeficiente de expansión volumétrica para una solución de CMC al 4%.

Se analiza la gráfica promedio con una regresión lineal y de esa relación lineal se obtiene la siguiente ecuación $\beta = 9 \times 10^{-6} - 0.0024 [K^{-1}]$.

Por otra parte, se ha mencionado con anterioridad, que este trabajo estudia la convección mixta con un número de Richardson en el rango $(0.01 \leq Ri_D \leq 70)$, detalle completo de los resultados experimentales en el Apéndice A.

En la Fig. 4.2 tiene los parámetros Nu_D Vs Ri , donde se puede observar una convección puramente forzada en un rango del número de Richardson de $0.01 \leq Ri \leq 1$, y en el caso contrario la convección natural se presenta para un rango del número de Richardson de $10 \leq Ri_D$ donde se puede observar que la transferencia de calor continua aumentando conforme el número de Reynolds crece sin permanecer constante, y en el rango de $1 \leq Ri \leq 5$ se dan las condiciones para una convección mixta donde la transferencia de calor sufre una disminución significativa. La Fig. 4.2 muestra ecuaciones propuestas (4.1 a 4.6) para cada número de Grashof, las cuales describen el comportamiento del fluido con una buena fidelidad. Todas las curvas tienen un comportamiento semejante con el incremento del número de Richardson y que la tendencia general de las curvas es desplazarse hacia arriba con un incremento del número de Grashof.

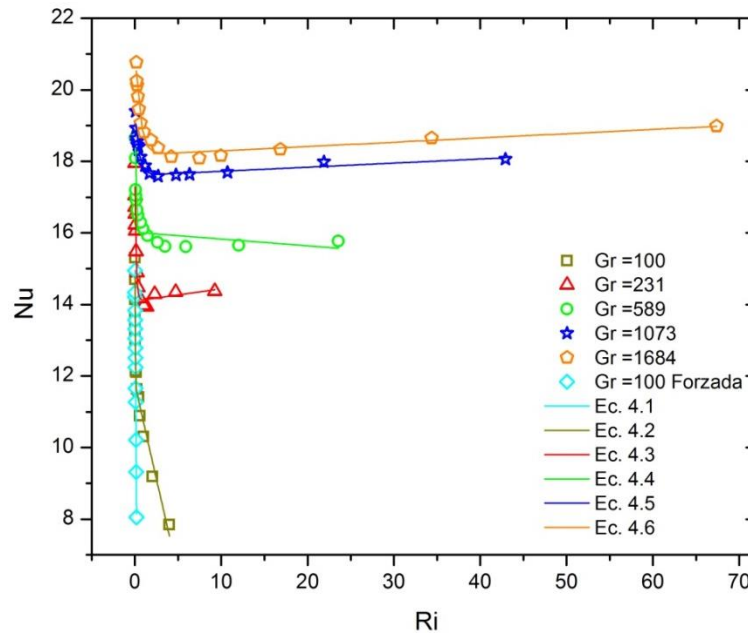


Figura 4.2

Ecuaciones para la Figura 4.2 de la forma Nu_D Vs Ri .

Gr = 100

$$Nu_D = 7.2843e^{\frac{-Ri}{0.1394}} + 8.0532 - 32.599Ri \quad \text{Ec. 4.1}$$

Gr = 231

$$Nu_D = 6.8494e^{\frac{-Ri}{0.2154}} + 7.8435 - 2.1040Ri \quad \text{Ec. 4.2}$$

Gr =589

$$Nu_D = 3.5883e^{\frac{-Ri}{0.1841}} + 13.941 - 0.1229Ri \quad \text{Ec. 4.3}$$

Gr =1073

$$Nu_D = 2.2204e^{\frac{-Ri}{0.469}} + 15.6153 - 0.0954Ri \quad \text{Ec. 4.4}$$

Gr =1684

$$Nu_D = 1.5270e^{\frac{-Ri}{0.6931}} + 17.5847 - 0.0102Ri \quad \text{Ec. 4.5}$$

Gr = 100 Forzada

$$Nu_D = 2.4242e^{\frac{-Ri}{1.0551}} + 18.0902 - 0.0012Ri \quad \text{Ec. 4.6}$$

En la Fig. 4.3 se usa el parámetro $Nu_D Vs Re_D$ donde el comportamiento del número de Nusselt está en función del número de Reynolds cuando el número de Grashof se mantiene constante. De esta figura podemos apreciar mejor la caída en la transferencia de calor correspondiente a una convección mixta para un rango del número de Reynolds $10 \leq Re_D \leq 20$. Tenemos presencia de la convección forzada para un rango de $21 \leq Re_D$ y por último la convección natural se presenta en un rango del número de Richardson $Re_D \leq 9$. Las ecuaciones (4.7 -4.11) se ajustan a cada número de Grashof para la representación con los parámetros $Nu_D Vs Re_D$, donde se observa una precisión buena entre los valores experimentales y las ecuaciones propuestas.

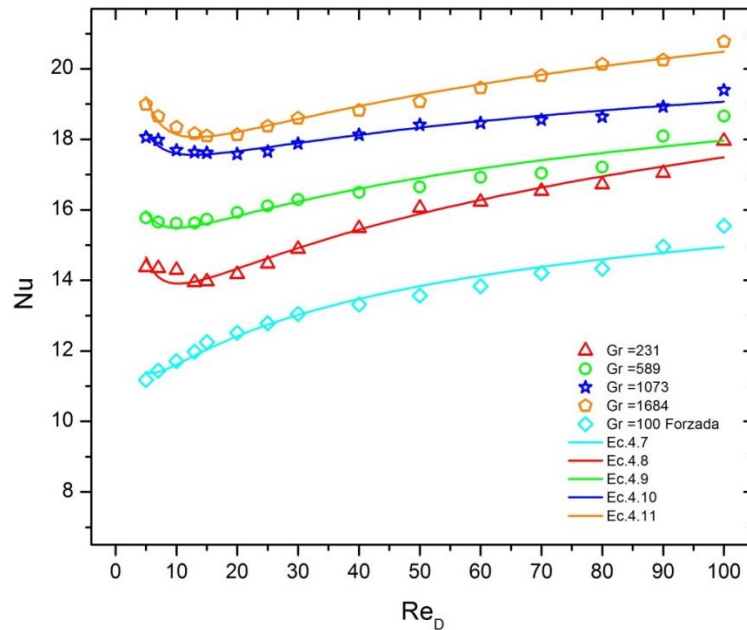


Figura 4.3

Ecuaciones para la Figura 4.3 de la forma Nu_D Vs Re_D .

Gr =100 Forzada

$$Nu_D = 20.2415Re_D^{-0.8849}Re_D^{0.5644} \quad \text{Ec. 4.7}$$

Gr =231

$$Nu_D = 34.1391Re_D^{-1.0475}Re_D^{0.4291} \quad \text{Ec. 4.8}$$

Gr =589

$$Nu_D = 27.0843Re_D^{-0.6605}Re_D^{0.4350} \quad \text{Ec. 4.9}$$

Gr =1073

$$Nu_D = 26.9487Re_D^{-0.4556}Re_D^{0.4350} \quad \text{Ec. 4.10}$$

Gr = 1684

$$Nu_D = 35.4929Re_D^{-0.7122}Re_D^{0.3880} \quad \text{Ec. 4.11}$$

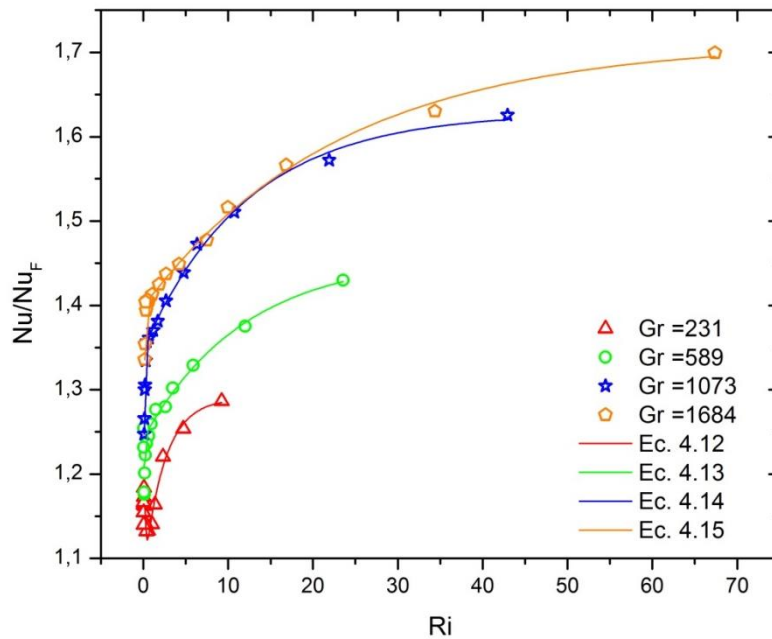


Figura 4.4

Las Fig. 4.4 usa los parámetros (Nu_D/Nu_F) Vs Ri , la finalidad de usar estos parámetros es para compactar todos los experimentos y proponer una ecuación generalizada lo cual no fue posible, ya

que como se observa en la figura solo se lograron compactar más las gráficas correspondientes a cada número de Grashof pero no fue lo suficiente para el objetivo inicial al usar estos parámetros en la Fig. 4.4, donde se puede apreciar que la convección forzada se presenta en el rango $0.01 \leq Ri \leq 1$, y la convección mixta en un rango de $1 \leq Ri \leq 5$, la cual ya no es posible distinguirla con claridad y la disminución en la transferencia de calor es apenas visible al compararla con las otras representaciones de la Figuras 4.2 y 4.3.

Ecuaciones para la Figura 4.4 de la forma $\left(Nu_D / Nu_F \right) Vs Ri$.

Gr =231

$$\left(Nu_D / Nu_F \right) = 6.9336 \left[\frac{0.9881}{1+10^{(-8.1727-Ri)0.1836}} + \frac{0.0119}{1+10^{(-5.9703(0.2821-Ri))}} \right] - 5.5620 \quad \text{Ec. 4.12}$$

Gr =589

$$\left(Nu_D / Nu_F \right) = 4.6651 \left[\frac{0.9925}{1+10^{(-34.2897-Ri)0.0384}} + \frac{0.0075}{1+10^{(0.3387-Ri)9.9185}} \right] - 3.2092 \quad \text{Ec. 4.13}$$

Gr =1073

$$\left(Nu_D / Nu_F \right) = 82.8181 \left[\frac{0.8682}{1+10^{(-67.5669-Ri)0.0356}} + \frac{0.1318}{1+10^{(-0.4323-Ri)3.7469}} \right] - 81.1897 \quad \text{Ec. 4.14}$$

Gr =1684

$$\left(Nu_D / Nu_F \right) = 52.5393 \left[\frac{0.9988}{1+10^{(-117.8015-Ri)0.0189}} + \frac{0.0012}{1+10^{(0.2105-Ri)163.0016}} \right] - 50.8273 \quad \text{Ec. 4.15}$$

La Fig. 4.5 es la comparación de un fluido Newtoniano en un rango semejante de trabajo del número de Richardson y condiciones semejantes al fluido no Newtoniano con $\Delta T = T_s - T_\infty = 30^\circ\text{C}$ y graficado con los parámetros $Nu_D Vs Ri$. Se observa que aun cuando es el mismo gradiente se los valores del número de Grashof diferentes entre el fluido de trabajo (CMC) y agua, donde se observa que cuando el índice de comportamiento "n" es menor al de un fluido Newtoniano cae la transferencia de calor y por este motivo se da la separación entre las curvas.

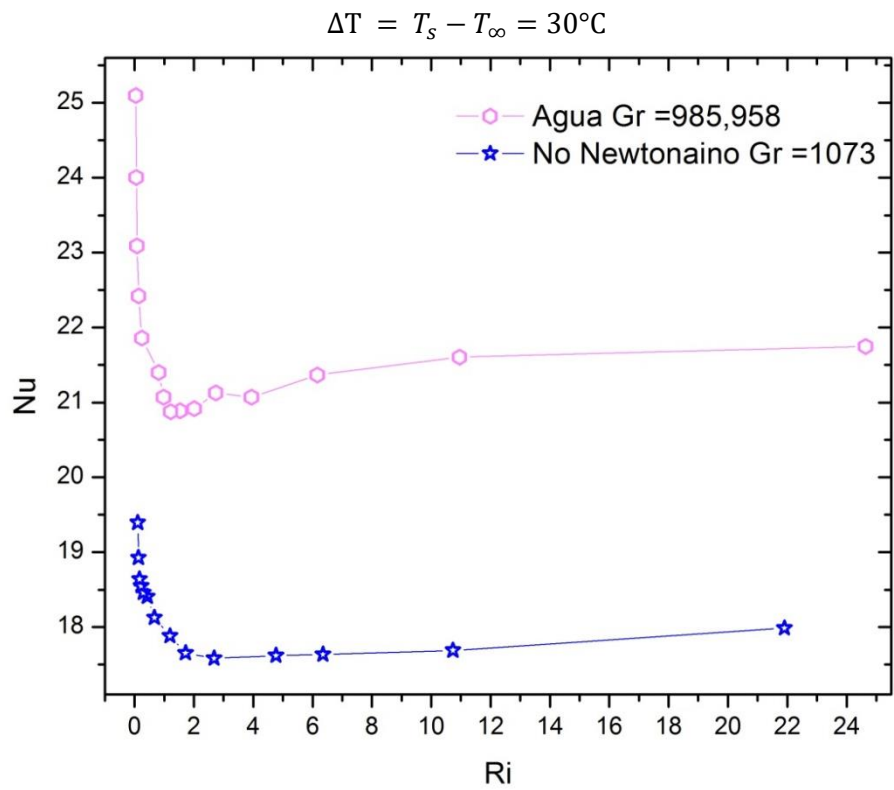


Figura 4.5 Comparación experimental de un fluido Newtoniano contra uno No Newtoniano.

ANÁLISIS MATEMÁTICO DE LOS RESULTADOS

Con ayuda del programa OriginPro 8, es posible analizar todos los experimentos realizados en esta tesis, de estos estudios mediante iteraciones se puede proponer una ecuación no lineal para fluidos no Newtonianos válida en el rango $0.01 \leq Ri_D \leq 70$ del número de Richardson, y con los siguientes números de Grashof 231, 589, 1073 y 1684, a partir de los dos parámetros para presentar los resultados Nu_D Vs Ri_D , Nu_D Vs Re_D , se logra proponer una ecuación que arroja un error no mayor al 12% para el rango del número de Grashof $231 \leq Gr_D \leq 1684$, ver Ec. 4.16. El número de Grashof de 100 que corresponde a una convección forzada la cual no presenta una convección mixta alrededor del cilindro de trabajo, la curva obtenida por este número de Grashof nos sirve para normalizar todas las curvas, la Ec. 4.17 representa el número de Nusselt forzado.

$$Nu_D = 13.9756Gr_D^{0.1193}Re_D^{-0.9432}Re_D^{-0.5186} \quad \text{Ec. 4.16}$$

$$Nu_F = 20.974Re_D^{-0.894}Re_D^{-0.5294} \quad \text{Ec. 4.17}$$

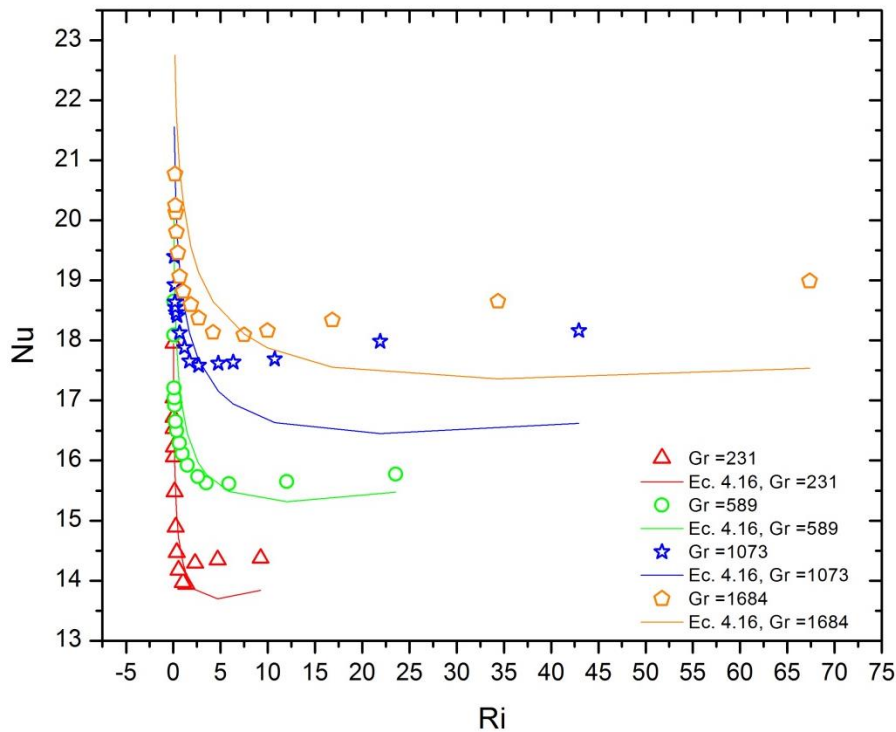


Figura 4.6 Comparación de experimentos contra la ecuación 4.16 propuesta.

La Ec. 4.18 fue obtenida al estudiar un fluido Newtoniano (agua) con un número de Grashof de 985,958 en un rango semejante de trabajo al número de Grashof 1073 del fluido no Newtoniano (CMC al 4%), Fig. 4.5 , válida para un rango del número de Richardson $0.1 \leq Ri_D \leq 25$.

$$Nu_D = 843.1645Re_D^{-1.565}Re_D^{-0.1565} \quad \text{Ec. 4.18}$$

ESTUDIO PIV

Un objetivo importante es conocer el comportamiento del campo de velocidades alrededor del cilindro experimental en presencia de una convección mixta y con un fluido no Newtoniano. Y a continuación se presentan dichos resultados de los patrones del flujo característico de la convección mixta.

En la Fig. 4.7 es posible distinguir cómo los efectos de una convección puramente natural actúa sobre el cilindro experimental, generando las fuerzas de flotación un flujo ascendente por la parte superior del fluido debido a la variación de densidades, donde el flujo más caliente asciende y el flujo frío desciende para ocupar el lugar.

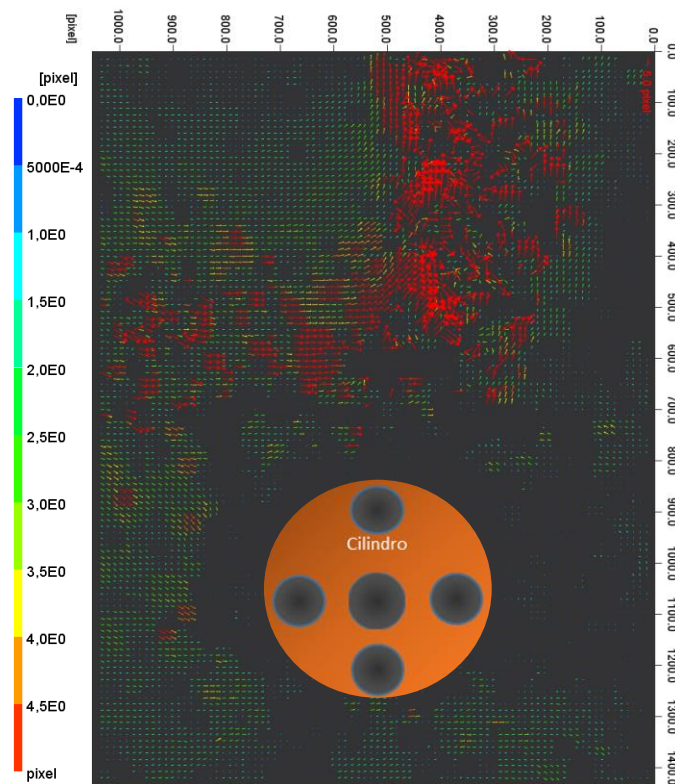


Figura 4.7 $Ri_D = 42.9$; $Re_D = 5$; $Gr_D = 1073$.

Para las condiciones aproximadas a un $Ri_D \geq 1$, Figuras 4.8-4.9, se observa como las fuerzas de flotación debidas a una convección mixta se presentan y se han desplazado a la parte superior del cilindro experimental y se comienza a presentar movimiento en la parte inferior del cilindro debido a la diferencia de densidades.

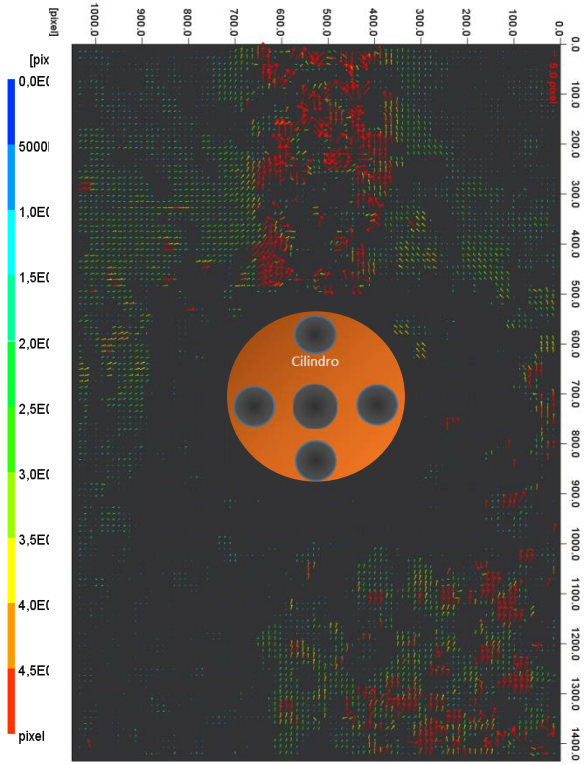


Figura 4.8 $Ri_D = 1.71$; $Re_D = 25$; $Gr_D = 1073$.

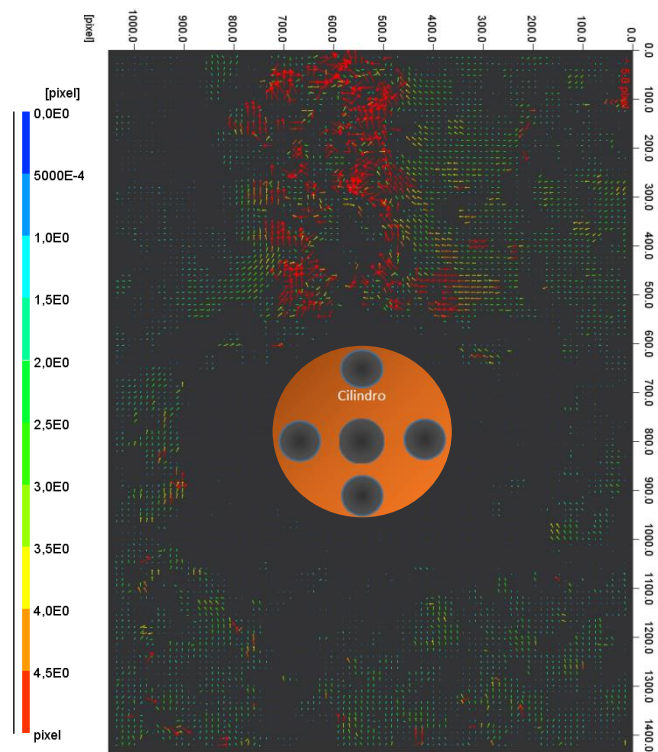


Figura 4.9 $Ri_D = 1.19$; $Re_D = 30$; $Gr_D = 1073$.

La convección mixta se presenta en las Figuras 4.10-4.11, donde las fuerzas de flotación y los efectos del flujo forzado se hacen presentes generando en las imágenes de PIV, una disminución en el movimiento de las partículas usadas como trazadores, donde corroboramos la caída de transferencia de calor en esta zona, ya que se está llevando a cabo en gran medida por conducción, es decir, partícula a partícula se transfieren calor.

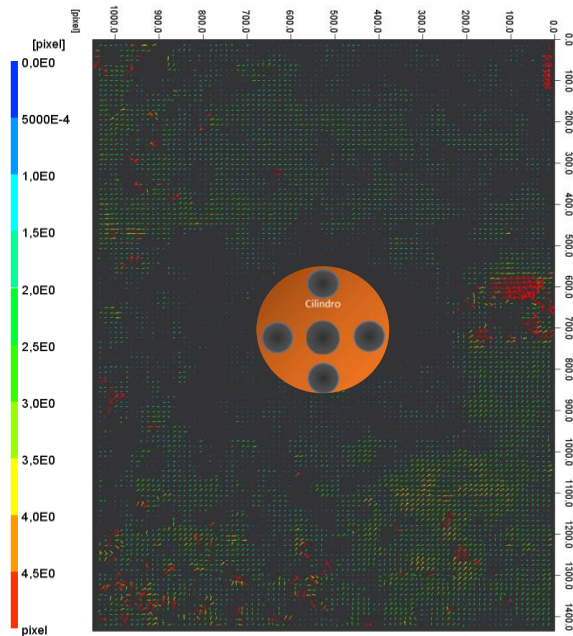


Figura 4.10 $Ri_D = 0.67$; $Re_D = 40$; $Gr_D = 1073$.

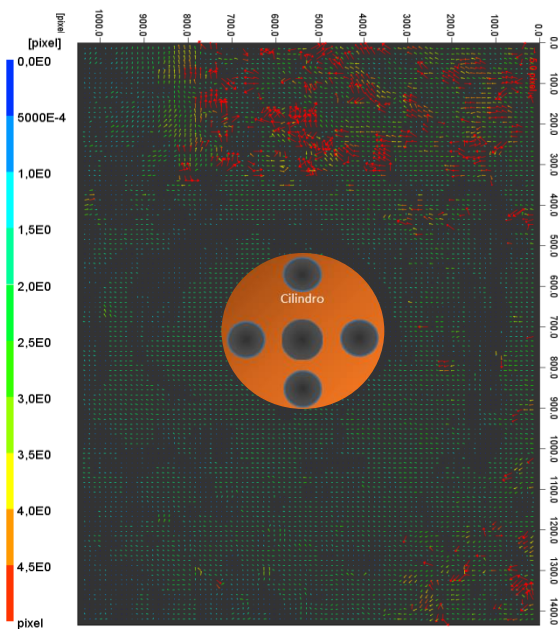


Figura 4.11 $Ri_D = 0.42$; $Re_D = 50$; $Gr_D = 1073$.

Para el caso de las Figuras 4.12-4.13, es evidente que la transferencia de calor es por convección forzada, ya que el sentido del flujo indica que las velocidades del flujo son grandes, indicando la salida de la celda de Hele-Shaw, estas imágenes nos indican el aumento de la transferencia de calor en términos del número de Nusselt.

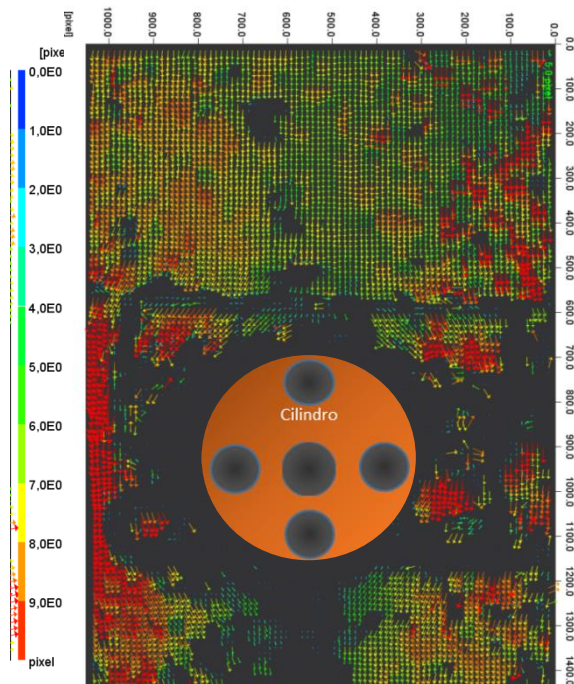


Figura 4.12 $Ri_D = 0.16$; $Re_D = 80$; $Gr_D = 1073$.

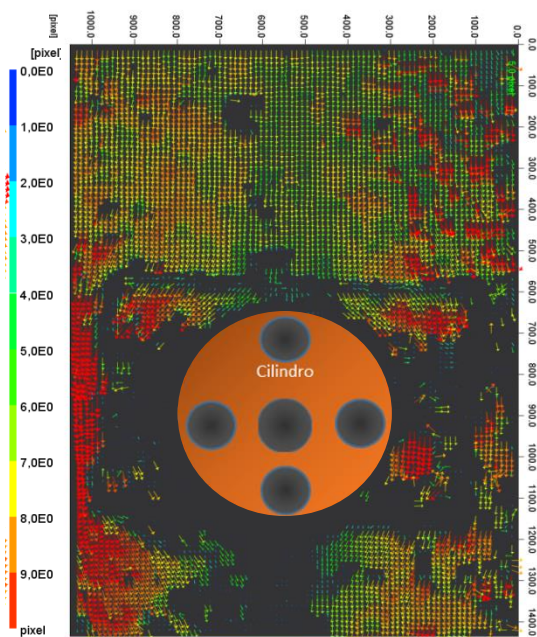


Figura 4.13 $Ri_D = 0.13$; $Re_D = 90$; $Gr_D = 1073$.

CONCLUSIÓN

En general el estudio de la transferencia de calor se realiza asumiendo una convección natural o una convección puramente forzada. Por este motivo es importante conocer la forma en que se afecta la transferencia de calor debido a la presencia tanto de las fuerzas de flotación (convección natural) como de las fuerzas inerciales (convección forzada).

El rango de estudio de éste trabajo permite tener las condiciones de convección natural, forzada y mixta.

A partir de los resultados experimentales obtenidos, es posible concluir lo siguiente:

- La transferencia de calor presenta un mínimo cuando el número de Richardson se encuentra en este rango $0.5 < Ri < 1.2$, lo cual corresponde a las condiciones de una convección mixta.
- Como resultado del incremento de la velocidad del flujo, $Re > 40$, la transferencia de calor se lleva a cabo mediante la convección forzada $Ri > 10$, donde se alcanzan los valores más altos para el número de Nusselt
- Sin embargo para valores pequeños del número de Reynolds $Re < 10$, la convección natural $Ri < 1$ rige la transferencia de calor.
- En un fluido no Newtoniano la transferencia de calor disminuye significativamente en comparación a un fluido Newtoniano para las mismas diferencias de temperatura, $\Delta T = T_s - T_\infty$.
- Con las ecuaciones propuestas para cada número de Grashof Gr_D , se logra describir la transferencia de calor con un error no mayor al 12%.
- En general la convección mixta no favorece a la transferencia de calor, ya que en comparación a la convección natural y forzada presenta los valores más pequeños del número de Nusselt
- El estudio de PIV permite conocer campo de velocidades alrededor del cilindro

COMENTARIOS

La dispersión de los puntos experimentales es la adecuada ya que no existe una dispersión significativa que evite unir los puntos sin perder información entre ellos como el proceso de transferencia de calor en las tres etapas de la convección. Con ello se logra proponer una ecuación analítica general aplicable en un rango de trabajo limitado.

En el estudio del campo de velocidades alrededor del cilindro (PIV), se logra ver una estela ascendente, debida a la diferencia de temperaturas en presencia de las condiciones de una convección natural; durante una convección mixta las fuerzas de flotación y las fuerzas del flujo forzado son de igual importancia, ocasionando en las visualizaciones un movimiento menor

alrededor del fluido debido a que la transferencia de calor disminuye, por último se observa en una convección puramente forzada cómo la dirección del flujo es predominante en un flujo de velocidad alto. En conclusión este estudio de PIV permitió valorar la importancia de los efectos viscosos sobre la transferencia de calor para el caso de un cilindro con un ambiente no Newtoniano.

Las condiciones a las que es expuesto el cilindro, sujeto a un flujo vertical de agua en un conducto de sección rectangular (celda de Hele-Shaw), con una relación definida como el cociente de la base entre la altura de la sección rectangular, relativamente bajo. Todo esto influyó de manera importante en el campo del flujo del fluido no Newtoniano y por consiguiente en la transferencia de calor, estas condiciones resultan ser más realistas a muchas aplicaciones de la ingeniería que haber considerado un medio infinito, como es posible encontrarlo en la literatura.

Reconocimiento

Edgar Ortega Tenorio

Por su valiosa participación como

Ponente

en el XXII Congreso Internacional de la SOMIM y XIV Congreso Internacional Iberomat, llevado a cabo los días 28, 29 y 30 de Septiembre de 2016. Sede: Instituto Tecnológico de Mérida, Mérida, Yucatán, MEXICO.

30 de Septiembre de 2016.



Dra. Magdalena Trujillo Barragán
Presidente SOMIM



APÉNDICES

APÉNDICE A

Análisis adimensional

El análisis dimensional es un método que permite reducir el número y la complejidad de las variables que interviene en la descripción de un fenómeno físico. Si un fenómeno físico depende de N variables dimensionales, el análisis dimensional se reduce a un problema de X variables adimensionales. Generalmente $N-X$ es igual al número de variables independientes (llamadas también dimensiones básicas o primarias) que aparecen en el problema [27]. En el estudio de la Mecánica de Fluidos y la transferencia de calor, las cuatro dimensiones que generalmente se toman como básicas son la masa (M), la longitud (L), el tiempo (T) y la temperatura (Θ), es decir el sistema $MLT\Theta$.

El análisis dimensional ayuda a planear el experimento, sugiriendo formas adimensionales de las ecuaciones que describen el comportamiento del fenómeno. Al contar con modelos matemáticos que están en función únicamente de parámetros adimensionales, por semejanza es posible generalizar un determinado fenómeno mediante el análisis dimensional, es posible separar las variables que deben ser consideradas de aquellas que conviene descartar. Para obtener los parámetros adimensionales hay que establecer todas las variables que intervienen en el fenómeno en cuestión y aplicar el teorema Π de Buckingham [27]. El método consiste en elegir un número definido de variables repetitivas de entre las variables consideradas y combinarlas con las restantes, mediante un sistema de ecuaciones los exponentes de cada variable que forma el grupo adimensional.

En el caso de la convección mixta son diez variables que afectan el desarrollo del fenómeno. Las dimensiones que van a considerar para el análisis dimensional son los siguientes:

Variable	Símbolo	Dimensión
Coefficiente de transferencia de calor por convección	h	$MT^{-3}\Theta^{-1}$
Viscosidad dinámica	μ	$ML^{-1}T^{-1}$
Velocidad del flujo	V	LT^{-1}
Diámetro del cilindro	D	L
Coefficiente de expansión volumétrica	β	Θ^{-1}
Diferencia de la temperatura de superficie del cilindro y la temperatura de corriente libre	$\Delta T = (T_s - T_\infty)$	Θ
Gravedad	g	LT^{-2}
Capacidad térmica específica a presión constante	C_p	$L^2T^{-2}\Theta^{-1}$
Densidad	ρ	ML^{-3}
Conductividad térmica	k_c	$MLT^{-3}\Theta^{-1}$

Estas variables se relacionan por medio de una función para representarlas matemáticamente de la siguiente forma:

$$h = f(\mu, V, D, \beta, \Delta T, g, Cp, \rho, kc) \quad \text{Ec. A.1}$$

Como se puede observar, el análisis dimensional del fenómeno involucra diez variables y las dimensiones de las variables se agrupan en cuatro MLT Θ . Por lo tanto, los grupos adimensionales a obtener son seis. Las variables repetitivas o variables base que se consideran son cuatro:

- 1º. El diámetro del cilindro, D .
- 2º. La viscosidad dinámica, μ .
- 3º. La conductividad térmica, kc .
- 4º. La densidad, ρ .

De tal manera que los parámetros adimensionales son:

$$\text{Número de Reynolds} \quad \Pi_1 = \frac{\rho V D}{\mu} = Re_D \quad \text{Ec. A. 2}$$

$$\Pi_2 = \frac{\beta \mu^3}{D^2 k_c \rho^2} \quad \text{Ec. A.3}$$

$$\Pi_3 = \frac{g \rho^2 D^3}{\mu^2} \quad \text{Ec. A.4}$$

$$\Pi_4 = \frac{D^2 \rho^2 k_c \Delta T}{\mu^3} \quad \text{Ec. A.5}$$

$$\text{Número de Prandtl} \quad \Pi_5 = \frac{\mu Cp}{k_c} = Pr \quad \text{Ec. A.6}$$

$$\text{Número de Nusselt} \quad \Pi_6 = \frac{hD}{k_c} = Nu_D \quad \text{Ec. A.7}$$

El parámetro relativo a las fuerzas de flotación es altamente dependiente del coeficiente de expansión volumétrica, de la aceleración de la gravedad y de la diferencia de temperaturas entre la superficie y la corriente libre. Estas tres variables de temperaturas aparecen en los números adimensionales Π_2, Π_3, Π_4 . Por lo que resulta conveniente multiplicar estos tres números adimensionales para obtener un número que represente las fuerzas de flotación.

$$\Pi_2 * \Pi_3 * \Pi_4 = \frac{g \beta \Delta T D^3}{\nu^2} = Gr_D \quad \text{Número de Grashof} \quad \text{Ec. A.8}$$

Por medio del análisis adimensional podemos decir que el número de Nusselt está en función de los siguientes parámetros adimensionales: $Nu_D = f(Re_D, Gr_D, Pr)$.

Para realizar los experimentos es de gran importancia el haber elegido entre los parámetros adimensionales cuales se han de considerar independientes y los que se han de considerar dependientes de la variación de los primeros. Los números de Reynolds y Grashof son los parámetros independientes, ya que estos números no representan dificultad en su variación, en cambio el número de Prandtl está en función de la temperatura de película, la cual está ligada con el número de Grashof.

A partir de los resultados, es posible observar cómo cambia la razón de transferencia de calor con el incremento de la velocidad del flujo forzado, desde la zona de convección natural hasta la zona en la que el flujo forzado es tan alto que puede ser considerada como una convección forzada.

El rango de trabajo para el número de Reynolds es $5 \leq Re_D \leq 100$ y los números seleccionados para el número de Grashof son: 100, 231, 589, 1073 y 1684. Los resultados de los experimentos son graficados con los siguientes parámetros: Nu_D Vs Ri_D , Nu_D Vs Re_D y (Nu_D/Nu_F) Vs Ri_D , ver Apéndice A en la sección de Gráficas.

Experimentos para el cálculo del coeficiente de expansión volumétrica β .

Experimento 1				
T [°C]	T [K]	Volumen [ml]	ρ [kg/m ³]	β [K ⁻¹]
20	293.15	90	1,046.1111	
25	298.15	90.0375	1,045.6754	0.000083296506
30	303.15	90.1625	1,044.2257	0.000180229041
35	308.15	90.3250	1,042.3471	0.000239873821
40	313.15	90.5750	1,039.4701	0.000317415999

Experimento 2				
T [°C]	T [K]	Volumen [ml]	ρ [kg/m ³]	β [K ⁻¹]
20	293.15	90	1,040.0000	
25	298.15	90.1250	1,038.5576	0.000277384615
30	303.15	90.2500	1,037.1191	0.000277008269
35	308.15	90.4000	1,035.3982	0.000294985256
40	313.15	90.5625	1,033.5404	0.000310559135
55	328.15	91.2875	1,025.3321	0.000402964286

Experimento 3				
T [°C]	T [K]	Volumen [ml]	ρ [kg/m ³]	β [K ⁻¹]
20	293.15	90	1,033.8889	
25	298.15	90.0625	1,033.1714	0.000138794410
30	303.15	90.1125	1,032.5981	0.000124845136
35	308.15	90.1625	1,032.0255	0.000120154109
40	313.15	90.3375	1,030.0263	0.000186800052
45	318.15	90.4875	1,028.3188	0.000215499751
50	323.15	90.6875	1,026.0510	0.000252699653

Experimento 4				
T [°C]	T [K]	Volumen [ml]	ρ [kg/m ³]	β [K ⁻¹]
20	293.15	90	1,016.1111	
25	298.15	90.0875	1,015.1242	0.000194250412
30	303.15	90.2125	1,013.7176	0.000235554951
35	308.15	90.40	1,011.6150	0.000294987428
40	313.15	90.65	1,008.8252	0.000358518867
45	318.15	90.9125	1,005.9123	0.000401483657
50	323.15	91.1750	1,003.0162	0.000429576385
60	333.15	91.8000	996.1874	0.000490194921
65	338.15	92.2625	991.1936	0.000544942379

ρ [kg/m ³]	Promedio	Máx.
Experimento 4	1,006.8558	1,016.1111
Experimento 3	1,030.8686	1,033.8889
Experimento 2	1,034.9912	1,040.0000
Experimento 1	1,043.5659	1,046.1111

Promedio Experimentos	1029.070383	1046.1111
	1,034.0278	Promedio Máx.

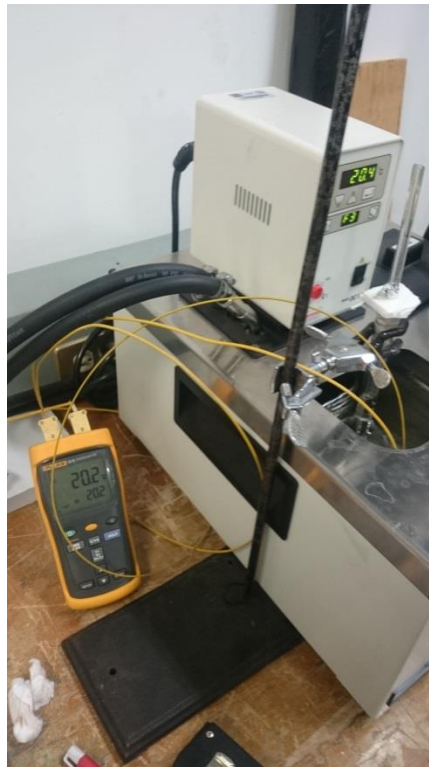


Figura A.2 Foto tomada durante el desarrollo del experimento 4.

$$\frac{Gr}{Re^2} \begin{cases} > 1 \text{ Natural} \\ \approx 1 \text{ Mixta} \\ \ll 1 \text{ Forzada} \end{cases}$$

	Curva 1	Curva 2	Curva 3	Curva 4	Curva 5
	$\Delta T [^{\circ}C]$				
	5	10	20	30	40
	Gr				
	99.696	231.059	588.783	1073.173	1684.229
Re	Gr/Re^2				
5	3.9879	9.2424	23.5513	42.9269	67.3691
7	2.0346	4.7155	12.0160	21.9015	34.3720
10	0.9970	2.3106	5.8878	10.7317	16.8423
13	0.5899	1.3672	3.4839	6.3501	9.9659
15	0.4431	1.0269	2.6168	4.7697	7.4855
20	0.2492	0.5776	1.4720	2.6829	4.2106
25	0.1595	0.3697	0.9421	1.7171	2.6948
30	0.1108	0.2567	0.6542	1.1924	1.8714
40	0.0623	0.1444	0.3680	0.6707	1.0526
50	0.0399	0.0924	0.2355	0.5300	0.6737
60	0.0277	0.0642	0.1636	0.2981	0.4678
70	0.0203	0.0472	0.1202	0.2190	0.3437
80	0.0156	0.0361	0.0920	0.1677	0.2632
90	0.0123	0.0285	0.0727	0.1325	0.2079
100	0.0100	0.0231	0.0589	0.1073	0.1684

Solución acuosa de CMC al 4% en agua.

EXPERIMENTOS DE CONVECCIÓN MIXTA

Curva 1 $\Delta T = 5 \text{ }^\circ\text{C}$

Experimento 1

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	19.450	18.70	0.1059	1.9812	3.98785	8.0861
7	0.3182	19.400	20.50	0.1161	2.3810	2.03462	9.8168
10	0.4076	19.375	21.10	0.1195	2.5224	0.99696	10.4532
13	0.4890	19.400	21.80	0.1235	2.6926	0.58992	11.1014
15	0.5401	19.300	22.10	0.1252	2.7672	0.44309	11.6467
20	0.6596	19.425	22.70	0.1286	2.9195	0.24924	11.9758
25	0.7701	19.350	23.10	0.1309	3.0233	0.15951	12.5934
30	0.8741	19.350	23.40	0.1326	3.1023	0.11077	12.9226
40	1.0673	19.350	23.80	0.1348	3.2093	0.06231	13.3682
50	1.2463	19.400	24.10	0.1365	3.2907	0.03988	13.5674
60	1.4145	19.425	24.40	0.1382	3.3731	0.02769	13.8367
70	1.5743	19.375	24.60	0.1394	3.4287	0.02035	14.2087
80	1.7273	19.450	24.90	0.1411	3.5128	0.01558	14.3368
90	1.8745	19.400	25.30	0.1433	3.6266	0.01231	14.9522
100	2.0168	19.400	25.80	0.1462	3.7713	0.00997	15.5490

Experimento 2

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	19.325	17.90	0.1014	1.8154	3.98785	7.6010
7	0.3182	19.425	19.20	0.1088	2.0886	2.03462	8.5675
10	0.4076	19.325	20.70	0.1173	2.4277	0.99696	10.1649
13	0.4890	19.275	21.10	0.1195	2.5224	0.58992	10.6721
15	0.5401	19.375	21.80	0.1235	2.6926	0.44309	11.1583
20	0.6596	19.500	22.20	0.1258	2.7923	0.24924	11.2822
25	0.7701	19.400	22.30	0.1263	2.8175	0.15951	11.6164
30	0.8741	19.375	22.00	0.1246	2.7422	0.11077	11.3640
40	1.0673	19.475	23.20	0.1314	3.0495	0.06231	12.3835
50	1.2463	19.375	23.40	0.1326	3.1023	0.03988	12.8563
60	1.4145	19.425	23.50	0.1331	3.1289	0.02769	12.8348
70	1.5743	19.350	23.70	0.1343	3.1824	0.02035	13.2561
80	1.7273	19.350	24.30	0.1377	3.3456	0.01558	13.9357
90	1.8745	19.375	24.80	0.1405	3.4846	0.01231	14.4407
100	2.0168	19.400	25.40	0.1439	3.6553	0.00997	15.0706

Promedio

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	19.39	18.30	0.1037	1.8983	3.98785	7.8435
7	0.3182	19.41	19.85	0.1125	2.2348	2.03462	9.1922
10	0.4076	19.35	20.90	0.1184	2.4751	0.99696	10.3091
13	0.4890	19.34	21.45	0.1215	2.6075	0.58992	10.8867
15	0.5401	19.34	21.95	0.1244	2.7299	0.44309	11.4025
20	0.6596	19.46	22.45	0.1272	2.8559	0.24924	11.6290
25	0.7701	19.38	22.70	0.1286	2.9204	0.15951	12.1049
30	0.8741	19.36	22.70	0.1286	2.9223	0.11077	12.1433
40	1.0673	19.41	23.50	0.1331	3.1294	0.06231	12.8758
50	1.2463	19.39	23.75	0.1346	3.1965	0.03988	13.2119
60	1.4145	19.43	23.95	0.1357	3.2510	0.02769	13.3358
70	1.5743	19.36	24.15	0.1368	3.3055	0.02035	13.7324
80	1.7273	19.40	24.60	0.1394	3.4292	0.01558	14.1363
90	1.8745	19.39	25.05	0.1419	3.5556	0.01231	14.6964
100	2.0168	19.40	25.60	0.1450	3.7133	0.00997	15.3098

Curva 2 $\Delta T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

Experimento 1

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^{\circ}\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	22.100	31.20	0.1768	5.5152	9.2424	13.9277
7	0.3182	23.003	31.06	0.1760	5.4676	4.7155	13.8073
10	0.4076	24.100	30.90	0.1751	5.4097	2.3106	13.6611
13	0.4890	23.900	30.20	0.1711	5.1672	1.3672	13.0488
15	0.5401	23.967	30.30	0.1717	5.2016	1.0269	13.1357
20	0.6596	24.000	30.40	0.1722	5.2360	0.5776	13.2226
25	0.7701	24.167	30.50	0.1728	5.2705	0.3697	13.3097
30	0.8741	23.333	30.70	0.1739	5.3399	0.2567	13.4849
40	1.0673	24.333	32.00	0.1813	5.8017	0.1444	14.6511
50	1.2463	24.733	33.30	0.1887	6.2827	0.0924	15.8657
60	1.4145	24.867	33.40	0.1892	6.3205	0.0642	15.9611
70	1.5743	24.933	33.60	0.1904	6.3964	0.0472	16.1528
80	1.7273	24.933	33.80	0.1915	6.4727	0.0361	16.3457
90	1.8745	24.867	33.90	0.1921	6.5111	0.0285	16.4425
100	2.0168	25.133	34.20	0.1938	6.6269	0.0231	16.7348

Experimento 2

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^{\circ}\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	25.233	36.40	0.2062	7.5069	9.2424	14.8199
7	0.3182	25.298	36.60	0.2073	7.5880	4.7155	14.8849
10	0.4076	25.333	36.70	0.2079	7.6311	2.3106	14.9194
13	0.4890	25.160	36.30	0.2058	7.4793	1.3672	14.8332
15	0.5401	25.133	36.20	0.2051	7.4246	1.0269	14.8021
20	0.6596	25.133	36.60	0.2074	7.5896	0.5776	15.1311
25	0.7701	25.133	37.20	0.2108	7.8405	0.3697	15.6312
30	0.8741	25.033	37.80	0.2142	8.0954	0.2567	16.3004
40	1.0673	25.133	38.00	0.2153	8.1813	0.1444	16.3108
50	1.2463	25.167	38.00	0.2153	8.1813	0.0924	16.2573
60	1.4145	25.233	38.40	0.2176	8.3544	0.0642	16.4932
70	1.5743	25.133	38.70	0.2193	8.4855	0.0472	16.9172
80	1.7273	25.233	39.10	0.2215	8.6618	0.0361	17.1000
90	1.8745	24.967	39.20	0.2221	8.7062	0.0285	17.6474
100	2.0168	25.133	41.20	0.2334	9.6172	0.0231	19.1735

Experimento 3

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	24.400	33.50	0.1898	6.3584	9.2424	12.9752
7	0.3182	24.467	30.80	0.1745	5.3747	4.7155	12.8247
10	0.4076	24.467	31.00	0.1756	5.4448	2.3106	12.9918
13	0.4890	24.433	31.70	0.1796	5.6934	1.3672	13.6389
15	0.5401	24.467	31.90	0.1807	5.7655	1.0269	13.7571
20	0.6596	24.500	32.70	0.1853	6.0583	0.5776	14.3991
25	0.7701	24.433	32.70	0.1853	6.0583	0.3697	14.5129
30	0.8741	24.433	32.80	0.1858	6.0954	0.2567	14.6018
40	1.0673	24.433	32.80	0.1858	6.0954	0.1444	14.6018
50	1.2463	24.433	32.90	0.1864	6.1326	0.0924	14.6910
60	1.4145	24.267	32.90	0.1864	6.1326	0.0642	14.9872
70	1.5743	24.233	33.00	0.1870	6.1700	0.0472	15.1395
80	1.7273	24.333	33.10	0.1875	6.2074	0.0361	15.0486
90	1.8745	24.467	33.20	0.1881	6.2450	0.0285	14.9013
100	2.0168	24.433	34.40	0.1949	6.7046	0.0231	16.0612

Promedio

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	23.67	33.80	0.1915	6.5111	9.2424	14.3738
7	0.3182	24.15	33.83	0.1917	6.5278	4.7155	14.3461
10	0.4076	24.72	33.80	0.1915	6.5204	2.3106	14.2903
13	0.4890	24.53	33.25	0.1885	6.3233	1.3672	13.9410
15	0.5401	24.55	33.25	0.1884	6.3131	1.0269	13.9689
20	0.6596	24.57	33.50	0.1898	6.4128	0.5776	14.1769
25	0.7701	24.65	33.85	0.1918	6.5555	0.3697	14.4705
30	0.8741	24.18	34.25	0.1941	6.7177	0.2567	14.8927
40	1.0673	24.73	35.00	0.1983	6.9915	0.1444	15.4810
50	1.2463	24.95	35.65	0.2020	7.2320	0.0924	16.0615
60	1.4145	25.05	35.90	0.2034	7.3375	0.0642	16.2272
70	1.5743	25.03	36.15	0.2049	7.4410	0.0472	16.5350
80	1.7273	25.08	36.45	0.2065	7.5673	0.0361	16.7229
90	1.8745	24.92	36.55	0.2071	7.6087	0.0285	17.0450
100	2.0168	25.13	37.70	0.2136	8.1221	0.0231	17.9542

Curva 3 $\Delta T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Experimento 1

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^{\circ}\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	34.400	52.70	0.2986	15.7354	23.5513	15.9745
7	0.3182	34.400	52.30	0.2963	15.4974	12.0160	15.7329
10	0.4076	34.467	52.10	0.2952	15.3791	5.8878	15.5607
13	0.4890	34.500	52.20	0.2958	15.4382	3.4839	15.5945
15	0.5401	34.400	52.20	0.2958	15.4382	2.6168	15.6728
20	0.6596	34.400	52.70	0.2986	15.7354	1.4720	15.9745
25	0.7701	34.400	52.90	0.2997	15.8550	0.9421	16.0960
30	0.8741	34.433	53.20	0.3014	16.0354	0.6542	16.2518
40	1.0673	34.400	53.50	0.3031	16.2167	0.3680	16.4632
50	1.2463	34.400	53.70	0.3042	16.3382	0.2355	16.5865
60	1.4145	34.433	53.80	0.3048	16.3991	0.1636	16.6205
70	1.5743	34.400	53.90	0.3054	16.4601	0.1202	16.7103
80	1.7273	34.400	54.20	0.3071	16.6439	0.0920	16.8968
90	1.8745	34.400	57.10	0.3235	18.4726	0.0727	18.7533
100	2.0168	34.400	57.70	0.3269	18.8628	0.0589	19.1495

Experimento 2

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^{\circ}\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	34.400	52.40	0.2969	15.5567	23.5513	15.7932
7	0.3182	34.400	52.10	0.2952	15.3791	12.0160	15.6128
10	0.4076	34.400	52.00	0.2946	15.3201	5.8878	15.5010
13	0.4890	34.400	52.10	0.2952	15.3791	3.4839	15.5348
15	0.5401	34.400	52.20	0.2958	15.4382	2.6168	15.6728
20	0.6596	34.400	52.40	0.2969	15.5567	1.4720	15.7932
25	0.7701	34.400	52.60	0.2980	15.6757	0.9421	15.9139
30	0.8741	34.400	52.90	0.2997	15.8550	0.6542	16.0691
40	1.0673	34.400	53.10	0.3008	15.9751	0.3680	16.2179
50	1.2463	34.400	53.40	0.3025	16.1561	0.2355	16.4017
60	1.4145	34.433	53.90	0.3054	16.4601	0.1636	16.6823
70	1.5743	34.400	54.20	0.3071	16.6439	0.1202	16.8968
80	1.7273	34.400	54.40	0.3082	16.7669	0.0920	17.0217
90	1.8745	34.433	54.50	0.3088	16.8286	0.0727	17.0844
100	2.0168	34.433	54.80	0.3105	17.0144	0.0589	17.2730

Experimento 3

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	34.400	52.00	0.2946	15.3201	23.5513	15.5530
7	0.3182	34.400	52.10	0.2952	15.3791	12.0160	15.6128
10	0.4076	34.400	52.30	0.2963	15.4974	5.8878	15.6804
13	0.4890	34.400	52.20	0.2958	15.4382	3.4839	15.5945
15	0.5401	34.400	52.50	0.2975	15.6161	2.6168	15.8535
20	0.6596	34.433	52.80	0.2992	15.7951	1.4720	16.0352
25	0.7701	34.400	53.30	0.3020	16.0957	0.9421	16.3403
30	0.8741	34.400	53.60	0.3037	16.2774	0.6542	16.4972
40	1.0673	34.433	54.10	0.3065	16.5825	0.3680	16.8345
50	1.2463	34.400	54.30	0.3076	16.7053	0.2355	16.9592
60	1.4145	34.400	55.10	0.3122	17.2012	0.1636	17.4334
70	1.5743	34.400	55.20	0.3127	17.2637	0.1202	17.5261
80	1.7273	34.400	55.50	0.3144	17.4518	0.0920	17.7171
90	1.8745	34.400	56.70	0.3212	18.2147	0.0727	18.4915
100	2.0168	34.400	58.40	0.3309	19.3233	0.0589	19.6170

Promedio

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	34.40	52.37	0.2967	15.5369	23.5513	15.7731
7	0.3182	34.40	52.17	0.2956	15.4185	12.0160	15.6528
10	0.4076	34.42	52.13	0.2954	15.3988	5.8878	15.6154
13	0.4890	34.43	52.17	0.2956	15.4185	3.4839	15.6266
15	0.5401	34.40	52.30	0.2963	15.4974	2.6168	15.7329
20	0.6596	34.41	52.63	0.2982	15.6956	1.4720	15.9252
25	0.7701	34.40	52.93	0.2999	15.8750	0.9421	16.1163
30	0.8741	34.41	53.23	0.3016	16.0555	0.6542	16.2904
40	1.0673	34.41	53.57	0.3035	16.2572	0.3680	16.4950
50	1.2463	34.40	53.80	0.3048	16.3991	0.2355	16.6483
60	1.4145	34.42	54.27	0.3075	16.6848	0.1636	16.9195
70	1.5743	34.40	54.43	0.3084	16.7875	0.1202	17.0426
80	1.7273	34.40	54.70	0.3099	16.9524	0.0920	17.2100
90	1.8745	34.41	56.10	0.3178	17.8312	0.0727	18.0921
100	2.0168	34.41	56.97	0.3228	18.3864	0.0589	18.6554

Curva 4 $\Delta T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Experimento 1

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	44.333	67.50	0.3824	25.8144	42.9269	17.4810
7	0.3182	44.333	67.30	0.3813	25.6617	21.9015	17.3775
10	0.4076	44.333	66.00	0.3739	24.6799	10.7317	16.7127
13	0.4890	44.333	66.00	0.3739	24.6799	6.3501	16.7127
15	0.5401	44.333	66.10	0.3745	24.7547	4.7697	16.7633
20	0.6596	44.333	66.20	0.3751	24.8297	2.6829	16.8141
25	0.7701	44.333	66.50	0.3768	25.0552	1.7171	16.9668
30	0.8741	44.333	67.50	0.3824	25.8144	1.1924	17.4810
40	1.0673	44.333	68.50	0.3881	26.5850	0.6707	18.0027
50	1.2463	44.333	68.60	0.3887	26.6627	0.4293	18.0553
60	1.4145	44.333	68.70	0.3892	26.7405	0.2981	18.1080
70	1.5743	44.333	68.80	0.3898	26.8184	0.2190	18.1608
80	1.7273	44.333	68.90	0.3904	26.8964	0.1677	18.2136
90	1.8745	44.333	69.70	0.3949	27.5246	0.1325	18.6390
100	2.0168	44.333	70.40	0.3989	28.0802	0.1073	19.0153

Experimento 2

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	44.500	69.20	0.3921	27.1311	42.9269	18.3726
7	0.3182	44.500	69.00	0.3909	26.9745	21.9015	18.2665
10	0.4076	44.500	68.90	0.3904	26.8964	10.7317	18.2136
13	0.4890	44.500	68.60	0.3887	26.6627	6.3501	18.0553
15	0.5401	44.500	68.60	0.3887	26.6627	4.7697	18.0553
20	0.6596	44.500	68.50	0.3881	26.5850	2.6829	18.0027
25	0.7701	44.500	68.50	0.3881	26.5850	1.7171	18.0027
30	0.8741	44.500	68.70	0.3892	26.7405	1.1924	18.1080
40	1.0673	44.500	68.80	0.3898	26.8184	0.6707	18.1608
50	1.2463	44.500	69.90	0.3960	27.6828	0.4293	18.7461
60	1.4145	44.500	70.00	0.3966	27.7620	0.2981	18.7998
70	1.5743	44.500	70.20	0.3977	27.9209	0.2190	18.9074
80	1.7273	44.500	70.50	0.3994	28.1601	0.1677	19.0694
90	1.8745	44.500	70.60	0.4000	28.2400	0.1325	19.1235
100	2.0168	44.500	71.00	0.4023	28.5609	0.1073	19.3408

Experimento 3

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	44.367	69.70	0.3949	27.5246	42.9269	18.6390
7	0.3182	44.333	69.10	0.3915	27.0527	21.9015	18.3195
10	0.4076	44.367	68.80	0.3898	26.8184	10.7317	18.1608
13	0.4890	44.367	68.80	0.3898	26.8184	6.3501	18.1608
15	0.5401	44.300	68.60	0.3887	26.6627	4.7697	18.0553
20	0.6596	44.333	68.40	0.3875	26.5074	2.6829	17.9502
25	0.7701	44.333	68.50	0.3881	26.5850	1.7171	18.0027
30	0.8741	44.333	68.60	0.3887	26.6627	1.1924	18.0553
40	1.0673	44.333	68.90	0.3904	26.8964	0.6707	18.2136
50	1.2463	44.333	69.30	0.3926	27.2096	0.4293	18.4257
60	1.4145	44.300	69.40	0.3932	27.2882	0.2981	18.4789
70	1.5743	44.300	69.60	0.3943	27.4457	0.2190	18.5856
80	1.7273	44.300	69.70	0.3949	27.5246	0.1677	18.6390
90	1.8745	44.333	70.40	0.3989	28.0802	0.1325	19.0153
100	2.0168	44.333	71.90	0.4074	29.2896	0.1073	19.8342

Promedio

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	44.35	68.80	0.3898	26.8184	42.9269	18.1608
7	0.3182	44.33	68.47	0.3879	26.5591	21.9015	17.9852
10	0.4076	44.35	67.90	0.3847	26.1213	10.7317	17.6888
13	0.4890	44.35	67.80	0.3841	26.0444	6.3501	17.6367
15	0.5401	44.32	67.77	0.3839	26.0188	4.7697	17.6194
20	0.6596	44.33	67.70	0.3836	25.9676	2.6829	17.5847
25	0.7701	44.33	67.83	0.3843	26.0700	1.7171	17.6540
30	0.8741	44.33	68.27	0.3868	26.4042	1.1924	17.8803
40	1.0673	44.33	68.73	0.3894	26.7664	0.6707	18.1256
50	1.2463	44.33	69.27	0.3924	27.1834	0.4293	18.4080
60	1.4145	44.32	69.37	0.3930	27.2620	0.2981	18.4612
70	1.5743	44.32	69.53	0.3940	27.3931	0.2190	18.5500
80	1.7273	44.32	69.70	0.3949	27.5246	0.1677	18.6390
90	1.8745	44.33	70.23	0.3979	27.9474	0.1325	18.9254
100	2.0168	44.33	71.10	0.4028	28.6414	0.1073	19.3953

Curva 5 $\Delta T = 40 \text{ }^\circ\text{C}$

Experimento 1

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	54.200	81.30	0.4606	37.4487	67.3691	19.0568
7	0.3182	54.233	80.50	0.4561	36.7153	34.3720	18.6679
10	0.4076	54.267	79.60	0.4510	35.8989	16.8423	18.2375
13	0.4890	54.267	79.70	0.4516	35.9892	9.9659	18.2834
15	0.5401	54.233	79.30	0.4493	35.6288	7.4855	18.1155
20	0.6596	54.267	79.60	0.4510	35.8989	4.2106	18.2375
25	0.7701	54.300	80.10	0.4538	36.3513	2.6948	18.4519
30	0.8741	54.300	80.30	0.4550	36.5331	1.8714	18.5442
40	1.0673	54.300	80.80	0.4578	36.9895	1.0526	18.7758
50	1.2463	54.300	81.10	0.4595	37.2646	0.6737	18.9155
60	1.4145	54.233	81.70	0.4629	37.8181	0.4678	19.2286
70	1.5743	54.033	82.10	0.4652	38.1893	0.3437	19.5156
80	1.7273	54.167	82.50	0.4674	38.5623	0.2632	19.6400
90	1.8745	54.200	82.80	0.4691	38.8433	0.2079	19.7665
100	2.0168	54.200	85.30	0.4833	41.2243	0.1684	20.9781

Experimento 2

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	54.300	81.30	0.4606	37.4487	67.3691	19.0089
7	0.3182	54.300	80.70	0.4572	36.8980	34.3720	18.7294
10	0.4076	54.267	79.90	0.4527	36.1700	16.8423	18.3753
13	0.4890	54.333	79.80	0.4521	36.0795	9.9659	18.2986
15	0.5401	54.333	79.70	0.4516	35.9892	7.4855	18.2528
20	0.6596	54.333	80.10	0.4538	36.3513	4.2106	18.4365
25	0.7701	54.300	80.90	0.4584	37.0811	2.6948	18.8223
30	0.8741	54.300	81.60	0.4623	37.7256	1.8714	19.1495
40	1.0673	54.267	81.70	0.4629	37.8181	1.0526	19.2125
50	1.2463	54.233	82.50	0.4674	38.5623	0.6737	19.6071
60	1.4145	54.267	83.60	0.4737	39.5975	0.4678	20.1165
70	1.5743	54.167	83.90	0.4754	39.8822	0.3437	20.3122
80	1.7273	54.200	84.20	0.4771	40.1679	0.2632	20.4406
90	1.8745	54.200	84.70	0.4799	40.6464	0.2079	20.6841
100	2.0168	54.167	84.70	0.4799	40.6464	0.1684	20.7014

Experimento 3

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	54.233	81.00	0.4589	37.1728	67.3691	18.9164
7	0.3182	54.267	80.30	0.4550	36.5331	34.3720	18.5753
10	0.4076	54.300	80.00	0.4533	36.2606	16.8423	18.4213
13	0.4890	54.300	78.90	0.4470	35.2703	9.9659	17.9182
15	0.5401	54.300	78.90	0.4470	35.2703	7.4855	17.9332
20	0.6596	54.300	78.50	0.4448	34.9136	4.2106	17.7370
25	0.7701	54.233	78.70	0.4459	35.0917	2.6948	17.8125
30	0.8741	54.267	79.30	0.4493	35.6288	1.8714	18.0852
40	1.0673	54.267	80.10	0.4538	36.3513	1.0526	18.4519
50	1.2463	54.200	80.50	0.4561	36.7153	0.6737	18.6367
60	1.4145	54.233	81.30	0.4606	37.4487	0.4678	19.0408
70	1.5743	54.233	82.50	0.4674	38.5623	0.3437	19.7062
80	1.7273	54.167	83.90	0.4754	39.8822	0.2632	20.3122
90	1.8745	54.200	83.90	0.4754	39.8822	0.2079	20.2952
100	2.0168	54.200	84.60	0.4793	40.5505	0.1684	20.6352

Promedio

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
5	0.2519	54.24	81.20	0.4601	37.3566	67.3691	18.9887
7	0.3182	54.27	80.50	0.4561	36.7153	34.3720	18.6523
10	0.4076	54.28	79.83	0.4523	36.1097	16.8423	18.3395
13	0.4890	54.30	79.47	0.4502	35.7788	9.9659	18.1613
15	0.5401	54.29	79.30	0.4493	35.6288	7.4855	18.0902
20	0.6596	54.30	79.40	0.4499	35.7188	4.2106	18.1308
25	0.7701	54.28	79.90	0.4527	36.1700	2.6948	18.3701
30	0.8741	54.29	80.40	0.4555	36.6241	1.8714	18.5956
40	1.0673	54.28	80.87	0.4582	37.0505	1.0526	18.8173
50	1.2463	54.24	81.37	0.4610	37.5101	0.6737	19.0667
60	1.4145	54.24	82.20	0.4657	38.2824	0.4678	19.4593
70	1.5743	54.14	82.83	0.4693	38.8746	0.3437	19.8101
80	1.7273	54.18	83.53	0.4733	39.5344	0.2632	20.1294
90	1.8745	54.20	83.80	0.4748	39.7872	0.2079	20.2468
100	2.0168	54.19	84.87	0.4808	40.8065	0.1684	20.7714

Curva Forzada $\Delta T = 5 \text{ }^\circ\text{C}$

Experimento 1

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
30.1	0.8761	19.450	21.10	0.1193	2.4335	0.11014	11.1732
31.2	0.8982	19.430	21.40	0.1211	2.5263	0.10211	11.4412
32.6	0.9260	19.420	21.70	0.1230	2.6190	0.09409	11.7092
34.0	0.9534	19.410	22.10	0.1249	2.7118	0.08606	11.9773
35.7	0.9863	19.370	22.40	0.1268	2.8046	0.07804	12.2453
37.7	1.0243	19.380	22.70	0.1286	2.8974	0.07001	12.5133
40.1	1.0692	19.390	23.00	0.1305	2.9902	0.06199	12.7813
43.0	1.1223	19.390	23.40	0.1324	3.0830	0.05396	13.0493
46.6	1.1868	19.410	23.70	0.1342	3.1758	0.04594	13.3174
50	1.2463	19.400	24.10	0.1365	3.2907	0.03988	13.5674
60	1.4145	19.430	24.40	0.1382	3.3731	0.02769	13.8367
70	1.5743	19.380	24.60	0.1394	3.4287	0.02035	14.2087
80	1.7273	19.450	24.90	0.1411	3.5128	0.01558	14.3368
90	1.8745	19.400	25.30	0.1433	3.6266	0.01231	14.9522
100	2.0168	19.400	25.80	0.1462	3.7713	0.00997	15.5490

Experimento 2

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [$^\circ\text{C}$]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
30.1	0.8761	19.387	21.70	0.1227	2.6571	0.11014	10.9834
31.2	0.8982	19.387	21.90	0.1238	2.7051	0.10211	11.1833
32.6	0.9260	19.386	22.00	0.1249	2.7530	0.09409	11.3832
34.0	0.9534	19.385	22.20	0.1260	2.8010	0.08606	11.5831
35.7	0.9863	19.385	22.40	0.1270	2.8489	0.07804	11.7830
37.7	1.0243	19.384	22.60	0.1281	2.8968	0.07001	11.9829
40.1	1.0692	19.383	22.80	0.1292	2.9447	0.06199	12.1828
43.0	1.1223	19.382	23.00	0.1302	2.9926	0.05396	12.3827
46.6	1.1868	19.382	23.20	0.1312	3.0404	0.04594	12.5826
50	1.2463	19.375	23.40	0.1326	3.1023	0.03988	12.8563
60	1.4145	19.425	23.50	0.1331	3.1289	0.02769	12.8348
70	1.5743	19.350	23.70	0.1343	3.1824	0.02035	13.2561
80	1.7273	19.350	24.30	0.1377	3.3456	0.01558	13.9357
90	1.8745	19.375	24.80	0.1405	3.4846	0.01231	14.4407
100	2.0168	19.400	25.40	0.1439	3.6553	0.00997	15.0706

Promedio

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
30.1	0.8761	19.42	21.40	0.1210	2.5453	0.11014	11.0783
31.2	0.8982	19.41	21.65	0.1225	2.6157	0.10211	11.3123
32.6	0.9260	19.40	21.85	0.1240	2.6860	0.09409	11.5462
34.0	0.9534	19.40	22.15	0.1254	2.7564	0.08606	11.7802
35.7	0.9863	19.38	22.40	0.1269	2.8268	0.07804	12.0142
37.7	1.0243	19.38	22.65	0.1284	2.8971	0.07001	12.2481
40.1	1.0692	19.39	22.90	0.1298	2.9675	0.06199	12.4821
43.0	1.1223	19.39	23.20	0.1313	3.0378	0.05396	12.7160
46.6	1.1868	19.40	23.45	0.1327	3.1081	0.04594	12.9500
50	1.2463	19.39	23.75	0.1346	3.1965	0.03988	13.2119
60	1.4145	19.43	23.95	0.1357	3.2510	0.02769	13.3358
70	1.5743	19.37	24.15	0.1369	3.3056	0.02035	13.7324
80	1.7273	19.40	24.60	0.1394	3.4292	0.01558	14.1363
90	1.8745	19.39	25.05	0.1419	3.5556	0.01231	14.6965
100	2.0168	19.40	25.60	0.1451	3.7133	0.00997	15.3098

Curva Agua con $\Delta T = 30\text{ }^\circ\text{C}$

Experimento 1

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
200	0.0601	44.500	75.30	0.4266	32.1252	24.64894	21.6336
300	0.0901	44.500	75.00	0.4249	31.8697	10.95509	21.4615
400	0.1202	44.433	74.70	0.4232	31.6152	6.16224	21.3376
500	0.1502	44.400	73.80	0.4181	30.8580	3.94383	20.8498
600	0.1802	44.333	74.00	0.4193	31.0255	2.73877	21.0098
700	0.2103	44.433	73.70	0.4176	30.7744	2.01216	20.7701
800	0.2403	44.500	73.90	0.4187	30.9417	1.54056	20.8366
900	0.2703	44.467	74.10	0.4198	31.1094	1.21723	20.9728
1,000	0.3004	44.433	74.50	0.4221	31.4462	0.98596	21.2235
1,100	0.3304	44.500	75.20	0.4261	32.0399	0.81484	21.5761
2,000	0.6008	44.433	76.10	0.4312	32.8114	0.24649	22.1449
2,700	0.8110	44.400	77.10	0.4368	33.6794	0.13525	22.7561
3,400	1.0213	44.467	78.40	0.4442	34.8247	0.08529	23.4776
4,100	1.2315	44.467	80.00	0.4533	36.2606	0.05865	24.4456
4,800	1.4418	44.500	82.10	0.4652	38.1893	0.04279	25.7172

Experimento 2

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
200	0.0601	44.500	75.70	0.4289	32.4674	24.64894	21.8640
300	0.0901	44.500	75.50	0.4278	32.2960	10.95509	21.7486
400	0.1202	44.433	74.80	0.4238	31.6999	6.16224	21.3948
500	0.1502	44.500	74.70	0.4232	31.6152	3.94383	21.2902
600	0.1802	44.400	74.50	0.4221	31.4462	2.73877	21.2472
700	0.2103	44.333	74.10	0.4198	31.1094	2.01216	21.0666
800	0.2403	44.433	74.00	0.4193	31.0255	1.54056	20.9396
900	0.2703	44.500	73.80	0.4181	30.8580	1.21723	20.7803
1,000	0.3004	44.467	74.00	0.4193	31.0255	0.98596	20.9163
1,100	0.3304	44.433	74.50	0.4221	31.4462	0.81484	21.2235
2,000	0.6008	44.500	75.20	0.4261	32.0399	0.24649	21.5761
2,700	0.8110	44.433	76.00	0.4306	32.7252	0.13525	22.0867
3,400	1.0213	44.467	77.10	0.4368	33.6794	0.08529	22.7054
4,100	1.2315	44.433	78.50	0.4448	34.9136	0.05865	23.5637
4,800	1.4418	44.500	80.10	0.4538	36.3513	0.04279	24.4795

Promedio

Re_D	Q [L/min]	Temperatura Promedio [°C]	Voltaje [V]	I [A]	Potencia [W]	$\frac{Gr}{Re^2}$	Nusselt
200	0.0601	44.50	75.50	0.4278	32.2963	24.64894	21.7488
300	0.0901	44.50	75.25	0.4263	32.0829	10.95509	21.6051
400	0.1202	44.43	74.75	0.4235	31.6576	6.16224	21.3662
500	0.1502	44.45	74.25	0.4207	31.2366	3.94383	21.0700
600	0.1802	44.37	74.25	0.4207	31.2358	2.73877	21.1285
700	0.2103	44.38	73.90	0.4187	30.9419	2.01216	20.9184
800	0.2403	44.47	73.95	0.4190	30.9836	1.54056	20.8881
900	0.2703	44.48	73.95	0.4190	30.9837	1.21723	20.8766
1,000	0.3004	44.45	74.25	0.4207	31.2358	0.98596	21.0699
1,100	0.3304	44.47	74.85	0.4241	31.7430	0.81484	21.3998
2,000	0.6008	44.47	75.65	0.4286	32.4256	0.24649	21.8605
2,700	0.8110	44.42	76.55	0.4337	33.2023	0.13525	22.4214
3,400	1.0213	44.47	77.75	0.4405	34.2520	0.08529	23.0915
4,100	1.2315	44.45	79.25	0.4490	35.5871	0.05865	24.0047
4,800	1.4418	44.50	81.10	0.4595	37.2703	0.04279	25.0984

Gráficas para los Experimentos Gr=100, 231, 589, 1073, 1689 y 100 forzada con los parámetros Nusselt Vs Ri.

Curva 1

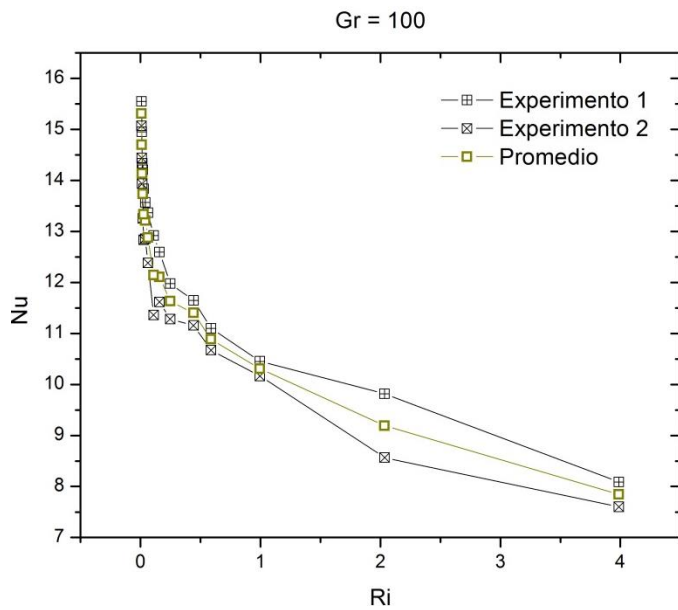


Figura A.2. – Experimentos y promedio

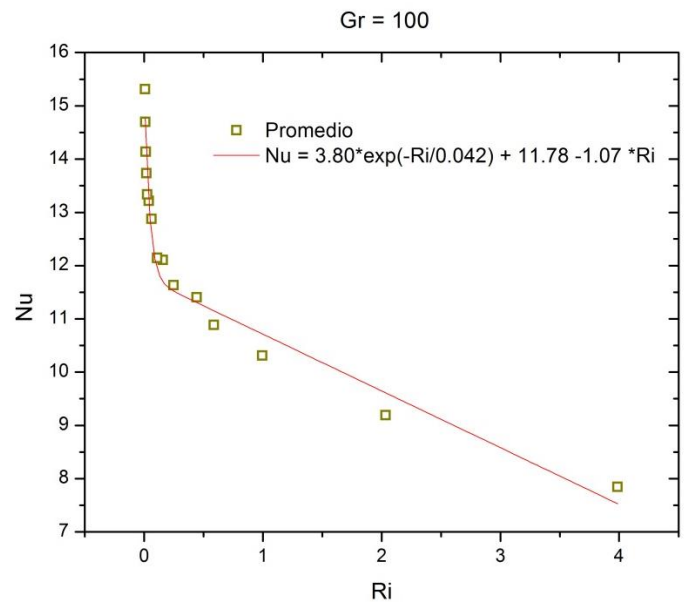


Figura A.3. – Promedio con curva de tendencia

Curva 2

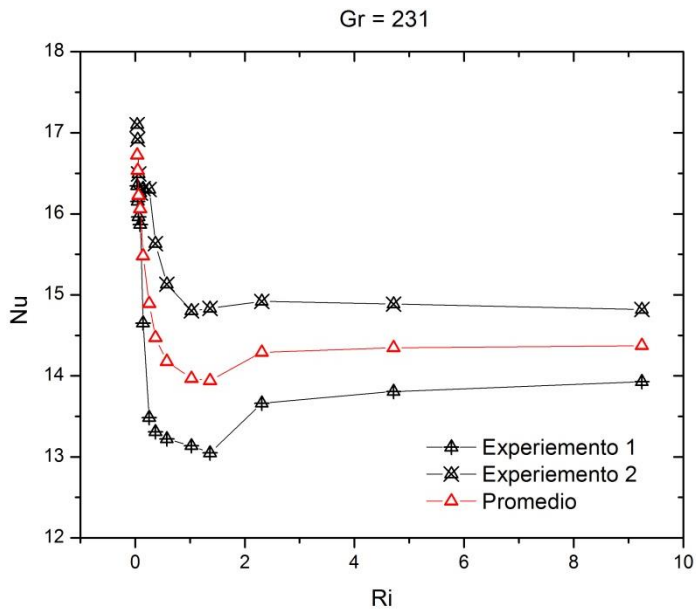


Figura A.4. – Experimentos y promedio

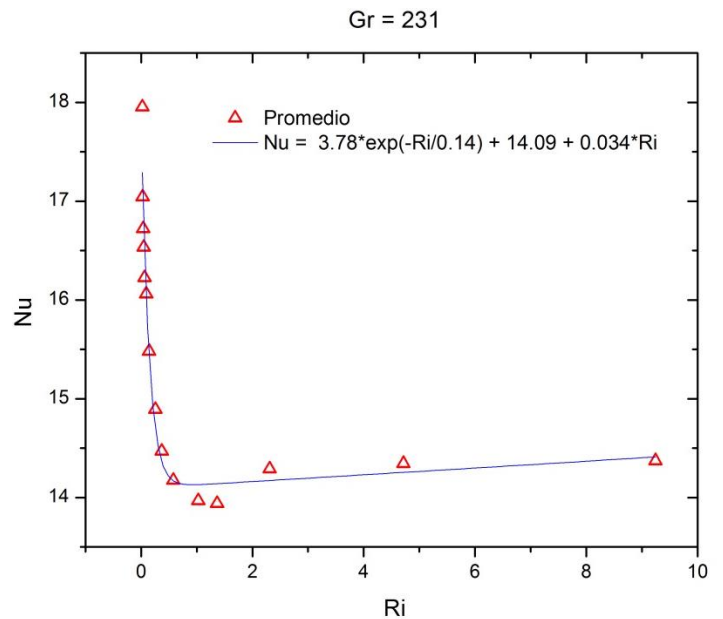


Figura A.5. – Promedio con curva de tendencia

Curva3

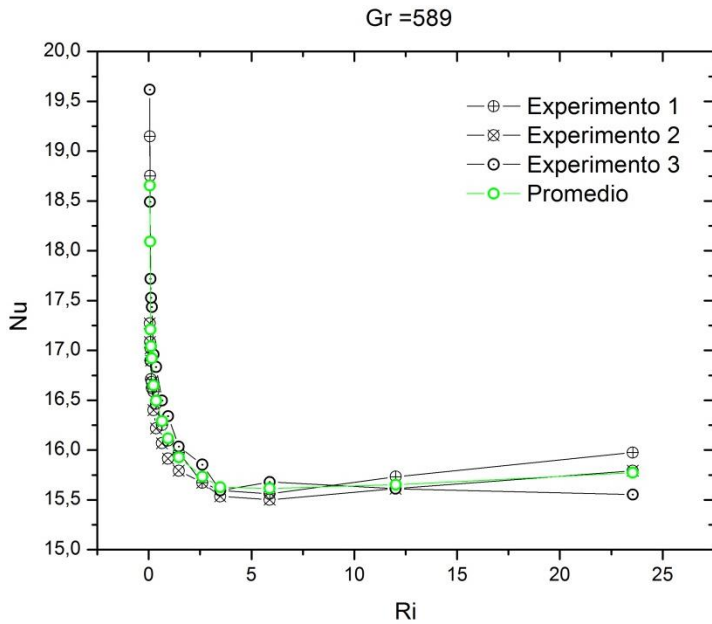


Figura A.6. – Experimentos y promedio

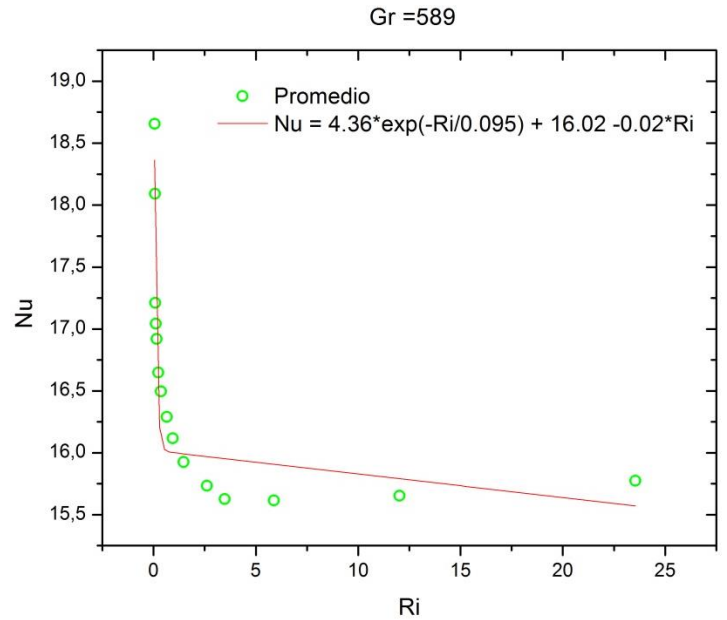


Figura A.7. – Promedio con curva de tendencia

Curva 4

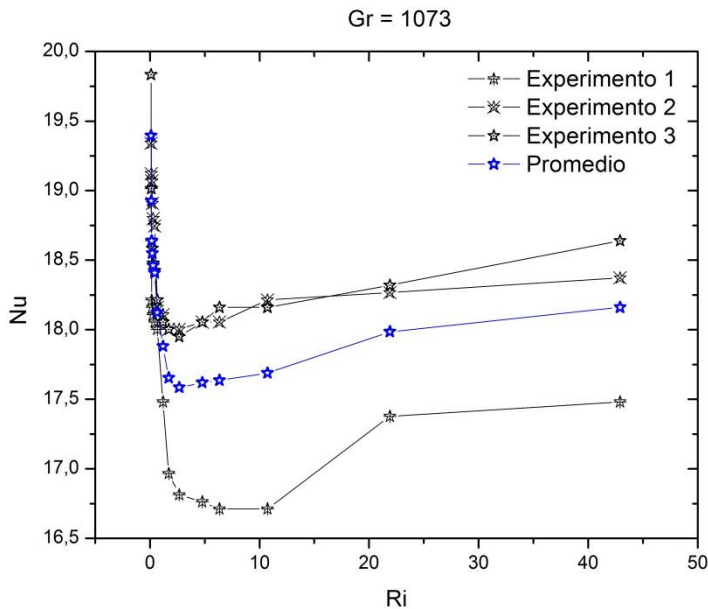


Figura A.8. – Experimentos y promedio

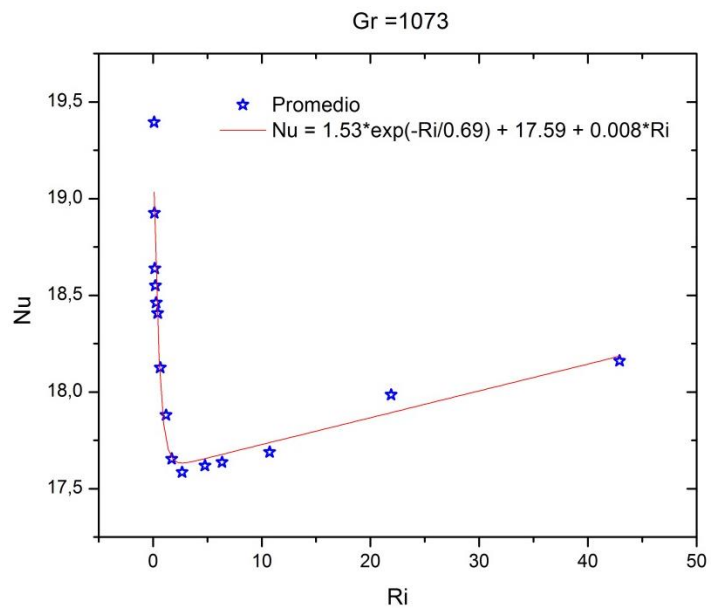


Figura A.9. – Promedio con curva de tendencia

Curva 5

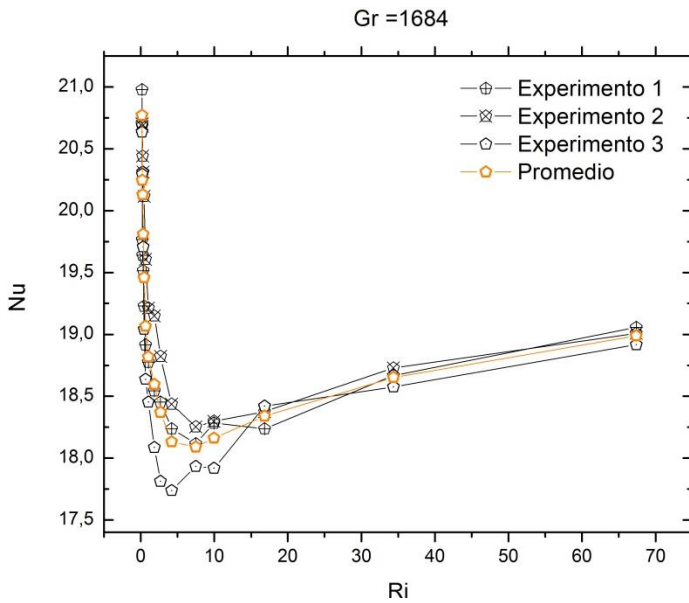


Figura A.10. – Experimentos y promedio

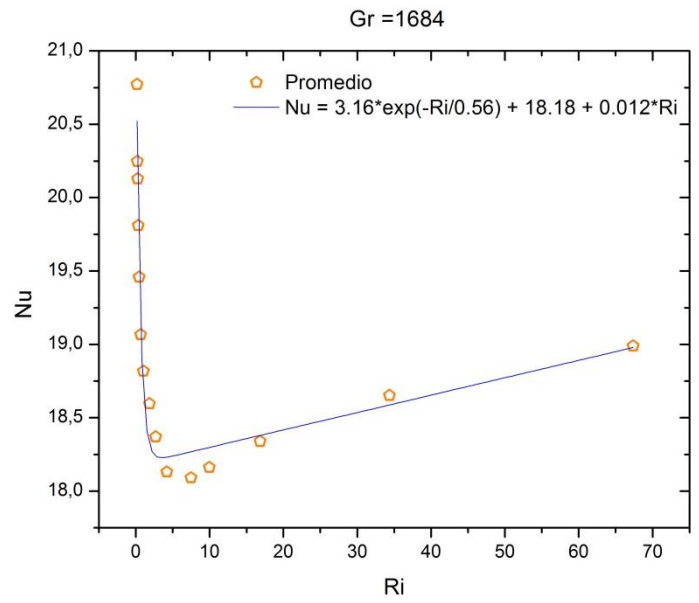


Figura A.11. – Promedio con curva de tendencia

Curva Forzada

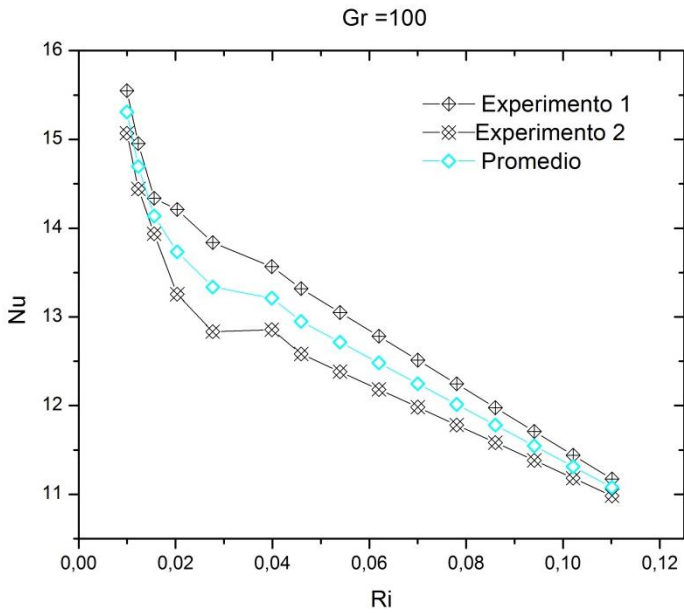


Figura A.12. – Experimentos y promedio

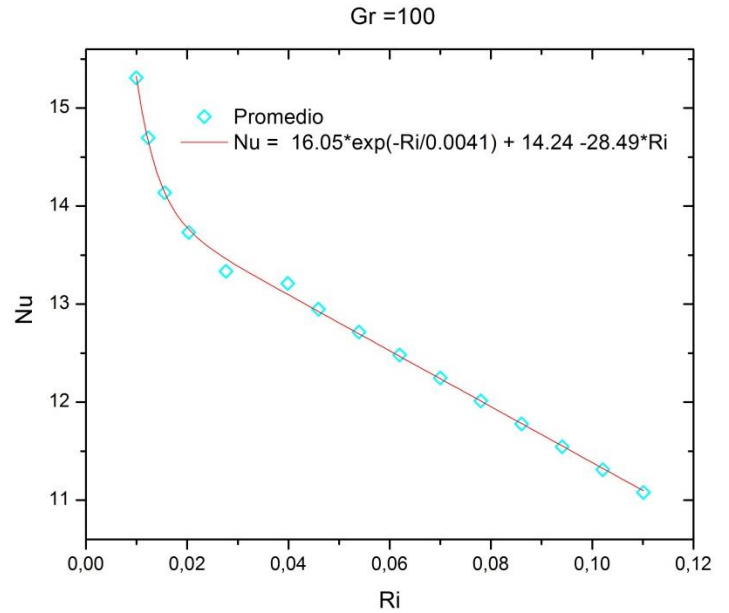


Figura A.13. – Promedio con curva de tendencia

Gráficas para los Experimentos Gr =100, 231, 589, 1073, 1689 y 100 forzada con los parámetros Nusselt Vs Re_D

Curva 1

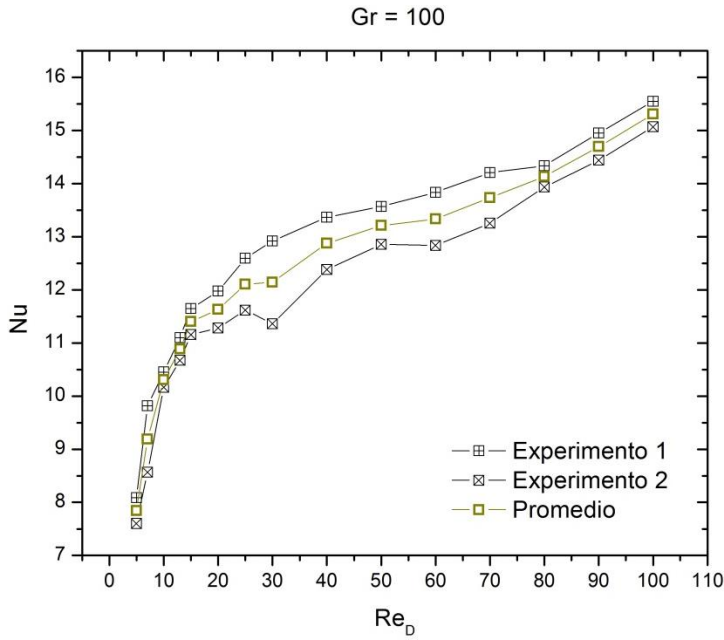


Figura A.14. – Experimentos y promedio

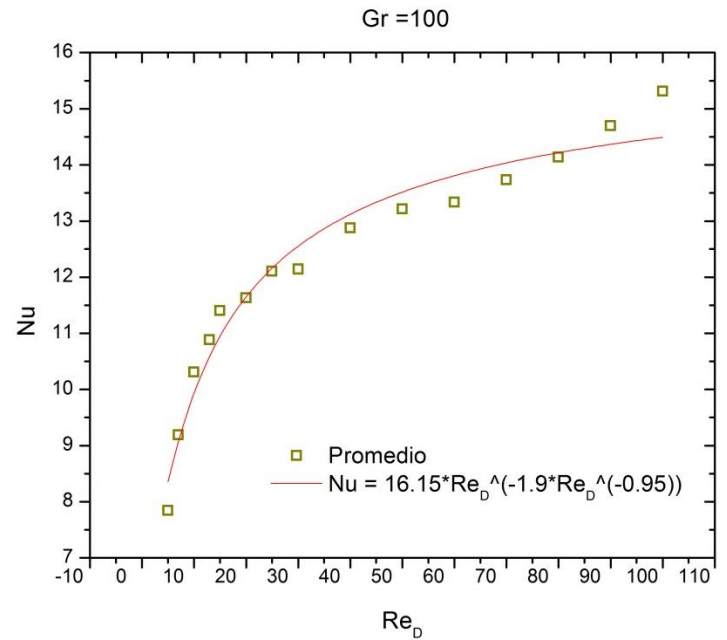


Figura A.15. – Promedio con curva de tendencia

Curva 2

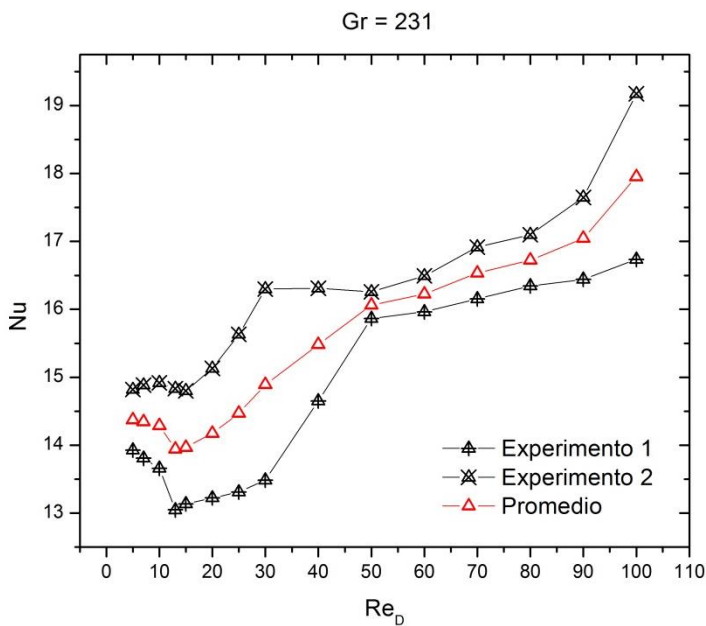


Figura A.16. – Experimentos y promedio

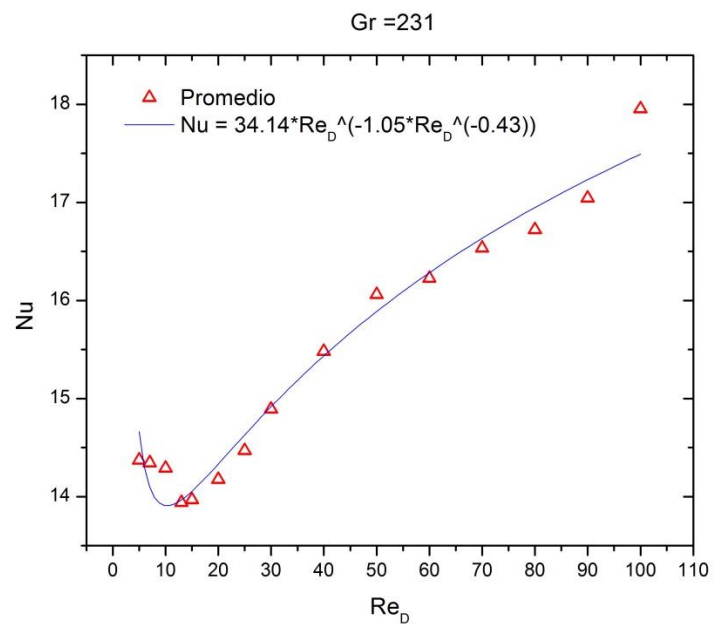


Figura A.17. – Promedio con curva de tendencia

Curva 3

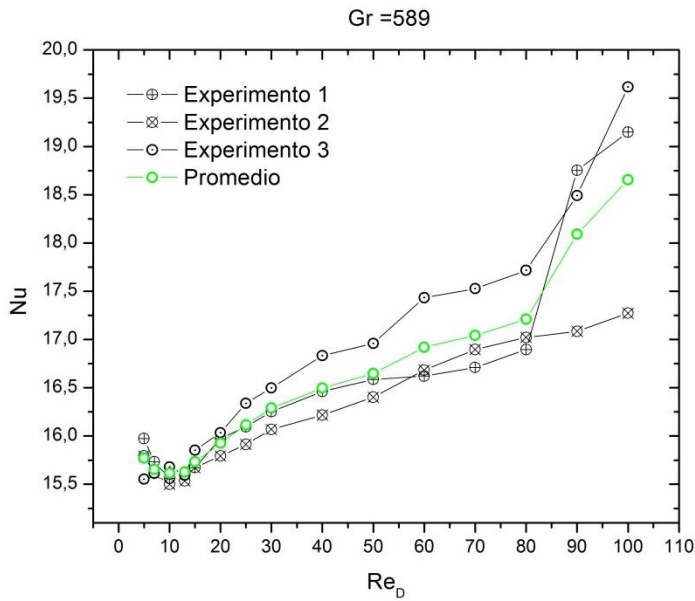


Figura A.18. – Experimentos y promedio

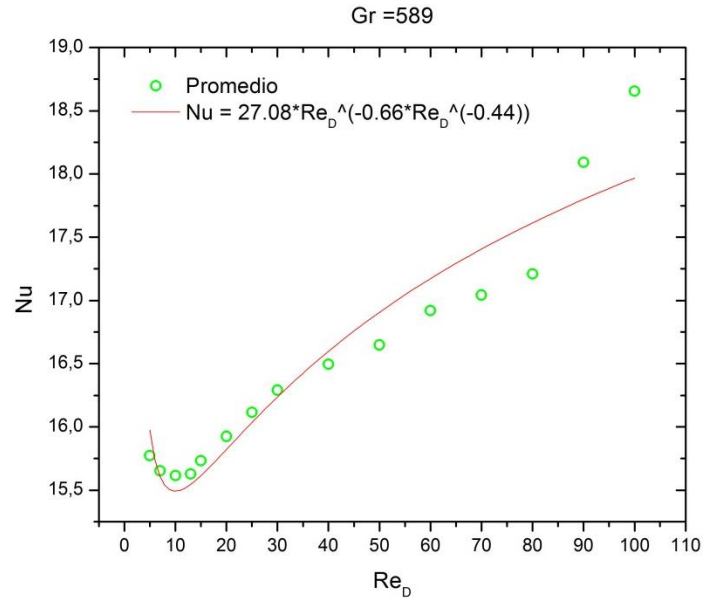


Figura A.19. – Promedio con curva de tendencia

Curva 4

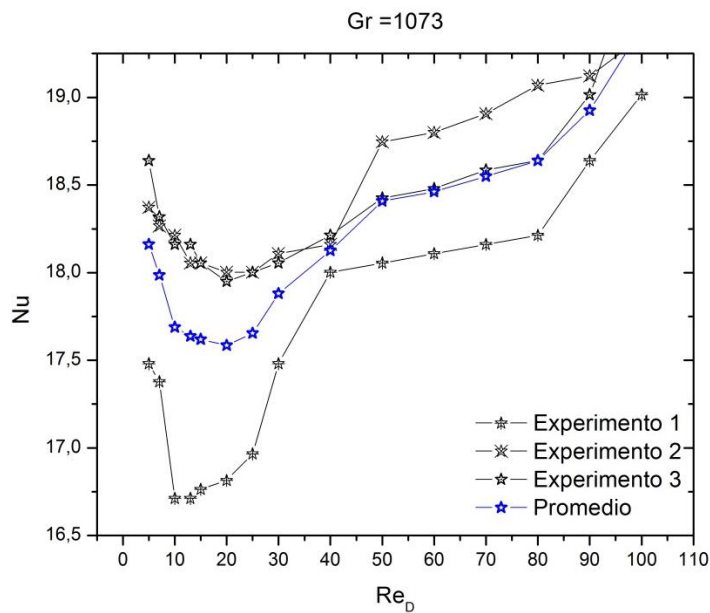


Figura A.20. – Experimentos y promedio

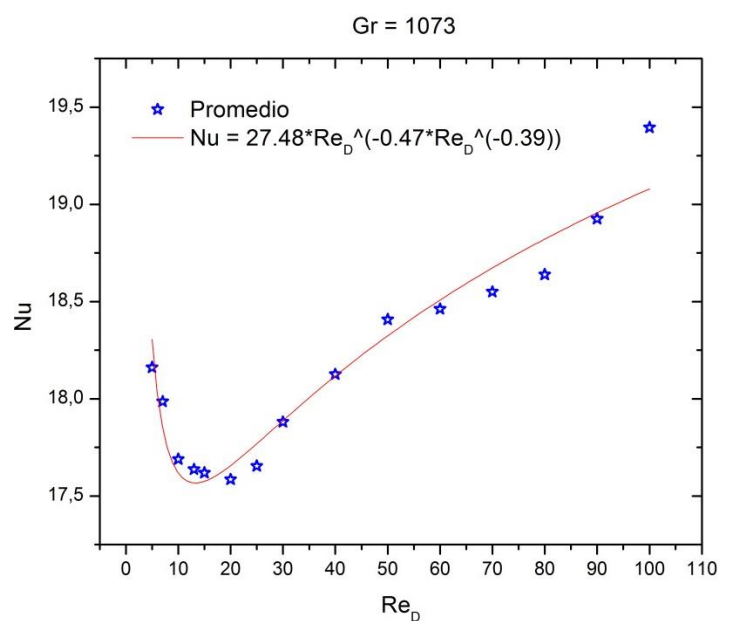


Figura A.21. – Promedio con curva de tendencia

Curva 5

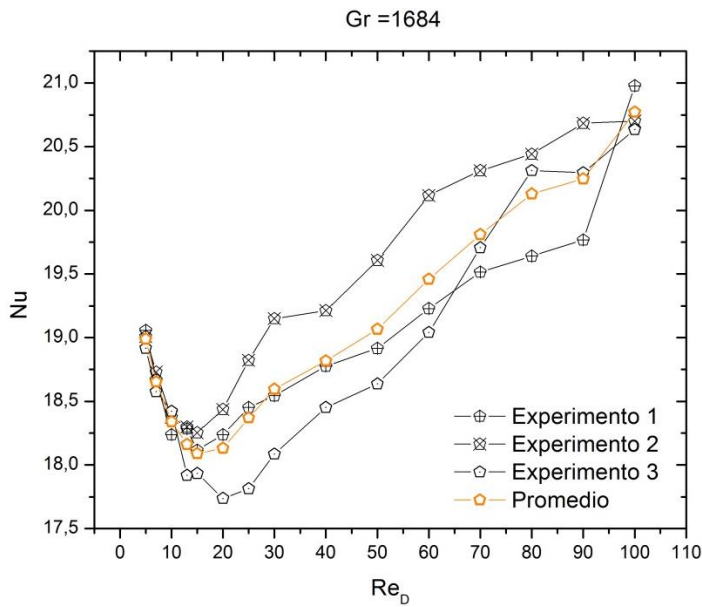


Figura A.22. – Experimentos y promedio

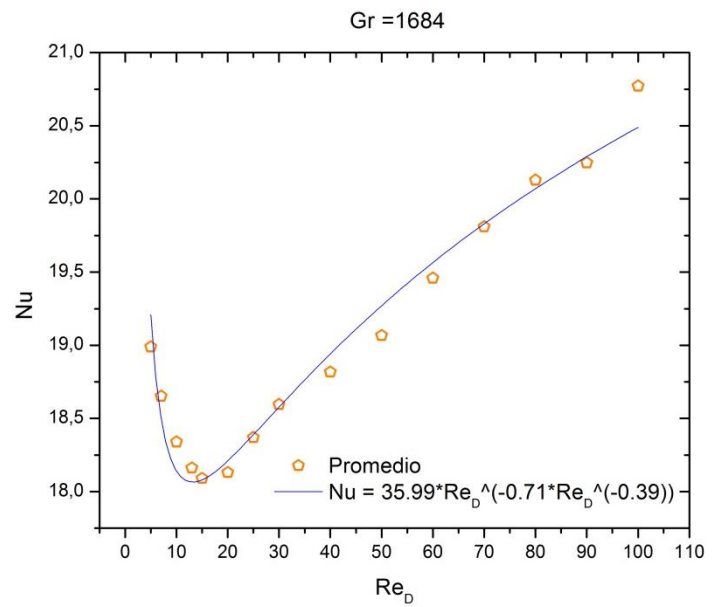


Figura A.23. – Promedio con curva de tendencia

Curva Forzada

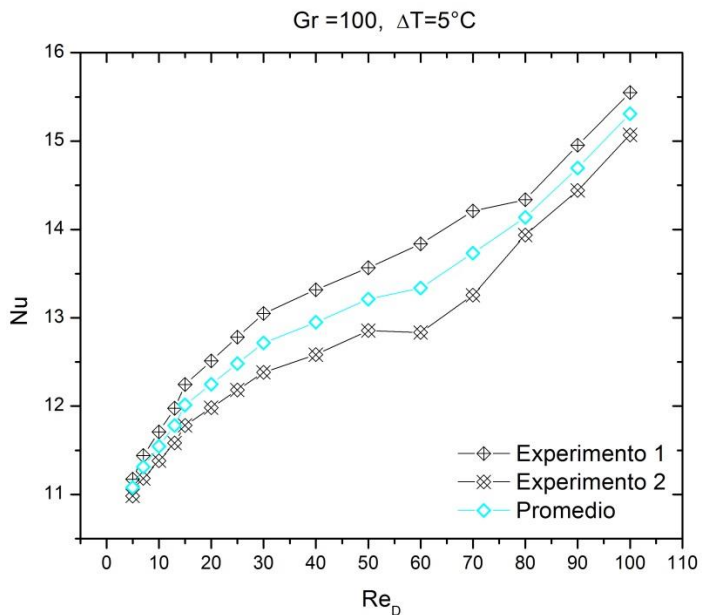


Figura A.24. – Experimentos y promedio

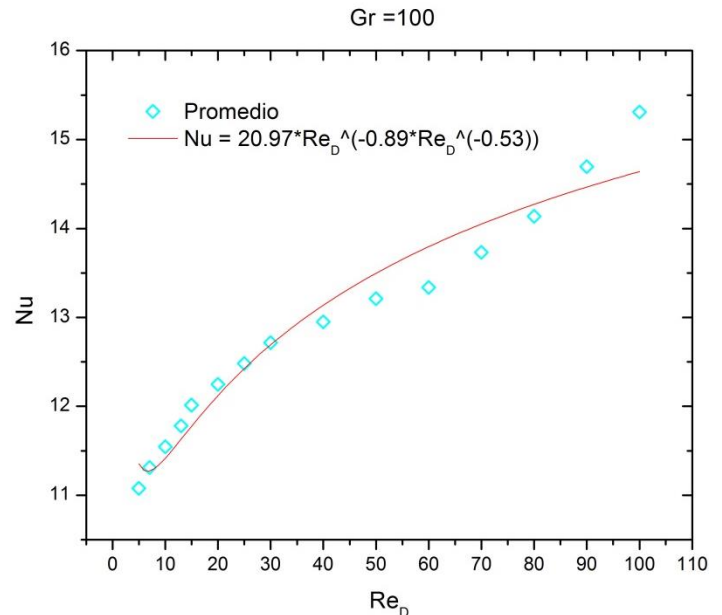


Figura A.25. – Promedio con curva de tendencia

Gráficas para los Experimentos Gr =100, 231, 589, 1073, 1689 con los parámetros Nu_D/Nu_F Vs Ri

Curva 1

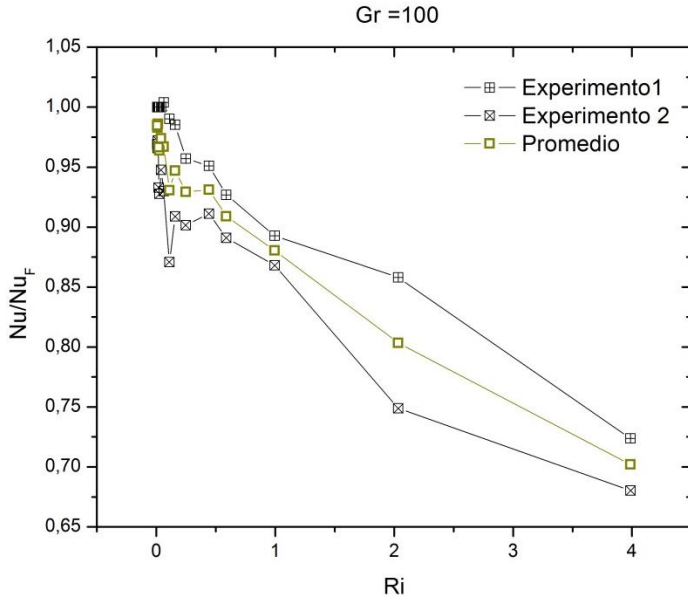


Figura A.26. – Experimentos y promedio

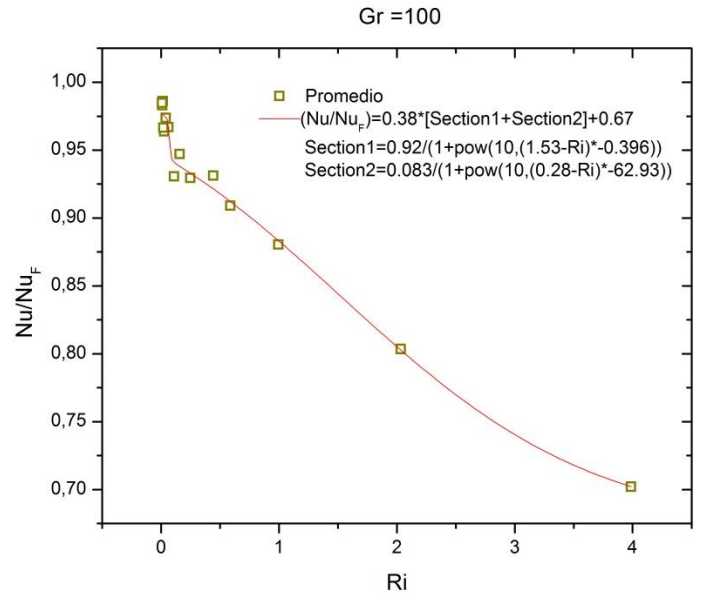


Figura A.27. – Promedio con curva de tendencia

Curva 2

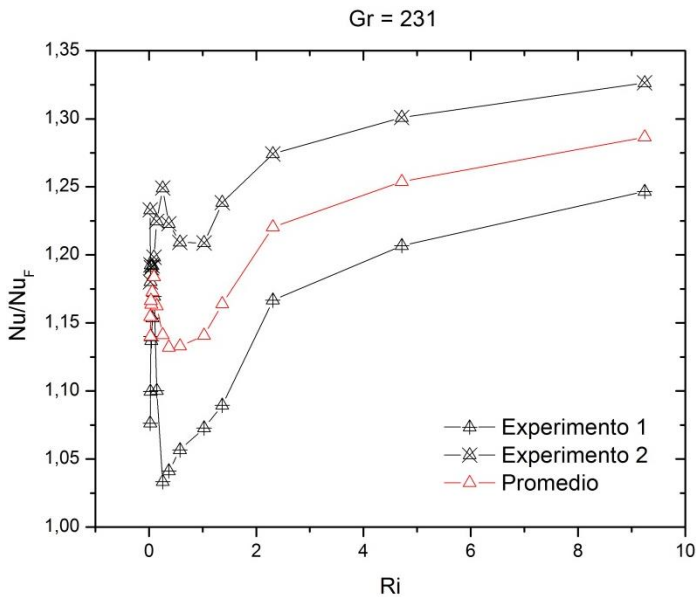


Figura A.28. – Experimentos y promedio

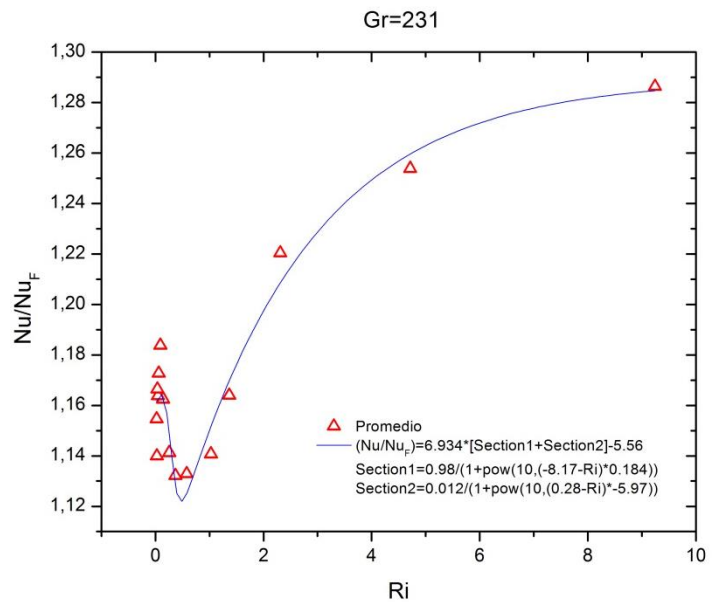


Figura A.29. – Promedio con curva de tendencia

Curva 3

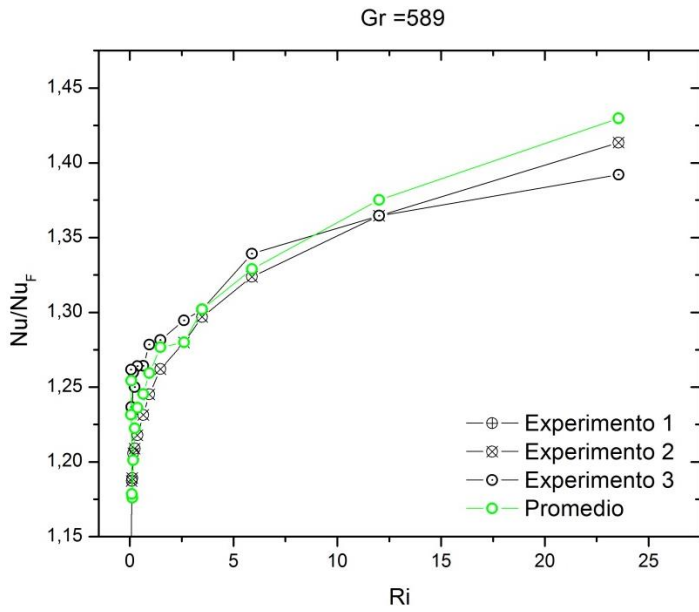


Figura A.30. – Experimentos y promedio

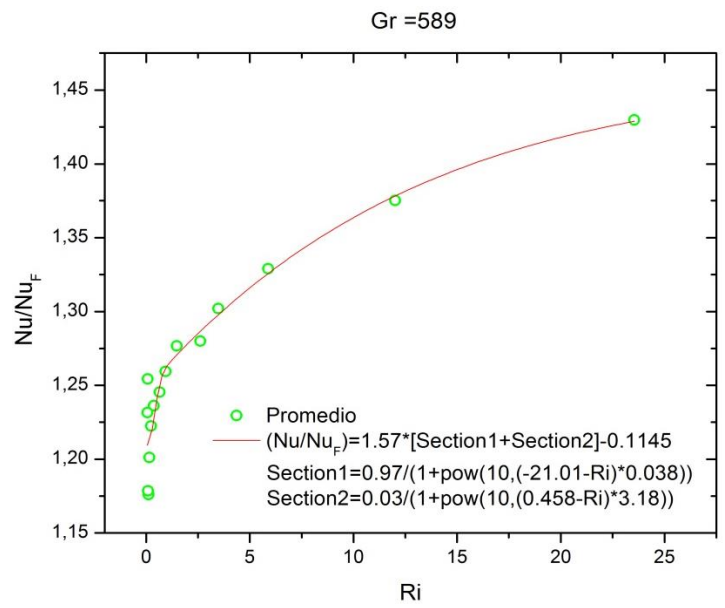


Figura A.31. – Promedio con curva de tendencia

Curva 4

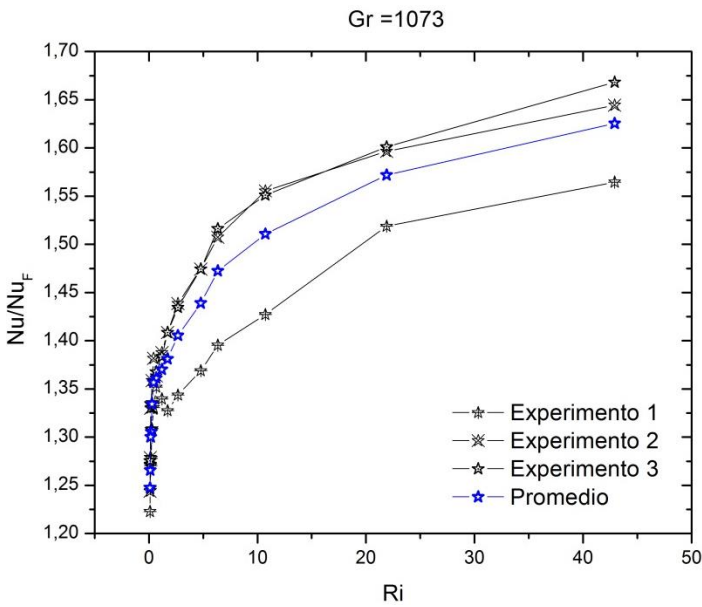


Figura A.32. – Experimentos y promedio

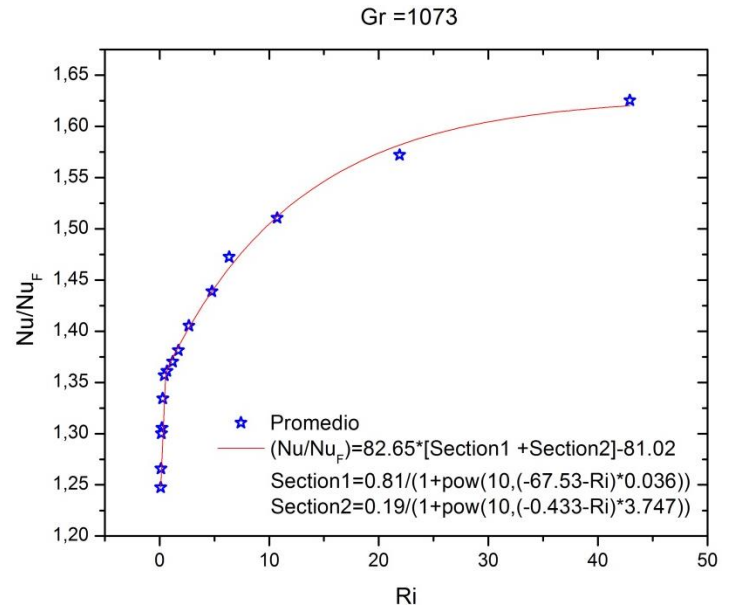


Figura A.33. – Promedio con curva de tendencia

Curva 5

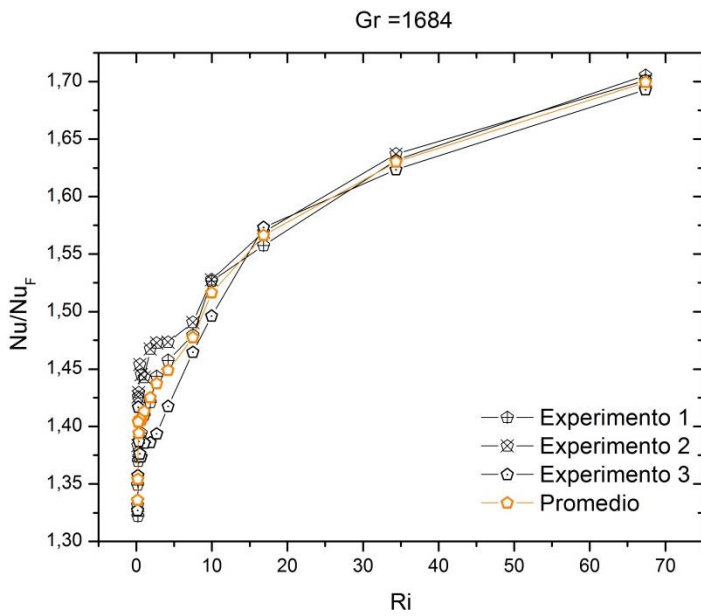


Figura A.34. – Experimentos y promedio

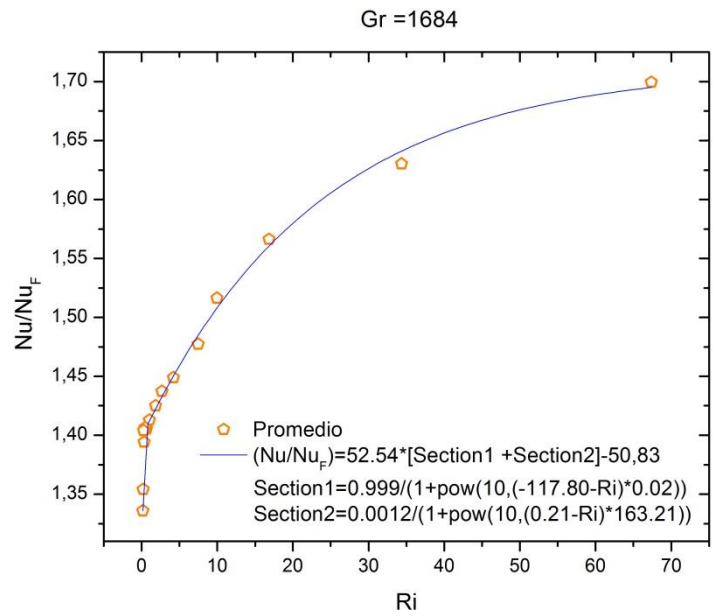


Figura A.35. – Promedio con curva de tendencia

Gráficas para los Experimentos de Agua con los parámetros Nusselt Vs Ri y Nusselt Vs Re_D .

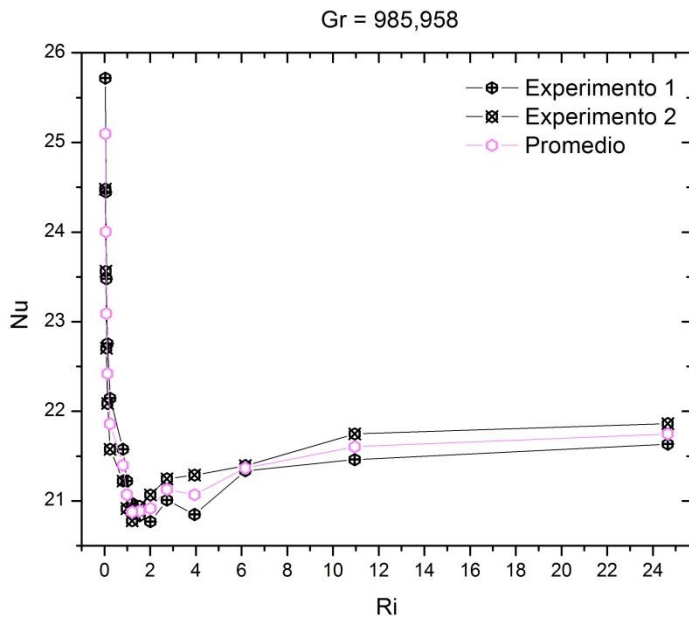


Figura A.36. – Experimentos y promedio

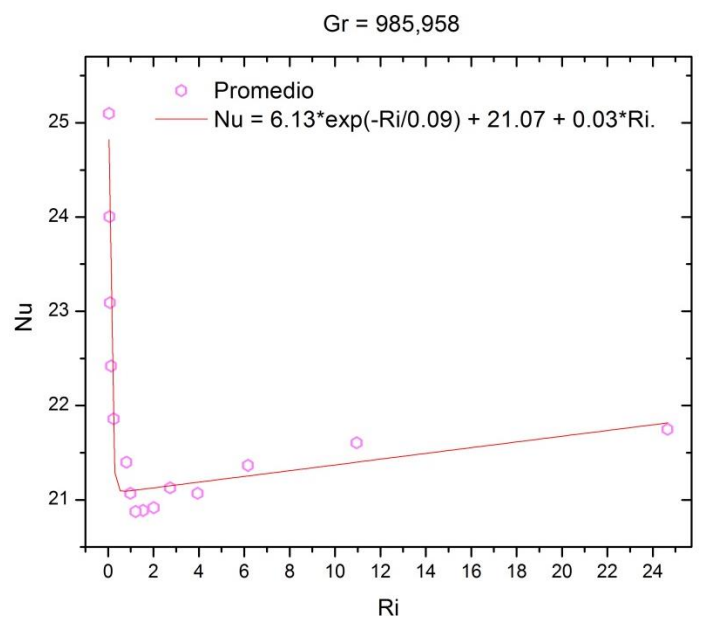


Figura A.37. – Promedio con curva de tendencia

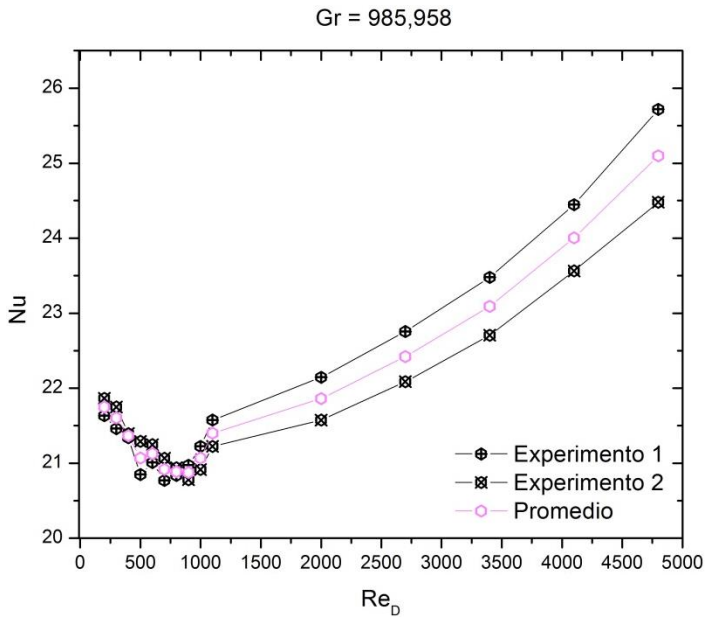


Figura A.38. – Experimentos y promedio

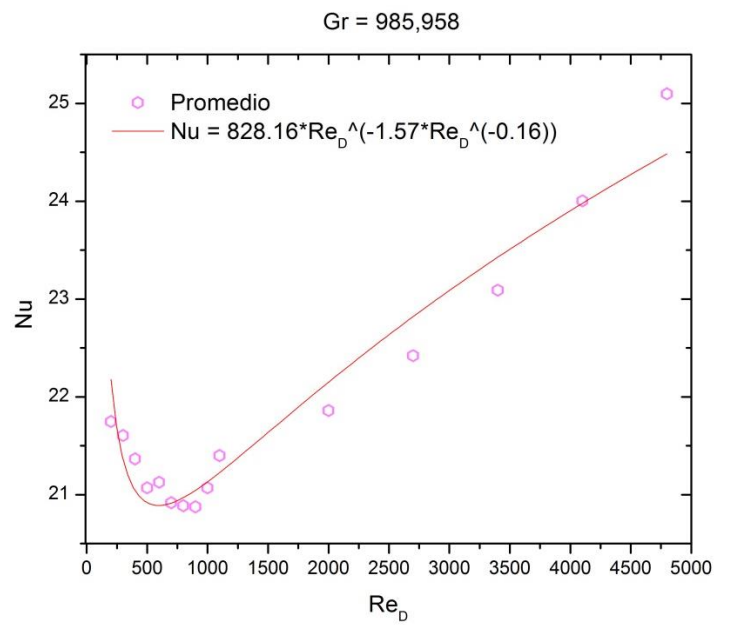


Figura A.39. – Promedio con curva de tendencia

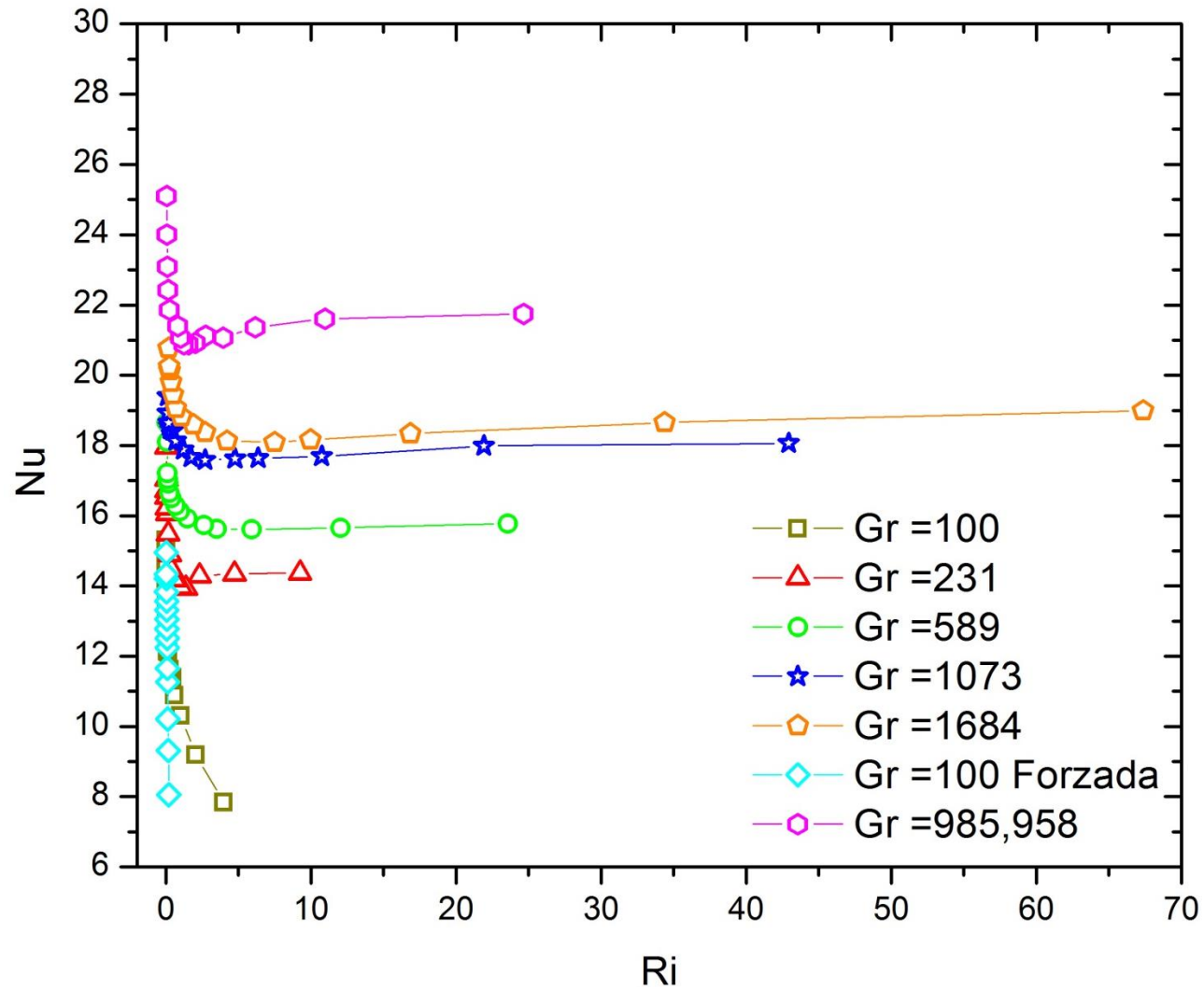
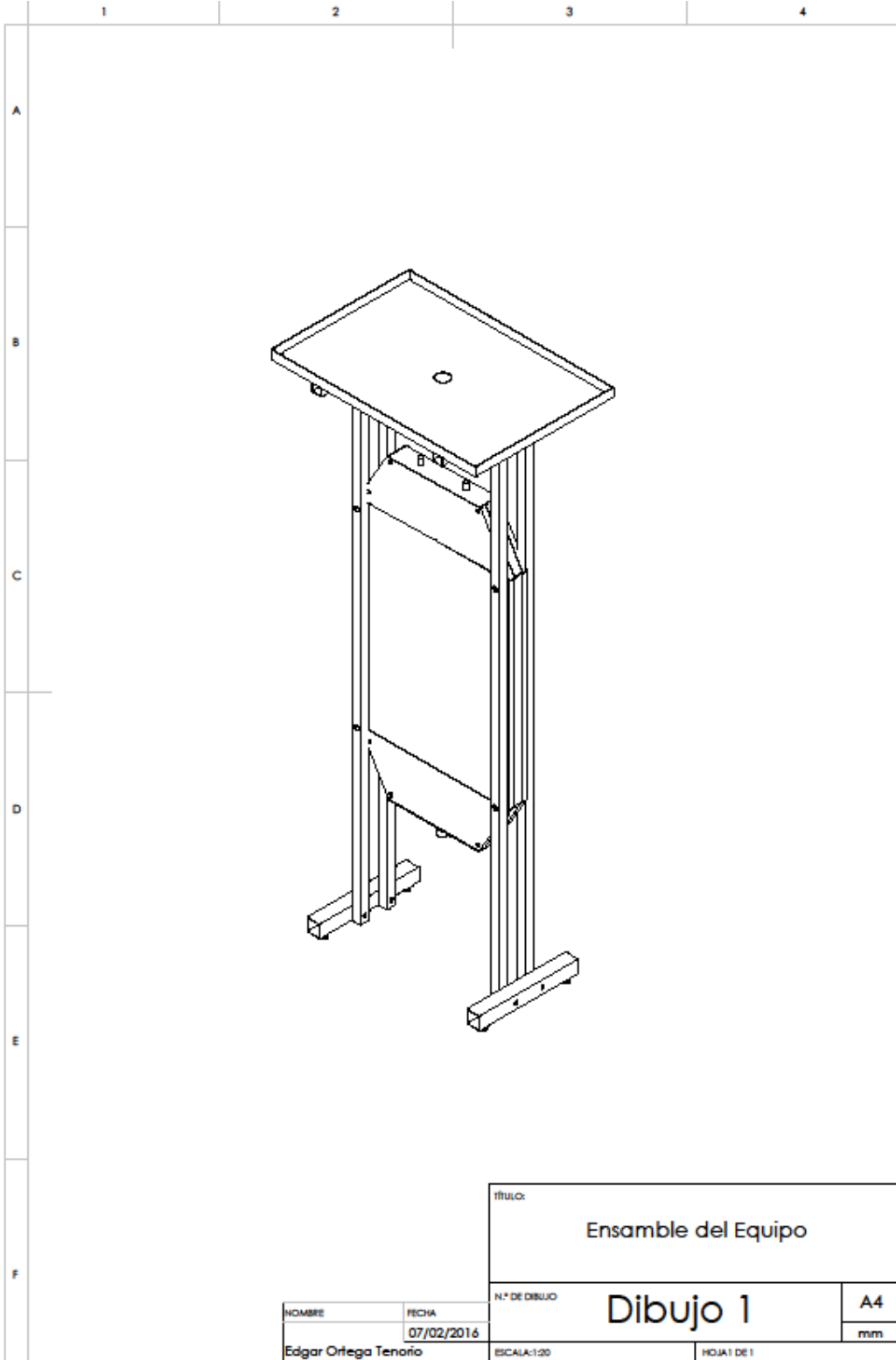
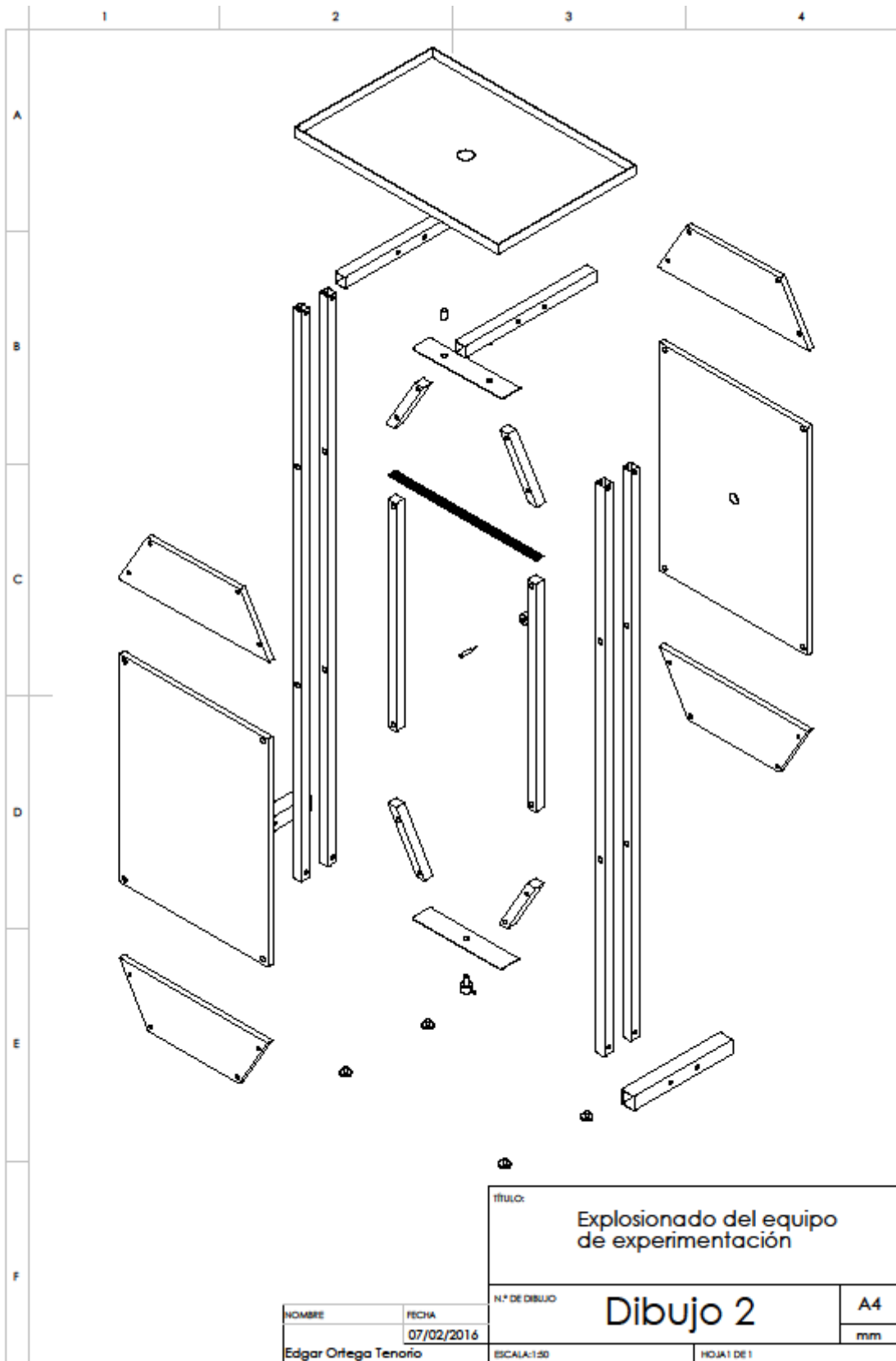


Figura A.40. – Gráficas del fluido No Newtoniano y una de fluido Newtoniano.

APÉNDICE B

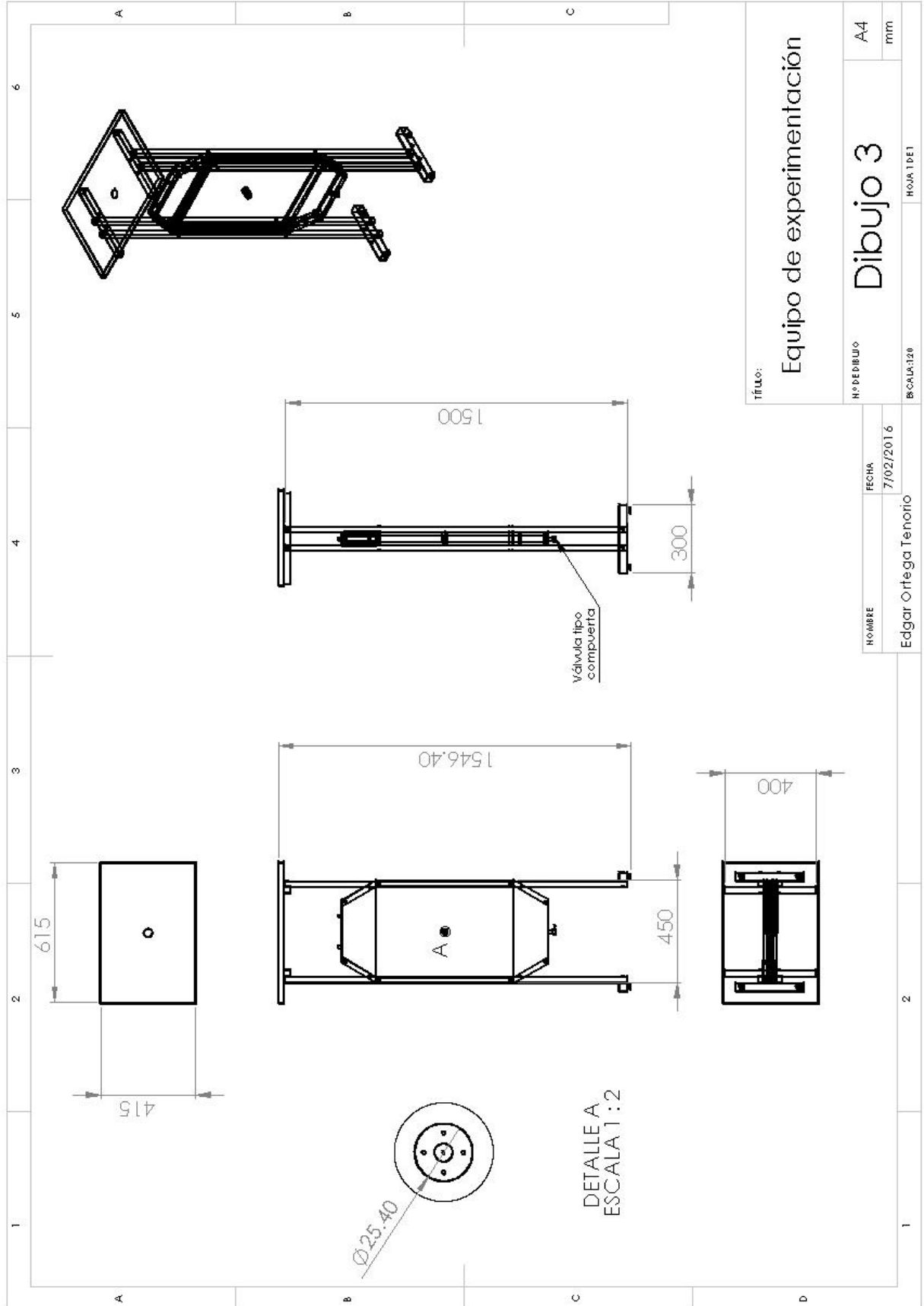


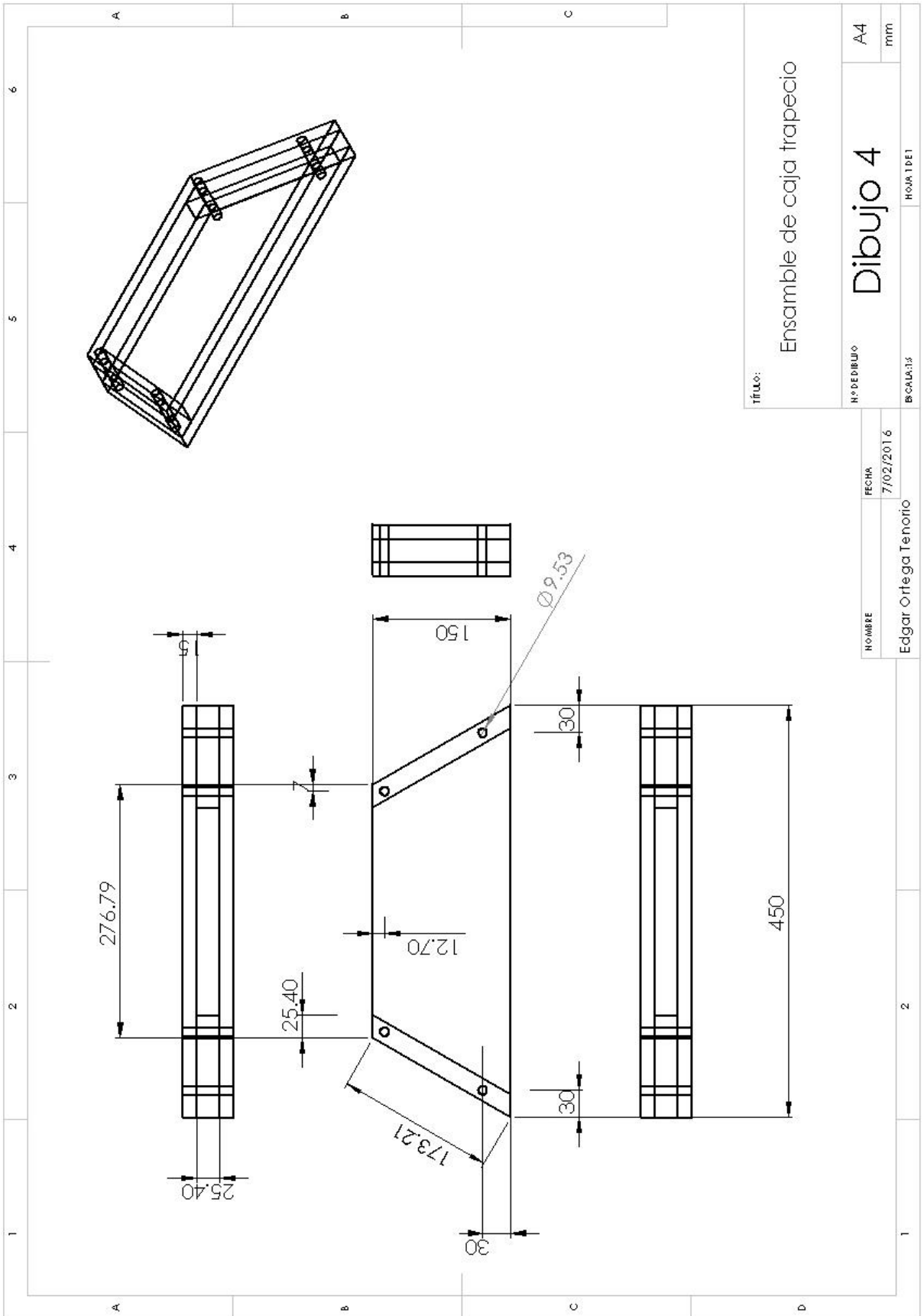


título:
Explosionado del equipo de experimentación

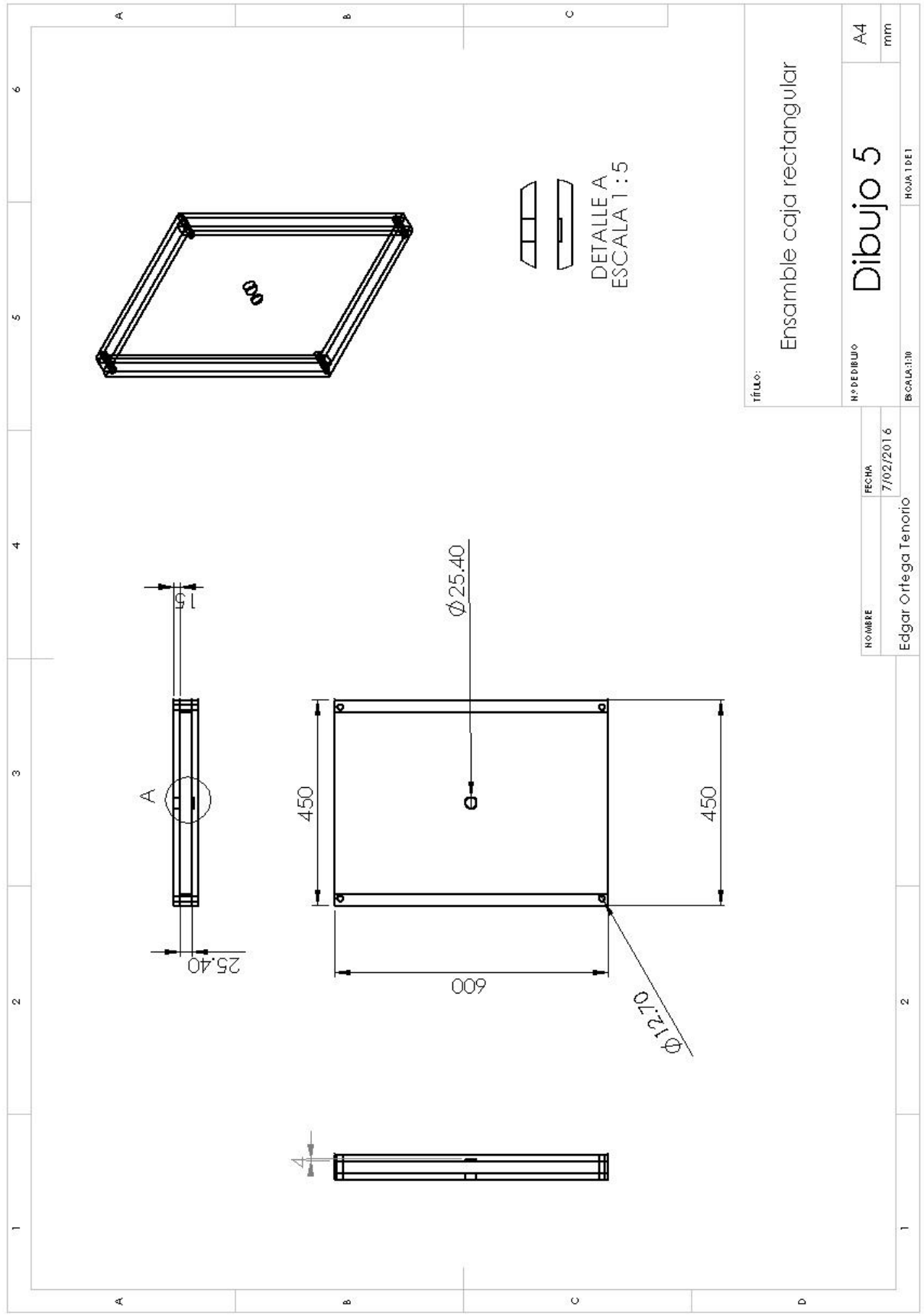
NOMBRE	FECHA
Edgar Ortega Tenorio	07/02/2016

N.º DE DIBUJO	Dibujo 2	A4
ESCALA:1:50	HOJA 1 DE 1	mm





TÍTULO:		Ensamble de caja trapecio	
N.º DE DIBUJO:	Dibujo 4		A4
ESCALA:	1:1		mm
NOMBRE:		Edgar Ortega Tenorio	
FECHA:		7/02/2016	
HOJA:		1 DE 1	



TÍTULO:

Ensamble caja rectangular

Nº DE DIBUJO

A4

mm

Dibujo 5

ESCALA: 1:5

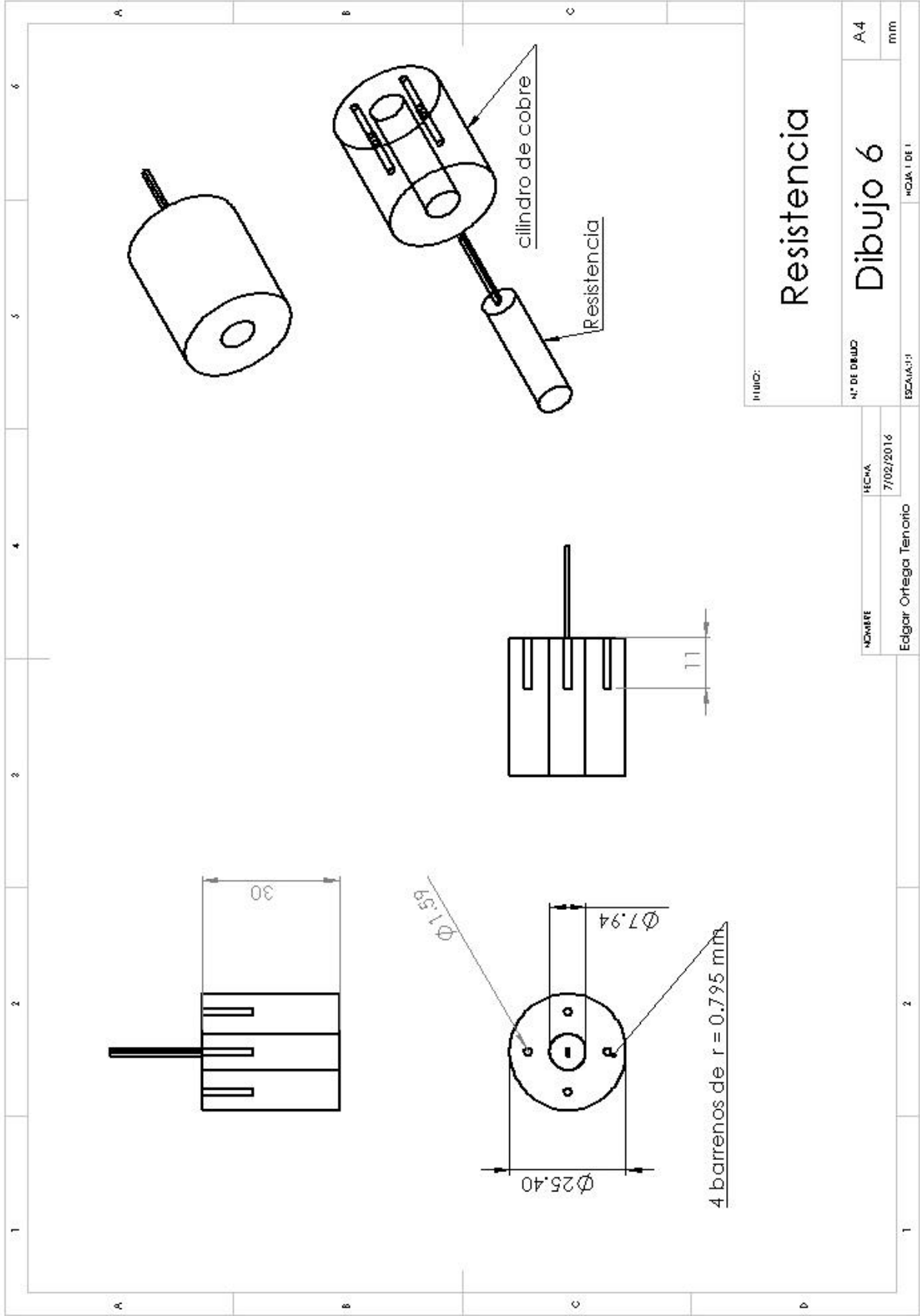
HORA: 1 DE 1

FECHA
7/02/2016

NOMBRE
Edgar Ortega Tenorio

2

1



TÍTULO:

Resistencia

N.º DE DIBUJO

Dibujo 6

A4

mm

NOMBRE

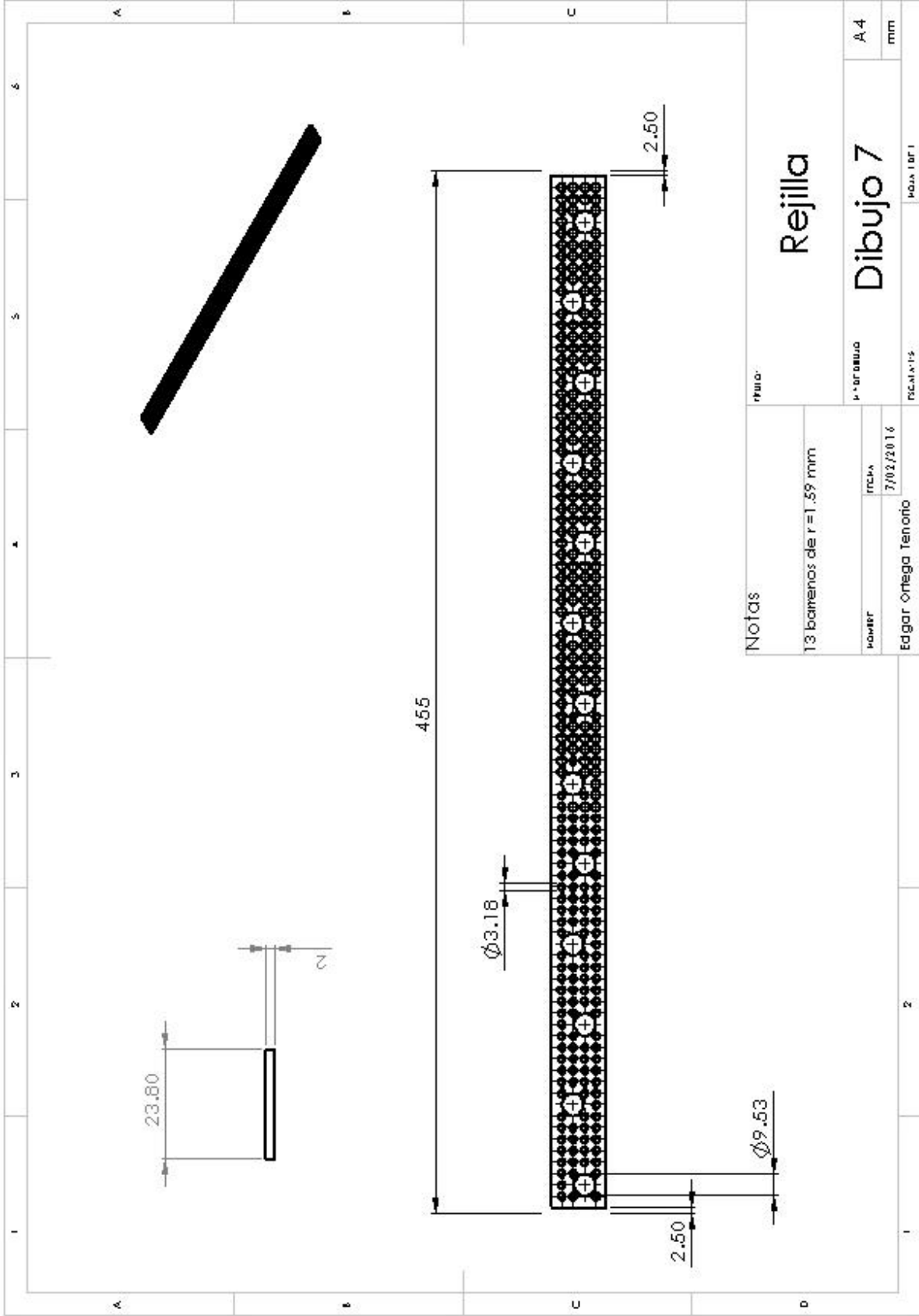
Edgar Ortega Tenorio

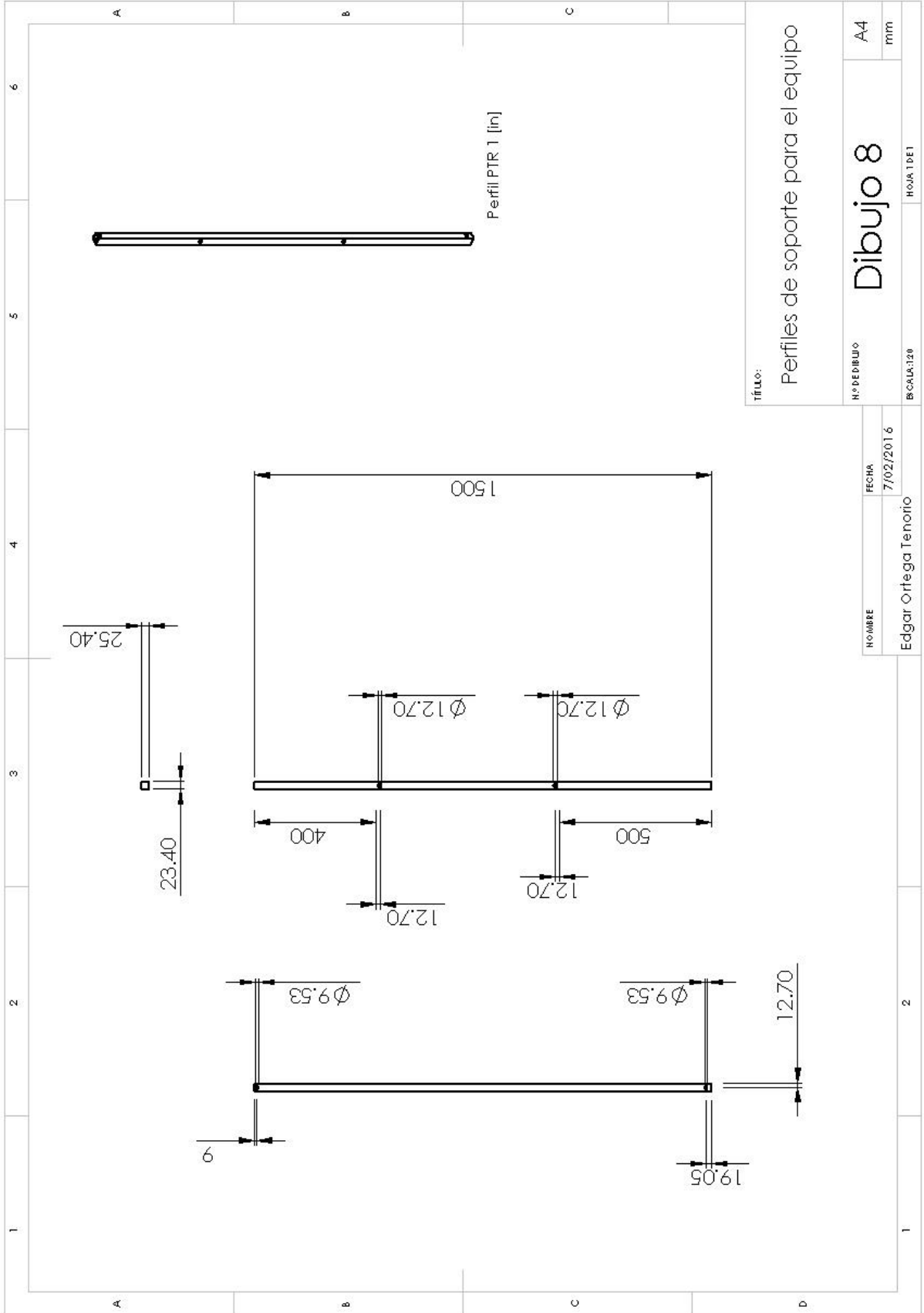
FECHA

7/02/2016

ESCALA: 1:1

HOJA 1 DE 1



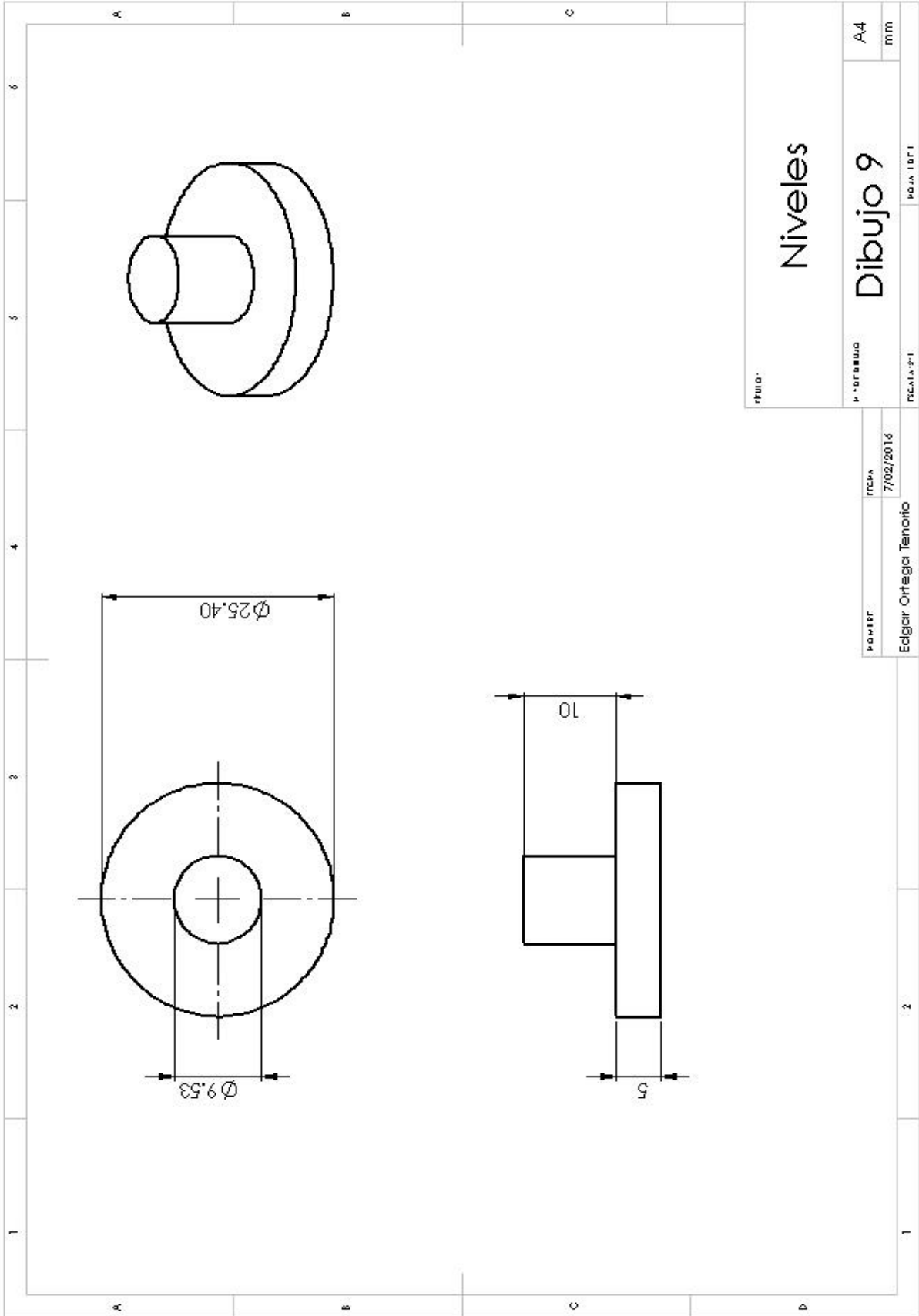


TÍTULO:
Perfiles de soporte para el equipo

Nº DE DIBUJO: A4
mm

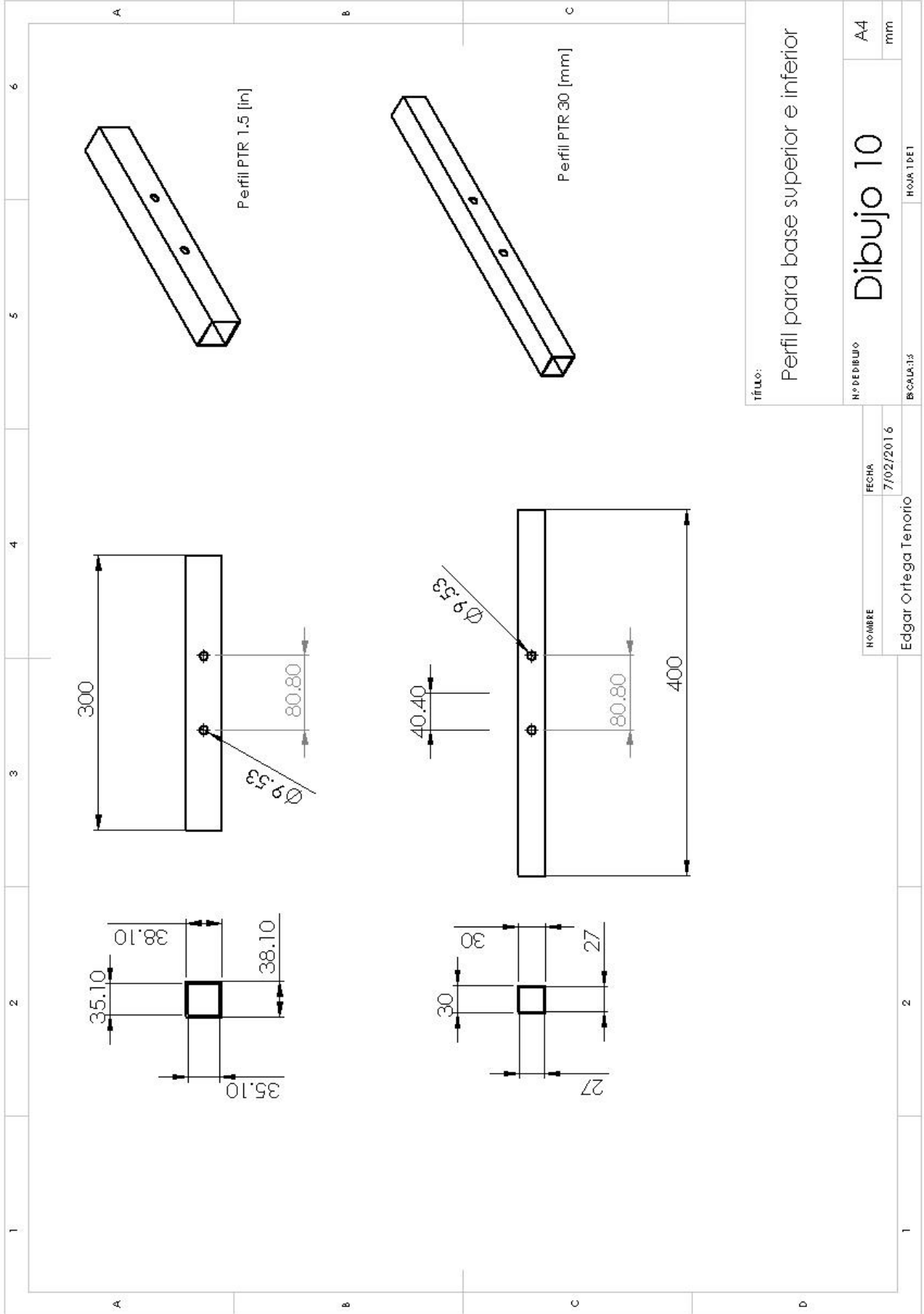
ESCALA: 1:20
HOJA 1 DE 1

NOMBRE: Edgar Ortega Tenorio
FECHA: 7/02/2016



Título		A4	
Niveles		mm	
Autor		Dibujo 9	
Fecha		Hoja 1 de 1	

Autor		Fecha	
Edgar Ortega Tenorio		7/02/2016	



Titulo:

Perfil para base superior e inferior

Nº DE DIBUJO

A4
mm

Dibujo 10

FECHA

7/02/2016

NOMBRE

Edgar Ortega Tenorio

BOCALA:15

HORA: 1:01

2

1

A continuación se muestran fotos del dispositivo experimental y del equipo de medición.



Figura B.1. Dispositivo experimental en Funcionamiento.

Figura B.2. Termómetro digital y Multímetros.



Figura B.3. Transformador Variable (VARIAC).



VARIAC 1
Marca: Westinghouse
Modelo: No especificado.
Voltaje: 0 -125 V
Amperaje: 1.7 - 90 A

VARIAC 2
Marca: STACO
Modelo: 221-B
Voltaje: 0 – 132 V
Amperaje: 2.5 A

Figura B.4. Fluido CMN al 4% (30 L).



Figura B.5. Vasos de Precipitados.

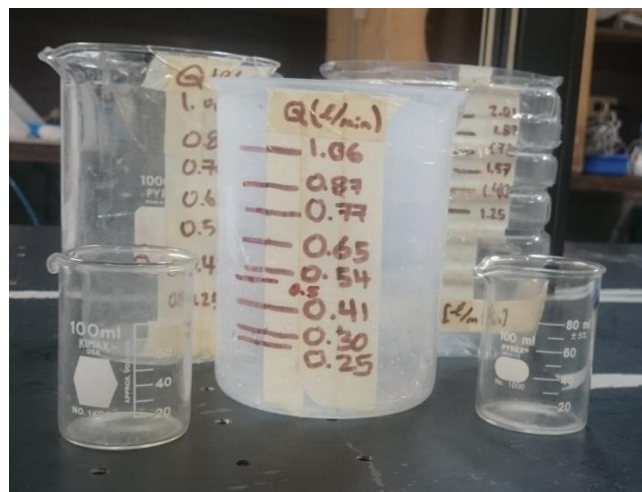


Figura B.6. Baño Térmico



Figura B.7. Serpentin del Depósito



BIBLIOGRAFÍA

1. Cengel, Y. A. y Ciambala, J. M. (2006). *Mecánica de Fluidos*. (2ª ed.). McGraw-Hill.
2. Incroper, F.P., y DeWitt, D. P. (1996). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. (4ª ed.). John Wiley & Sons.
3. Potter, M.C., Wiggert, D.C. (2002). *Mecánica de Fluidos*. (3ª ed.). México: Thomson.
4. Shames, I.H. (1995). *Mecánica de Fluidos*. (3ª ed.). México: McGraw-Hill.
5. Smith, A. J. (2003). *Mecánica de Fluidos: una introducción física*. México: Alfaomega.
6. Streeter, V.L, Wylie, E.B., Bedford, K.W. (1998). *Fluid Mechanics*. (9ª ed.). México: McGraw-Hill.
7. White, F. M. (2006). *Fluid Mechanics*. (6ª ed.). McGraw-Hill.

REFERENCIAS

8. Ahmad R. A. and Qureshi Z. H. (1992). *Laminar mixed convection from a uniform heat flux horizontal cylinder in a crossflow*. Journal of Heat Mass Transfer, Vol. 6, pp. 277-287.
9. Bhowmick, S., Molla, Md. M., Mia, M., and Saha, S.C. (2014). *Non-Newtonian Mixed Convection Flow from a Horizontal Circular Cylinder with Uniform Surface Heat Flux*. Procedia Engineering, Vol. 90, pp. 510-516.
10. Boger D. V. (1977). *Demonstration of upper and lower Newtonian fluid behavior in a pseudo plastic fluid*, Nature, Vol. 265, pp. 126-128.
11. Bose, A., Nirmalkar, N. and Chhabra, R.P. (2015). *Effect of aiding-buoyancy on mixed-convection from a heated cylinder in Bingham plastic fluids*. Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Vol.220, pp. 3-21.
12. Cervantes de G., J.G., Sánchez C., F.A., Sánchez H., J.M., Solorio O., F.J. (2001). *Cálculo de la generación de entropía en convección mixta alrededor de un cilindro con base en resultados experimentales*. Facultad de ingeniería, pp. 123-127.
13. Chandra, A. and Chhabra R.P. (2012). *Mixed convection from a heated semi-circular cylinder to power-law fluids in steady flow regime*. International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 55, pp. 214-234.

14. Guha A. and Pradan K. (2014). *Natural convection of non-Newtonian power-law fluid on a horizontal plate*. International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 70, pp. 930-938.
15. Gupta, R.C. (2001). *On developing laminar non-Newtonian flow in pipes and channels*. Nonlinear Analysis: Real World Applications, Vol. 2, pp. 171-193.
16. Hartline B. K. and Lister C.R. (1977). *Thermal convection in a Hele-Shaw cell*. Journal Fluid Mech, Vol. 79, part 2, pp.379-389.
17. Hatami M. and Ganji D.D. (2014). *Natural convection of sodium alginate (SA) non-Newtonian nanofluid flow between two vertical flat plates by analytical and numerical methods*. Case Studies in Thermal Engineering, Vol. 2, pp. 14-22.
18. J. H. Merkin. (1977). *Mixed Convection from a horizontal Circular cylinder*. International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 20, pp. 73-77.
19. K. Madlener, B. Frey, and H.K. Ciezki. (2009). *Generalized Reynolds Number for Non-Newtonian Fluids*. Progress in Propulsion Physics. Vol. 1, pp. 237-250.
20. Liu, S. and Masliyah, J. H. (1998). *On non-Newtonian fluid in ducts and porous media*. Chemical Engineering Science, Vol. 53, No. 6, pp. 1175-1201.
21. Matin M.H. and Khan W.A. (2013). *Laminar natural convection of non-Newtonian power-law fluids between concentric circular cylinders*. International Communications in Heat and Mass Transfer, Vol. 43, pp. 112-121.
22. Matras Z., Nowak Z. (1983). *Laminar entry length problem for power-law fluids*, Acta Mech. 48, pp. 81–90.
23. Molla M.M. and Yao L.S. (2009). *Mixed convection of non-Newtonian fluids along a heated vertical flat plate*. International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 52, pp. 3266-3271.
24. Moraga N.O. and Lemus-Mondaca R.A. (2011). *Numerical conjugate air mixed convection/non-Newtonian liquid solidification for various cavity configurations and rheological models*. International Journal of Heat and Mass Transfer, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 54, pp. 5116-5125.
25. Nayak S.K. and Sandborn V.A. (1977). *Periodic heat transfer in directly opposed free and forced convection flow*. International Journal Heat Mass Transfer, Vol. 20, pp. 189-194.
26. Nicolas, X. Luijckx J.-M. and Platten, J.-K. (2000). *Linear stability of mixed convection flows in horizontal rectangular channels of finite transversal extension heated from below*. International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 43, pp. 589-610.

27. Oosthuizen, P. H. and Madan, S. (1970). *Combined convective heat transfer from horizontal cylinders air*. Journal Heat Transfer, Vol. 92 C, pp. 194-196.
28. Phino, F.T. and Whitelaw, J.H. (1990). *Flow of non-Newtonian fluids in a pipe*. Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Vol. 34, pp. 129-144.
29. Ram, P.B., Chhabra, R.P, and Eswaran V. (2006). *Steady forced convection heat transfer from a heated circular cylinder to power-law fluids*. International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 50, pp. 977-990.
30. Sánchez, F. A., Sánchez, J.M., Solorio F. J. y Ávila R. R. (2002). *Simulación numérica de la convección natural en una cavidad cerrada con paredes de conductividad y espesor finitos*. 9th Latin American Congress in Heat and Mass Transfer, pp. 146-155.
31. Sánchez, F. A., y Sánchez, J.M. (2000). *Diseño y Construcción De Un Equipo Para El Estudio De La Convección Mixta En un Cilindro*. Tesis de licenciatura. Facultad de ingeniería. Universidad Nacional Autónoma De México.
32. Van der Heggen Zijinen, B. G. (1956). *Modified correlation formulae for heat transfers by natural and forced convection from horizontal cylinders*. Applied Scientific Research. A 6, pp. 129-140.

MESOGRAFÍA

33. Ingeniería civil y medio ambiente (2001). *Propiedades físicas del agua*. Recuperado el día 4 de mayo de 2016, 1:30 pm de:
<http://www.miliarium.com/Paginas/Prontu/Tablas/Aguas/PropiedadesFisicasAgua.htm>
34. Universidad de los Andes, Rojas G. Orlando. (1999) *Introducción a la Reología*. Recuperado el día 1 de marzo de 2016, 8:30pm de:
<http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S520B.pdf>
35. Universidad de Sevilla (2016, marzo 7) *Dilatación y compresibilidad*. Recuperado el día 1 de febrero de 2016, 7:00 pm. de:
[http://laplace.us.es/wiki/index.php/Dilataci%C3%B3n_y_compresibilidad_\(GIE\)](http://laplace.us.es/wiki/index.php/Dilataci%C3%B3n_y_compresibilidad_(GIE))
36. Universidad de Valencia (2014) *Práctica para el cálculo del coeficiente de dilatación*. Recuperado el día 1 de febrero de 2016, 4:30pm de:
<http://www.uv.es/=termo/Laboratori/Termodinamica/Guiones/cas/03-10.pdf>