



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**Estudio de la convección de
calor en un cilindro para un
fluido pseudo plástico
asistido**

TESIS

Que para obtener el título de
Ingeniero Mecánico

P R E S E N T A

Gerardo Peñaloza Tenorio

DIRECTOR DE TESIS

Dr. José Melesio Sánchez Huerta



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2020



Universidad Nacional
Autónoma de México



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

Me gustaría agradecer a mi familia, que me apoyó durante toda la carrera, especialmente a mis padres, María Dolores y Rene, ya que me tuvieron paciencia durante la realización de esta tesis, además de darme el apoyo y la motivación para seguir adelante con dicho trabajo.

A mis amigos con los cuales pase grandes momentos durante toda la carrera, en especial a Ricardo, la persona que me acompañó durante todos los años que duramos en la facultad, y aun después de terminarla.

A la UNAM y a la Facultad de Ingeniería, que me dieron la oportunidad de estudiar en sus instalaciones, con las cuales pude terminar la carrera de ingeniería. A todos los profesores que me transmitieron su conocimiento, especialmente al Dr. José Melesio, quien me dio la oportunidad, su confianza y su apoyo para realizar esta tesis bajo su supervisión.

Índice

Agradecimientos.....	i
Índice.....	ii
Capítulo 1.....	1
Introducción.....	2
Capítulo 2.....	3
Antecedentes.....	4
Investigaciones previas.....	10
Justificación.....	31
Capítulo 3: Experimentos.....	32
Descripción del problema.....	33
Descripción del equipo.....	34
Capítulo 4.....	39
Metodología experimental.....	40
Capítulo 5.....	42
Resultados.....	43
Capítulo 6.....	61
Conclusiones.....	62
Anexo.....	63
Apéndice.....	64
Bibliografía	74

CAPITULO 1

INTRODUCCIÓN

Introducción

Se conoce como convección al intercambio de energía entre un cuerpo y un fluido, siempre y cuando exista una diferencia de velocidades entre estos. La convección de calor se clasifica dependiendo de las fuerzas que la originan, si es por las fuerzas de flotación, se conoce como natural, si el movimiento del fluido es generado por una fuerza externa, como una bomba, se llama convección forzada. Cuando ambas fuerzas son de la misma magnitud, se le conoce como convección mixta.

A lo largo de los años, la convección mixta de un cilindro calentado se ha estudiado ampliamente en fluidos newtonianos y, algo menos ampliamente, en fluidos que se rigen por la ley de potencia en un amplio rango de condiciones. Actualmente hay disponible literatura importante sobre la transferencia de calor por convección mixta desde un cilindro circular en fluidos newtonianos como el aire, el agua y los aceites viscosos en amplios rangos de número de Rayleigh que abarcan tanto las condiciones de flujo laminar como turbulento, así como en los diferentes regímenes de convección mixta.

Este trabajo tiene como objetivo estudiar la convección de calor presente en un cilindro circular que se encuentre dentro de un fluido pseudoplástico, el fluido es una solución de carboximetil de celulosa a una concentración del 3%, el comportamiento de este fluido se rige por la ley de potencia. Además, se compara el comportamiento que tiene el fluido pseudoplástico con el del agua. Los resultados se presentan de manera gráfica clasificándolos por diferentes números de Grashof.

Esta tesis se desarrolla en 6 capítulos, el primero llamado introducción donde se presenta una perspectiva general del trabajo. El capítulo dos tiene por nombre Antecedentes, donde se presentan investigaciones relacionadas a los diferentes tipos de convección. En el capítulo tres, llamado Experimentos, se presenta la descripción del problema a trabajar, y el equipo con el que se trabajará. El cuarto capítulo tiene por nombre Metodología experimental, donde se describe paso por paso cual fue el procedimiento con el cual se realizaron todas las pruebas. En el capítulo cinco se presentan todos los resultados obtenidos en las pruebas en forma gráfica, también incluye ecuaciones obtenidas de esas mismas gráficas. El sexto capítulo tiene por nombre conclusiones, donde se incluyen comentarios finales resultantes de los resultados obtenidos.

La tesis también incluye un apéndice donde se muestran gráficas complementarias que no se presentaron en el capítulo 5. Por último, se mencionan la bibliografía y las referencias que fueron consultadas.

CAPITULO 2

ANTECEDENTES

Antecedentes

Según la mecánica de fluidos, la materia se puede presentar en dos estados: sólido y fluido. Un sólido puede resistir un esfuerzo cortante con una deformación estática, un fluido no. Cualquier esfuerzo cortante aplicado a un fluido, no importa cuán pequeño sea, provocará el movimiento de éste.

Los fluidos tienen diferentes propiedades, algunas de las más importantes y que se estudian dentro de la mecánica de fluidos son las siguientes:

- Densidad: Es la relación entre la masa y el volumen. Un fluido más denso que otro tiene una masa mayor para el mismo volumen.
- Tensión superficial: Es la fuerza de atracción que aparece entre las moléculas de la superficie de un líquido y que es mayor a las fuerzas de atracción entre las moléculas del interior.
- Compresibilidad: Es una medida de cuánto disminuye el volumen de la materia cuando ésta es sometida a presión o compresión.
- Viscosidad: Es una medida de la resistencia a la deformación de un fluido.

Los fluidos pueden clasificarse según la ley de viscosidad de Newton:

$$\tau = \mu * \frac{du}{dy}$$

Donde:

τ = Esfuerzo cortante

μ = Viscosidad dinámica del fluido

$\frac{du}{dy}$ = Velocidad de deformación del fluido

- Fluidos newtonianos:
Se caracterizan por cumplir la Ley de la viscosidad de Newton.
- Fluidos no newtonianos:
No siguen la ley de viscosidad de Newton, su viscosidad varía con la temperatura y con la velocidad de deformación. Una de las formas más comunes de describir el comportamiento de estos fluidos es la ley de potencia:

$$\mu = K * \left(\frac{du}{dy}\right)^{n-1}$$

Donde:

μ = Viscosidad

K = índice de consistencia dimensional

$\frac{du}{dy}$ = Velocidad de deformación del fluido

n = índice de comportamiento

A su vez, los fluidos no newtonianos se pueden clasificar dependiendo su comportamiento, en la figura 1, se muestra de manera gráfica el comportamiento y clasificación de diferentes tipos de fluidos

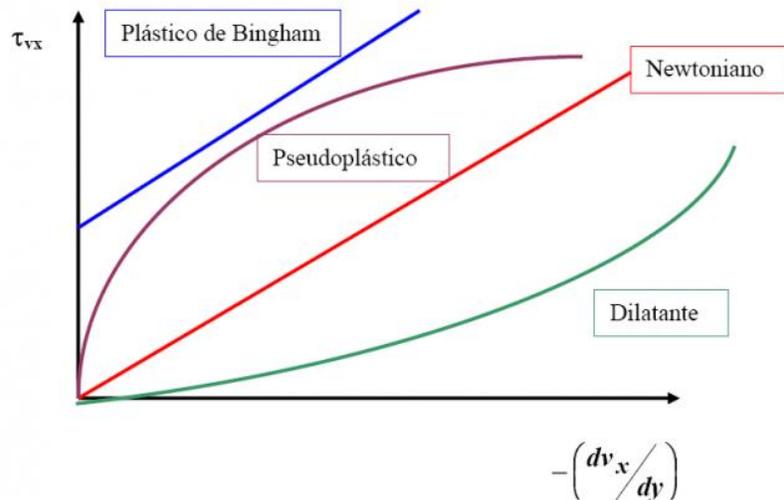


Figura 1: Reología de fluidos [12].

- **Comportamiento plástico:**
Permanece rígido mientras el esfuerzo cortante es menor de un determinado valor τ , por encima del cual se comporta de forma semejante a un fluido newtoniano. Algunos ejemplos de este tipo de fluidos son la pasta dental y tinta de pluma. El reograma de Bingham tiene una función característica:

$$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\eta} (\tau - f)$$

- **Comportamiento pseudoplásticos:**
No tienen una tensión de fluencia para que comiencen a deformarse, pero su viscosidad disminuye al aumentar el gradiente de velocidad. La función característica de estos fluidos es el reograma de Ostwald:

$$\frac{du}{dy} = f(\tau, t)$$

- **Comportamiento tixotrópico:**
Presentan una disminución limitada de la viscosidad con el tiempo al aplicar repentinamente un esfuerzo cortante. Entre este tipo de fluidos se destacan pinturas, mayonesa, ketchup, entre otros.
- **Comportamiento dilatante:**
El aumento 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 es el de Ostwald:

$$\frac{du}{dy} = k\tau^n; n < 1$$

En el estudio de la mecánica de fluidos, otra propiedad que es importante estudiar es la transferencia de calor, la transferencia de calor es la energía en tránsito debido a una diferencia de temperaturas, mientras exista una diferencia de temperaturas entre dos objetos o fluidos, debe ocurrir una transferencia de calor.

Existen tres formas de transferencia de calor: conducción, radiación y convección, en la figura 2 se muestra un esquema de las tres formas

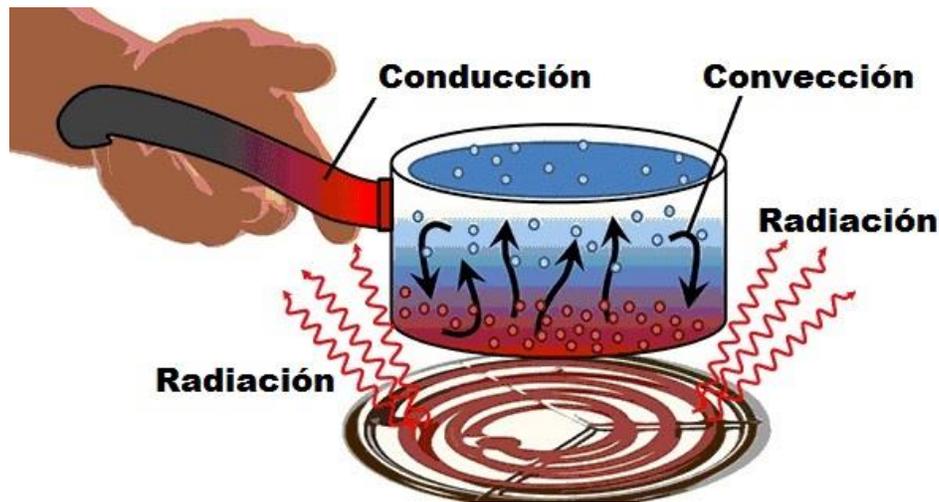


Figura 2: Esquema de las diferentes formas de transferencia de calor [13].

- **Conducción:**
Se refiere al transporte de energía en un medio debido a un gradiente de temperatura. La transferencia de energía por conducción debe ocurrir en la dirección de la temperatura decreciente.
El modelo para la conducción es la ley de Fourier:

$$q''_x = -k \frac{dT}{dx}$$

Donde:

q''_x = flujo de calor

k = conductividad térmica

$\frac{dT}{dx}$ = Gradiente de temperatura

- Radiación:
Es la energía emitida por la materia que se encuentra a una temperatura finita. Mientras la transferencia de energía por conducción o por convección requiere la presencia de un medio material, la radiación no la necesita, la transferencia de radiación ocurre de manera más eficiente en el vacío. La ley de Stefan-Boltzmann modela la potencia emisiva de un cuerpo.

$$E = \varepsilon \sigma T_s^4$$

Donde:

E_b = Potencia emisiva

ε = Emisividad

σ = Constante de Stefan Boltzmann

T_s = Temperatura de superficie

- Convección:
Se considera convección a la transferencia de energía entre una superficie y un fluido que se mueve sobre ésta. El modelo que describe la convección es la ley de enfriamiento de Newton:

$$q'' = h(T_s - T_\infty)$$

Donde:

q'' = Flujodecalor W/m²

h = Coeficiente de convección

T_s = Temperatura de la superficie

T_∞ = Temperatura del fluido

La transferencia total de calor se debe a una superposición de transporte de energía por el movimiento aleatorio de las moléculas y por el movimiento global del fluido. Se acostumbra a utilizar el término convección cuando se hace referencia al transporte acumulado y el término advección cuando se habla del transporte debido al movimiento volumétrico del fluido.

La velocidad del fluido es un factor muy importante dentro la convección, la velocidad mejora la transferencia de calor, esto significa que diferentes moléculas del fluido estén en contacto con la superficie.

Además de la velocidad, hay varias propiedades que también afectan la convección, como la viscosidad, la conductividad térmica, densidad, calor específico, entre otras. Esta es una de las razones por la cual la transferencia de calor por convección es la más compleja de todas.

La convección se puede clasificar dependiendo la manera en que se origina el movimiento del fluido, ya sea en convección natural, en convección forzada o convección mixta.

- Convección natural:
Se ocasiona cuando el movimiento del fluido se ocasiona por efectos de las fuerzas de flotación dadas por los gradientes de temperaturas.
- Convección forzada:
Es cuando el movimiento que tiene el fluido es ocasionado por una fuente externa, como sería una bomba o un compresor.
- Convección mixta
Es cuando la convección natural y la mixta son del mismo orden.

Para saber el tipo de convección que se presenta, existen varios números adimensionales que permiten identificarlo:

- Número de Reynolds (Re):

Representa la relación entre las fuerzas viscosas y las fuerzas inerciales, éste rige el régimen del flujo en la convección forzada

El número de Reynolds se define como:

$$Re = \frac{\rho V L}{\mu}$$

Donde:

$\rho = \text{densidad del fluido} \left[\frac{kg}{m^3} \right]$

$V = \text{Velocidad del fluido} \left[\frac{m}{s} \right]$

$L = \text{longitud característica} [m]$

$\mu = \text{viscosidad dinámica del fluido} [Pa * s]$

- Número de Grashof (Gr):

Indica la relación entre las fuerzas de empuje y las fuerzas viscosas, éste rige el régimen del flujo en la convección natural.

El número de Grashof se define como:

$$Gr = \frac{g \beta (T_s - T_\infty) L^3}{\nu^2}$$

Donde:

$$g = \text{gravedad} \left[\frac{m}{s^2} \right]$$

$$\beta = \text{coeficiente de expansión volumétrica} [k^{-1}]$$

$$T_s = \text{temperatura de superficie} [k]$$

$$T_\infty = \text{temperatura del fluido} [k]$$

$$L = \text{longitud característica} [m]$$

$$\nu = \text{viscosidad dinámica del fluido} \left[\frac{m^2}{s} \right]$$

- Número de Richardson (Ri):

La relación entre los números de Reynolds (Re) y el número de Grashof (Gr) indica que tipo de convección se encuentra presente, esta relación se llama número de Richardson (Ri):

$$Ri = \frac{Gr}{Re^2}$$

Si el $Ri \ll 1$ los efectos de la convección natural son despreciables, mientras que si $Ri \gg 1$ la convección forzada es despreciable, en el caso que $Ri \approx 1$ los efectos de la convección forzada y la natural deben de considerarse, este último punto es cuando se considera una convección mixta.

Aplicaciones

La transferencia de calor está relacionada fuertemente con los procesos industriales, como son los intercambiadores de calor, calderas, hornos, refrigeradores, entre otros.

Los intercambiadores de calor son dispositivos que ayudan a la transferencia de calor entre dos fluidos o un fluido y la pared de un sólido. En estos dispositivos se encuentran presentes la transferencia de calor por conducción y por convección.

Los intercambiadores de calor se clasifican dependiendo el contacto entre los fluidos:

- Intercambiadores de calor de contacto directo

En estos intercambiadores la transferencia de calor a través de un contacto entre los fluidos, al final del proceso los fluidos son fácilmente reemplazables. Un ejemplo de estos intercambiadores de calor son las torres de enfriamiento.

- Intercambiadores de calor de contacto indirecto

En estos dispositivos no existe un contacto entre los dos fluidos, se encuentran separados por un elemento físico, la transferencia de calor se genera a través de las paredes del elemento que los separa.

Existen diferentes tipos de estos intercambiadores de calor, como lo son de tubos concéntricos, de coraza y tubos, de placas, entre otros.

Investigaciones previas

O'Brien [6] analiza el ascenso de un cuerpo a través de un fluido no newtoniano a escalas de tiempo geológicas. Para poder resolverlo, lo simplifica a un ascenso de una esfera con una superficie sin fricción, cuya temperatura es uniforme y que asciende a través de un fluido no newtoniano. La solución matemática lo lleva a cabo mediante un análisis asintótico, considerando 4 regímenes en termino de dos parámetros adimensionales: el número de Péclet (Pe), y un parámetro de variación de viscosidad, ϵ .

Considera una esfera de radio a y densidad constante ρ_d que aumenta constantemente con la velocidad V a través de un fluido de densidad constante ρ_c , donde $\rho_c > \rho_d$, figura 3.

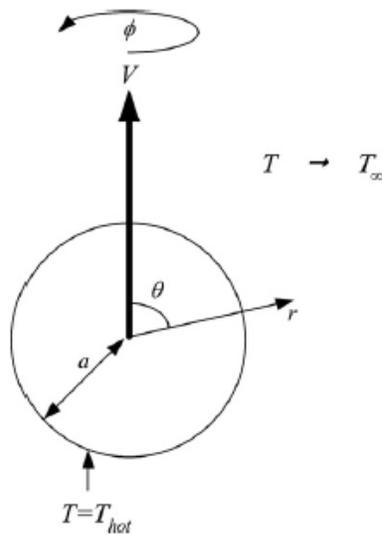


Figura 3: Esquema del problema [6]

Usa las ecuaciones de conservación de la masa, el momento y el calor en coordenadas esféricas polares (r, θ, ϕ) y en el marco de referencia en el que la esfera está fija en el origen son:

$$\begin{aligned} \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 u_r) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (u_\theta \sin \theta) &= 0, \\ 0 &= -\frac{\partial p}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \tau_{rr}) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (\tau_{r\theta} \sin \theta) - \frac{(\tau_{\theta\theta} + \tau_{\phi\phi})}{r}, \\ 0 &= -\frac{1}{r} \frac{\partial p}{\partial \theta} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \tau_{r\theta}) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (\tau_{\theta\theta} \sin \theta) \\ &\quad + \frac{(\tau_{r\theta} - \tau_{\phi\phi} \cot \theta)}{r}, \\ \rho_c c_p \left(u_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{u_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) &= k_c \left\{ \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\sin \theta \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) \right\} \end{aligned}$$

Igualmente considera un fluido no newtoniano con la ley de potencia para la viscosidad, además, analizó la dependencia con la temperatura, mediante la ecuación de Arrhenius.

$$\mu = A \dot{\gamma}^{1/n-1} \exp(E/RT)$$

Realizando el análisis llega a las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned} \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 u_r) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (u_\theta \sin \theta) &= 0, \\ 0 &= -\frac{\partial p}{\partial r} + \frac{2}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\mu r^2 \frac{\partial u_r}{\partial r} \right) + \frac{1}{r \sin \theta} \\ &\quad \times \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\mu \sin \theta \left\{ r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{u_\theta}{r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial u_r}{\partial \theta} \right\} \right) \\ &\quad - \frac{2\mu}{r^2} \left\{ 2u_r + \frac{1}{\sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (u_\theta \sin \theta) \right\}, \\ 0 &= -\frac{1}{r} \frac{\partial p}{\partial \theta} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\mu r^2 \left\{ r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{u_\theta}{r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial u_r}{\partial \theta} \right\} \right) + \frac{2}{r \sin \theta} \\ &\quad \times \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\mu \sin \theta \left\{ \frac{1}{r} \frac{\partial u_\theta}{\partial \theta} + \frac{u_r}{r} \right\} \right) \\ &\quad + \frac{\mu}{r} \left\{ r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{u_\theta}{r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial u_r}{\partial \theta} - \frac{2 \cot \theta}{r} (u_r + u_\theta \cot \theta) \right\}, \\ Pe \left(u_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{u_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) &= \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\sin \theta \frac{\partial T}{\partial \theta} \right), \end{aligned}$$

Resuelve las ecuaciones anteriores considerando los 4 regímenes diferentes, llegando a los siguientes resultados:

Régimen A: $Pe \gg e^{2n(1-T_{oo})/(n+1)\epsilon T_{oo}} / \epsilon^{2/(n+1)}$:

Advección significativa de calor, que resulta en una capa límite térmica cerca de la superficie de la esfera:

$$\epsilon \gg \frac{\bar{n}(3 + \bar{n} - 2T_{\infty})}{(\bar{n} + 1)T_{\infty} \log(\Omega / (\log \Omega)^{2/(\bar{n}+1)})}$$

Régimen B: $\epsilon \ll Pe \ll 1$:

Advección insignificante de calor y gran variación de viscosidad, lo que resulta en una capa de deformación relativamente invisible cerca de la superficie de la esfera.

$$\epsilon \ll \frac{\bar{n}}{\log(\Omega / (\log \Omega)^{1+2/\bar{n}})}$$

Régimen C: $\epsilon \ll 1, 1 \ll Pe \ll \epsilon e^{n(1-T_{oo})/(n+2)\epsilon T_{oo}}$:

Advección significativa de calor y gran variación de viscosidad, lo que resulta en una capa límite térmica y una capa de deformación anidada, relativamente invisible, cerca de la superficie de la esfera;

$$\frac{1}{\log(\Omega^{1/\bar{n}} / (\log \Omega)^{1+2/\bar{n}})} \ll \epsilon \ll \frac{\bar{n}(3 + \bar{n} - T_{\infty})}{(\bar{n} + 2)T_{\infty} \log(\Omega \log \Omega)}$$

Régimen D: $\epsilon \ll 1, \epsilon e^{n(1-T_{oo})/(n+2)\epsilon T_{oo}} \ll Pe \ll e^{2n(1-T_{oo})/(n+1)\epsilon T_{oo}} / \epsilon^{2/(n+1)}$:

Advección significativa de calor, pero gran variación de viscosidad, lo que resulta en una capa límite térmica y una capa de deformación anidada, relativamente invisible, cerca de la superficie de la esfera, sobre la cual se impone la presión externa.

Para este caso, hay una capa de deformación de espesor $(\epsilon e^{-\bar{n}(1-T_{\infty})/\epsilon T_{\infty}} / Pe)^{1/(\bar{n}+3)}$ y una capa límite térmica de espesor $(e^{-\bar{n}(1-T_{\infty})/\epsilon T_{\infty}} / \epsilon^{\bar{n}+2} Pe)^{1/(\bar{n}+3)}$.

$$\frac{\bar{n}(3 + \bar{n} - T_{\infty})}{(\bar{n} + 2)T_{\infty} \log(\Omega \log \Omega)} \ll \epsilon \ll \frac{\bar{n}(3 + \bar{n} - 2T_{\infty})}{(\bar{n} + 1)T_{\infty} \log(\Omega / (\log \Omega)^{2/(\bar{n}+1)})}$$

Los resultados que obtuvo se pueden apreciar en las siguientes imágenes. En la Fig. 4 se muestra ϕ en función de n ; se tiene en cuenta que $\phi(1) = 2/3$, como se puede determinar analíticamente. La figura 5 muestra A^* como una función de n . A modo de comparación, se incluye una expresión derivada de ecuaciones anteriores.

$$A^*(\bar{n}) = 2^{1-1/\bar{n}} X_{sol}(\bar{n}) M(\bar{n}),$$

Donde:

$$X_{sol}(\bar{n}) = 1.3(1 - 1/\bar{n}^2) + 1/\bar{n}, \quad M(\bar{n}) = 0.76 + 0.24/\bar{n}.$$

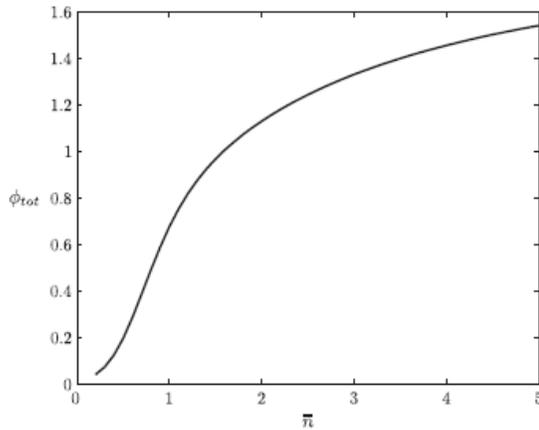


Figura 4: ϕ vs n [6]

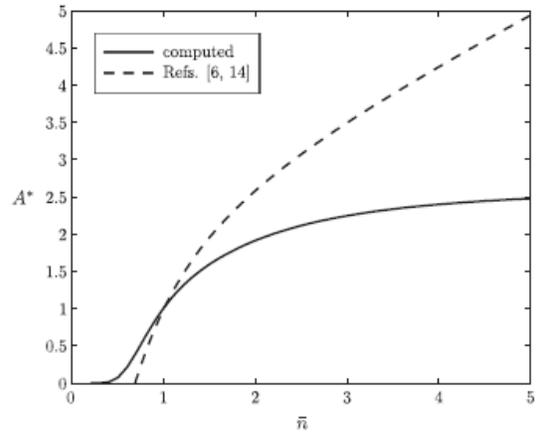


Figura 5: A^* vs n [6]

La figura 6 muestra U , que se define como $(U_\theta)_{r=1}$ y, por lo tanto, corresponde a $g(\theta)/\sin\theta$, en función de θ para $n = 1/5, 1, 5$. Mientras que la Fig. 7 muestra p en función de θ para $n = 1/5, 1, 5$.

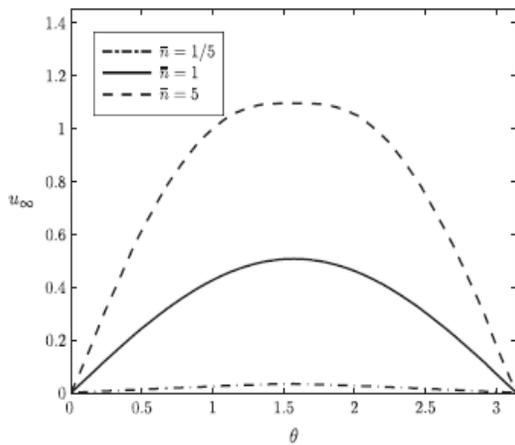


Figura 6: U_θ vs n [6]

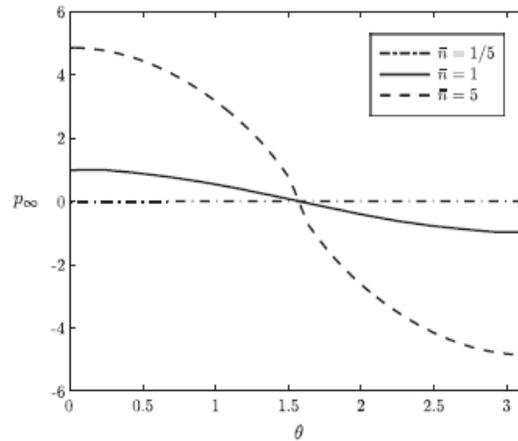


Figura 7: P vs θ [6]

La figura 8 muestra p en función de θ para $n = 1/5$.

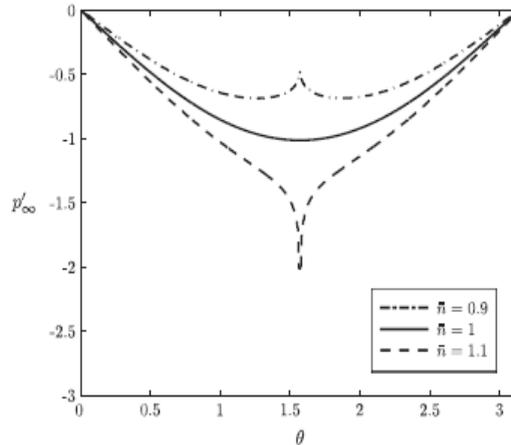


Figura 8: P vs θ [6]

El desarrollo analítico fue posible en cuatro regímenes asintóticos. Para dos de los regímenes, denotados B y C, O'Brien pudo encontrar expresiones de forma cerrada para el arrastre, el número de Nusselt y la velocidad de subida, para los otros dos, denotados A y D, los cálculos de elementos finitos para un problema isotérmico asociado fueron necesarios para generar los datos necesarios para determinar estas características para el problema no isotérmico.

Por otra parte, A. Bose [7], realiza un trabajo sobre la transferencia de calor por convección mixta desde un cilindro circular horizontal calentado en fluidos plásticos de Bingham. También analiza la morfología del dominio de flujo en términos del tamaño y la forma de las regiones cedidas y no cedidas separadas por las llamadas superficies de rendimiento.

Considera las propiedades termo-físicas (conductividad térmica, capacidad calorífica densidad, entre otras) constantes con la temperatura. Toma en cuenta que la convección mixta y las características de transferencia de calor se rigen por cuatro parámetros adimensionales, el número de Bingham (Bn), el número de Reynolds (Re), el número de Prandtl (Pr) y el número de Richardson (Ri) o combinaciones

Contempla un flujo bidimensional incompresible de un fluido plástico de Bingham a una temperatura constante T_∞ sobre un cilindro circular horizontal de diámetro d , mantenido a una temperatura de superficie constante ($T_w > T_\infty$), como se muestra esquemáticamente en la Fig. 9. Una corriente libre del fluido a una temperatura constante de T_∞ se aproxima al cilindro con una velocidad uniforme, U_∞ en la dirección Y positiva, mientras que la gravedad actúa en la dirección opuesta. Debido a la diferencia de temperatura predominante entre el cilindro y el fluido circundante, configura las corrientes de flotación en la dirección ascendente superpuesta al flujo impuesto externamente, lo que conduce al denominado régimen de convección mixta de flujo asistido.

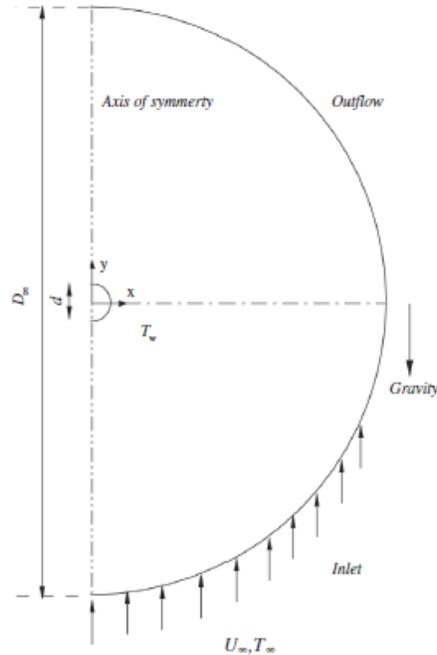


Figura 9: esquemas del flujo y del dominio computacional [7]

Para poder resolver las ecuaciones diferenciales sujetas a las condiciones de contorno establecidas por el, utiliza el solucionador basado en elementos finitos COMSOL Multiphysics.

Compara los valores obtenidos de los coeficientes de arrastre y el número promedio de Nusselt con los de Badr, Wong y Chen y Srinivas basado en el método de volumen finito, la diferencia entre los valores es cerca del 2%, tabla 1.

Pr	Re	Ri	C _{DP}		C _D		Nu			
			Ref. [16]	Present	Ref. [16]	Present	Ref. [16]	Ref. [35]	Ref. [36]	Present
0.7	20	0.25					2.666	2.654	2.723 ^a	2.643
		2					3.232	3.227		3.200
	40	0.25					3.559	3.650	3.680 ^a	3.521
		2					4.334	4.420		4.288
1	1	0	5.1350	5.2906	10.326	10.382	0.8760			0.8662
		2	19.459	19.652	38.872	38.317	1.1522			1.1598
	40	0	0.9738	0.9856	1.4987	1.4984	3.6526			3.6006
		2	2.2800	2.3405	3.8225	3.8414	4.8582			4.7925
100	1	0	5.1350	5.2906	10.326	10.382	3.3449			3.3031
		2	8.4768	8.6334	16.7803	16.669	3.8286			3.7656
	40	0	0.9738	0.9856	1.4987	1.4984	17.917			17.395
		2	1.4260	1.4599	2.3079	2.3138	19.961			19.468

^a Pr = 0.72.

Tabla 1: comparación de los resultados presentes y estudios previos en fluidos newtonianos [7]

A continuación, la Fig. 10 contrasta los resultados numéricos actuales con los datos experimentales de Hatton, dada por la ecuación:

$$Nu = 0.384 + 0.581Re_{eff}^{0.439}$$

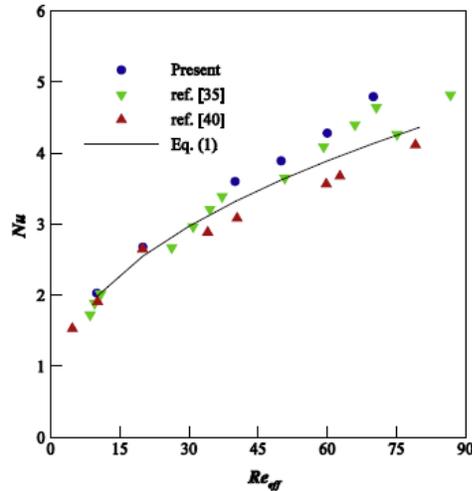


Figura 10: Comparación entre los resultados obtenidos con los valores en la literatura en fluidos newtonianos [7]

Las líneas de flujo (que se muestran en la mitad derecha del cilindro) y los contornos de isoterma (que se muestran en la mitad izquierda del cilindro) en las proximidades del cilindro se muestran en las Figs. 11a y 11b para valores puntuales del número de Bingham (Bn), el número de Richardson (Ri) en valores extremos del número de Reynolds (Re) y del número de Prandtl (Pr). La acumulación de las líneas de corriente en la vecindad del cilindro es evidente con el aumento del número de Bingham (Bn) debido al crecimiento de las regiones no cedidas. Esto, a su vez, produce gradientes de velocidad y temperatura relativamente altos cerca del cilindro que influyen directamente en los valores de arrastre y número de Nusselt.

Por otro lado, se ve que se ha formado una burbuja de separación en $Re = 40$ y $Ri = 0$ en los fluidos plásticos de Newton y Bingham, Fig. 11a, sin embargo, a medida que el valor del número de Bingham aumenta gradualmente, se suprime la tendencia a la separación del flujo y desaparece claramente en un valor crítico del número de Bingham, ya que se ve que es el caso en $Bn = 10$.

En $Ri = 2$ y $Re = 40$, no se observa ninguna burbuja de separación incluso para el caso de fluidos newtonianos. Esto se debe simplemente al hecho de que la corriente inducida por la flotabilidad tiende a estabilizar los campos de flujo y temperatura.

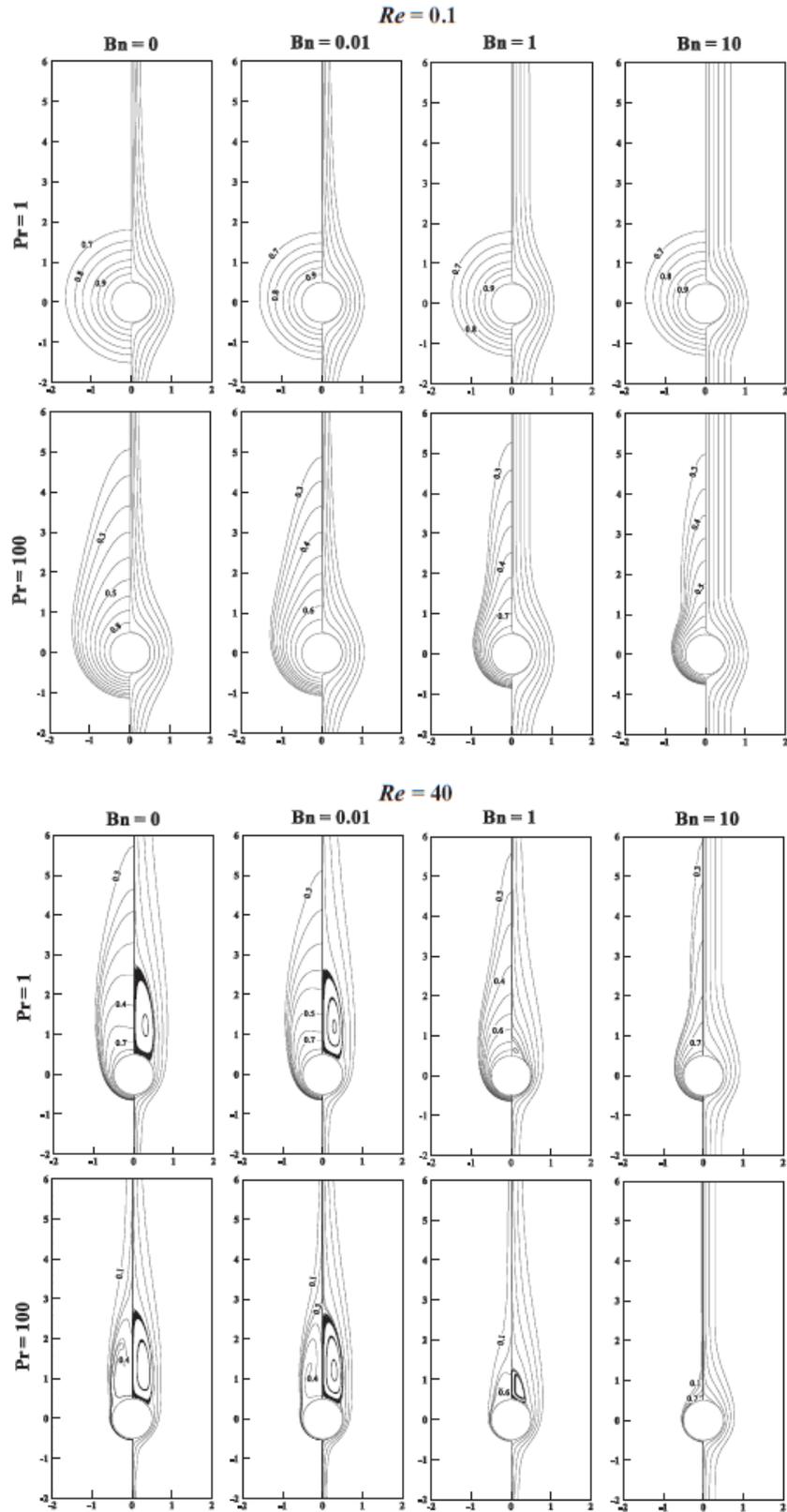


Figura 11a: Líneas de corriente (mitad derecha) e isoterma (mitad izquierda) contornos en la vecindad del cilindro en $Ri = 0$ [7]

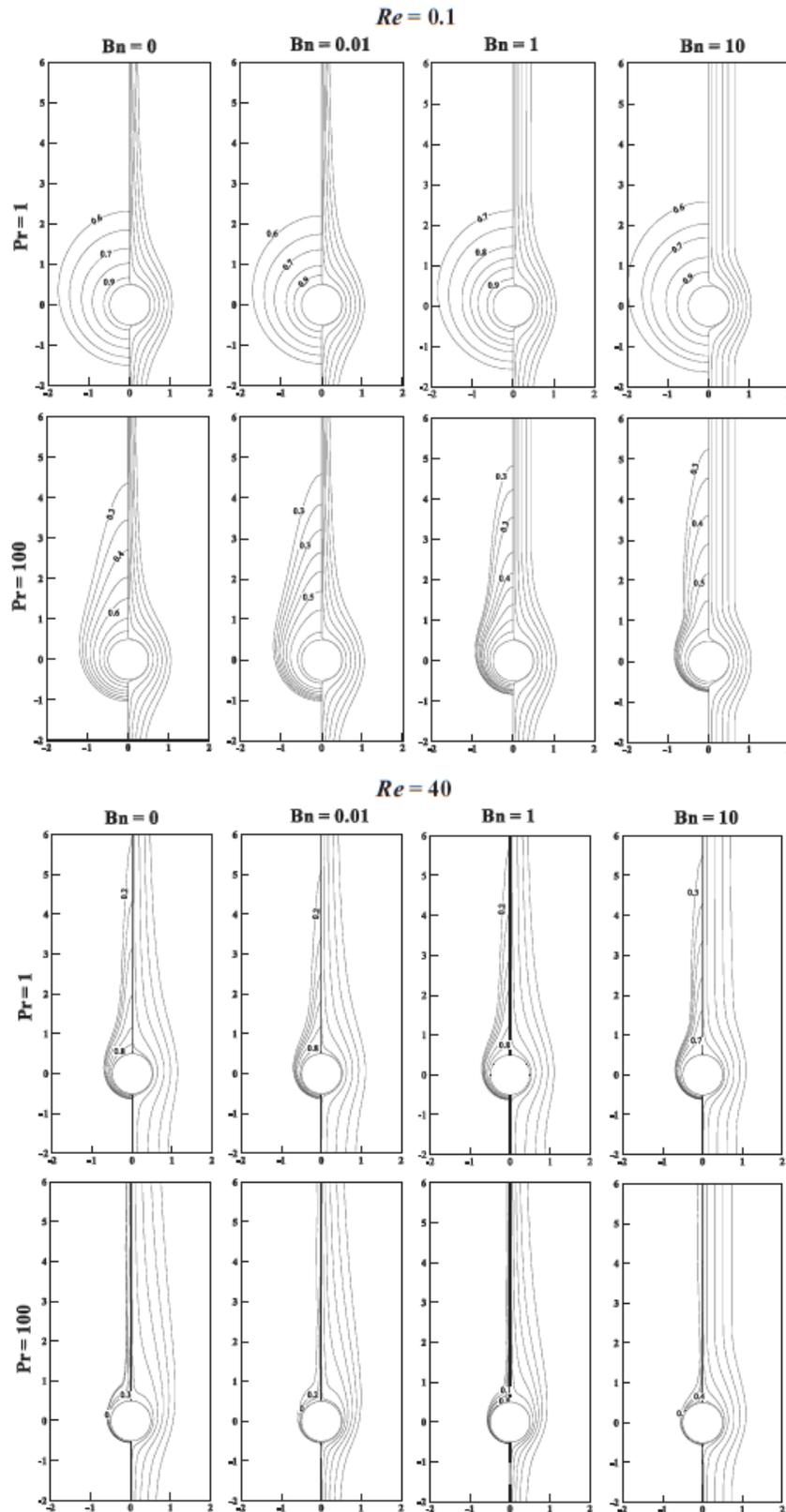


Figura 11b: Líneas de corriente (mitad derecha) e isoterma (mitad izquierda) contornos en la vecindad del cilindro en $Ri = 2$ [7]

La figura 12 muestra los efectos combinados de Ri , Pr , Bn y Re en la variación del número local de Nusselt a lo largo de la superficie del cilindro. El número local de Nusselt exhibe su valor máximo en el punto de estancamiento frontal y esta ubicación se mueve aguas abajo a lo largo de la superficie del cilindro con el número creciente de Bingham

Mientras el flujo permanezca unido a la superficie del cilindro, como en números bajos de Reynolds y / o incluso en números altos de Reynolds junto con los efectos de tensión de fluencia, el número local de Nusselt disminuye continuamente a lo largo de la superficie del cilindro desde su máximo valor en el punto de estancamiento delantero a su valor mínimo en el punto de estancamiento trasero. Sin embargo, en situaciones, cuando el flujo se separa de la superficie del cilindro, el número local de Nusselt disminuye hasta el punto de separación y, debido a la circulación mejorada de fluido en la región de la estela, aumenta desde este punto en adelante hasta el punto de estancamiento trasero.

Los resultados detallados sobre las características de flujo y transferencia de calor se visualizan en términos de la línea de corriente y los contornos isotérmicos adyacentes al cilindro calentado. La acumulación relativa de líneas de corriente y contornos isotérmicos se observa con los valores crecientes de cada número de Prandtl, número de Bingham, número de Reynolds y número de Richardson debido al adelgazamiento gradual de las capas límite de impulso y térmicas.

A. Bose concluye que el número creciente de Reynolds o el número de Prandtl o ambos tienden a mejorar la convección y el tamaño de las regiones producidas tiene una dependencia positiva de estos parámetros

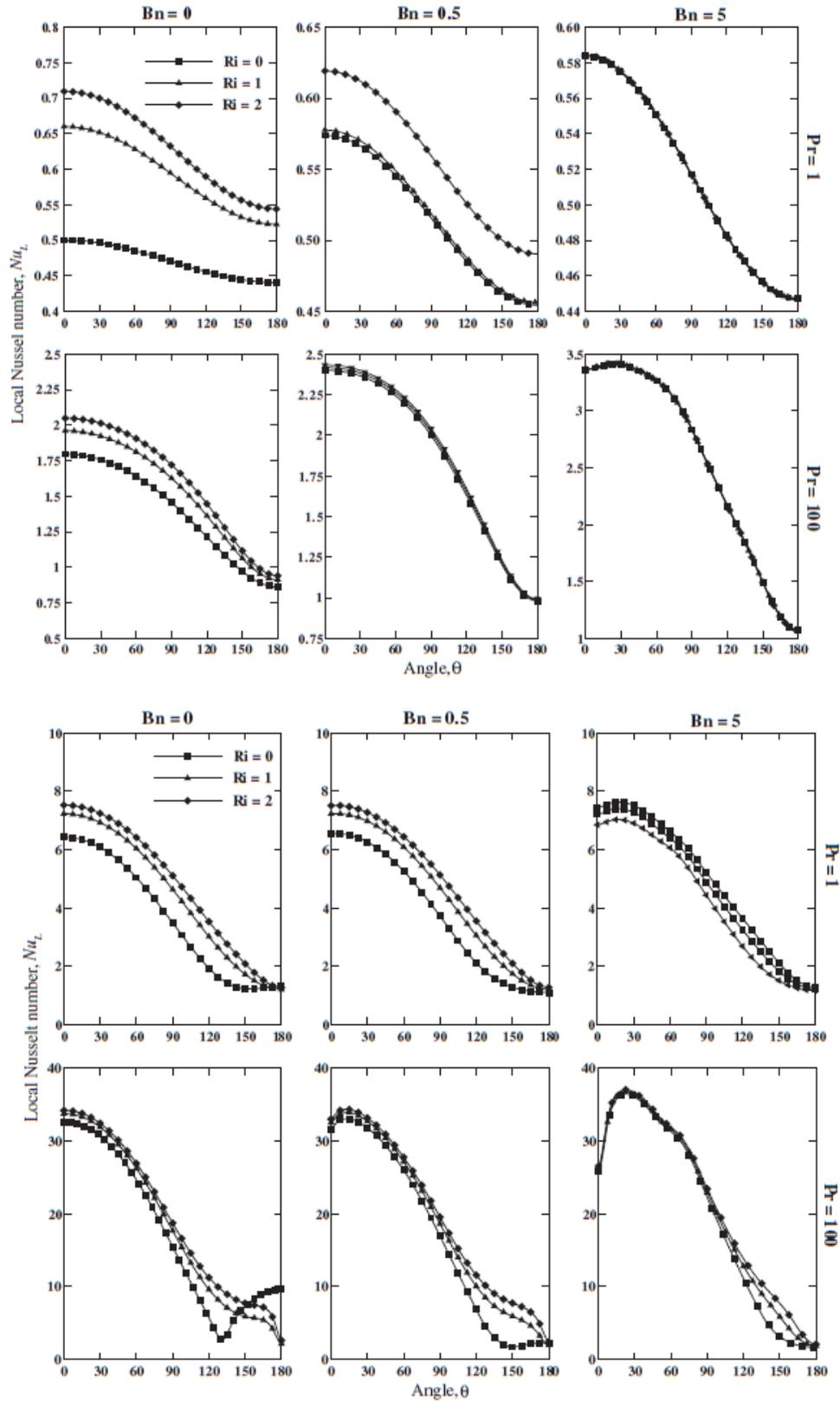


Figura 12: Variación del número local de Nusselt a lo largo de la superficie del cilindro en $Re = 0.1$ (arriba) y $Re = 40$ (abajo) [7]

De igual forma, Sidhartha Bhowmick et al[8] realiza un trabajo donde se estudia la convección mixta asistida alrededor de un cilindro circular horizontal con un flujo de calor uniforme, eligiendo el índice de comportamiento de la ley de potencia $n=(0.6,1)$.

Considera un modelo de viscosidad de la ley de potencia modificado:

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

Toma en cuenta un flujo bidimensional de un fluido no newtoniano sobre un cilindro circular horizontal de radio 'a' con flujo de calor superficial uniforme y una fuente de calor distribuida de la forma $g\beta(T - T_\infty)\sin(\bar{x}/a)$ (x distancia de medición desde punto de estancamiento inferior). La viscosidad depende de la velocidad de corte y está correlacionada por una ley de potencia modificada. Se supone que el flujo de calor superficial q_w se aplica al cilindro, T_∞ es la temperatura ambiente del fluido y T es la temperatura del fluido. El diseño considerado es el que se muestra en la Fig. 1. El flujo a lo largo del cilindro se desarrolla instantáneamente y su velocidad fuera de la capa límite está dada por $u = a$, donde U_∞ es la velocidad de flujo libre.

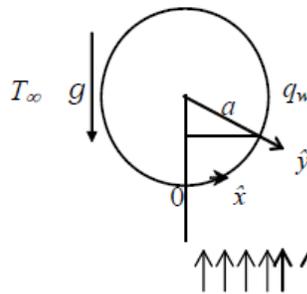


Figura 13: modelo físico y sistema de coordenadas [8]

Las soluciones numéricas se basan en el parámetro de flotabilidad λ , el número de Prandtl Pr y el índice de ley de potencia n. Los resultados se refieren a la posición de la separación de la capa límite, el número de Nusselt, así como a los perfiles de temperatura cerca del punto de estancamiento inferior ($X = 1$).

Se puede ver en las tablas 2 y 3 que la capa límite se separa del cilindro para todos los $\lambda < 0$ (flujo opuesto) y para algunos $\lambda > 0$ (flujo auxiliar). El flujo opuesto ($\lambda < 0$) acerca el punto de separación al punto de estancamiento inferior. Para valores negativos suficientemente grandes de λ (< -5) no habrá una capa límite en el cilindro.

$x \downarrow \lambda \rightarrow$	-5.0	-2.0	0.0	2.0	5.0	15.0
0.0000	2.11370	2.27444	2.35250	2.41819	2.50157	2.70771
0.4014	2.17729	2.50464	2.64251	2.75386	2.89125	3.22175
0.8028		2.44335	2.62322	2.75936	2.92106	3.29327
1.2042		2.10638	2.40727	2.58995	2.78813	3.20966
1.6057			1.96119	2.27419	2.53826	3.02531
2.0071				1.78851	2.19311	2.76447
2.4085					1.75314	2.43209
2.7925						2.03948
3.1416						1.35948

Tabla 2: valores numéricos de transferencia de calor $Q = Nu Re^{-1/2}$ para fluido de cizallamiento ($n=0.6$) para $Pr=20$ y diferentes valores de λ [8]

$x \downarrow \lambda \rightarrow$	-5.0	-2.0	0.0	2.0	5.0	20.0
0.0000	2.11370	2.27444	2.35250	2.41819	2.50157	2.78726
0.4014	2.05510	2.23155	2.31418	2.38283	2.46917	2.76101
0.8028	1.82490	2.09617	2.19688	2.27630	2.37276	2.68399
1.2042		1.82728	1.98847	2.09486	2.21317	2.55983
1.6057			1.63391	1.82775	1.99249	2.39457
2.0071				1.43432	1.71538	2.19550
2.4085						1.96603
2.7925						
3.1416						

Tabla 3: valores numéricos de transferencia de calor $Q = Nu Re^{-1/2}$ para fluidos newtonianos ($n=1$) para $Pr=50$ y diferentes valores de λ [8]

Para el caso del fluido ($n = 0.6$), encuentra el punto de separación en $X = \pi$ para $\lambda=15$ pero para el caso del fluido newtoniano el punto de separación ocurre en $\lambda=30$.

En la Tabla 2, para el fluido no newtoniano, la transferencia de calor inicialmente aumentó a una cierta X y luego disminuyó hasta los puntos de separación de la capa límite. Pero en la Tabla 3, para el fluido newtoniano, aparentemente se observa que para todos los valores de λ , la tasa de transferencia de calor, $NuRe^{-1/2}$ es más alta en los puntos de estancamiento más bajos y se reduce continuamente hasta los puntos de separación de la capa límite.

La variación de $NuRe^{-1/2}$ se muestra en la Figura 14 para cinco valores diferentes de λ ($= -5, 0, 2, 5, 10$) en $Pr = 100$ para el fluido ($n = 0.6$) y el fluido newtoniano ($n=1.0$), respectivamente.

En la Figura 15, se ofrece la distribución de temperatura en función de Y en la ubicación seleccionada ($X = 1$) para el caso del fluido no newtoniano ($n = 0.6$) y fluido newtoniano ($n = 1.0$) para cuatro valores diferentes de λ ($= -5, 0, 2, 10$) en $Pr=100$.

En la capa límite, la variación de la temperatura, para el fluido no newtoniano ($n=0.6$), disminuye rápidamente en el borde de ataque, cuando en la región aguas

abajo disminuye lentamente; pero, por otro lado, para el fluido newtoniano ($n = 1.0$), la variación de la temperatura en la capa límite disminuye menos rápidamente en toda la región de la corriente.

Sidhartha Bhowmick concluye que en ambos casos ($n = 0.6$ y 1.0), la temperatura del fluido para λ grande es menor que para λ pequeña.

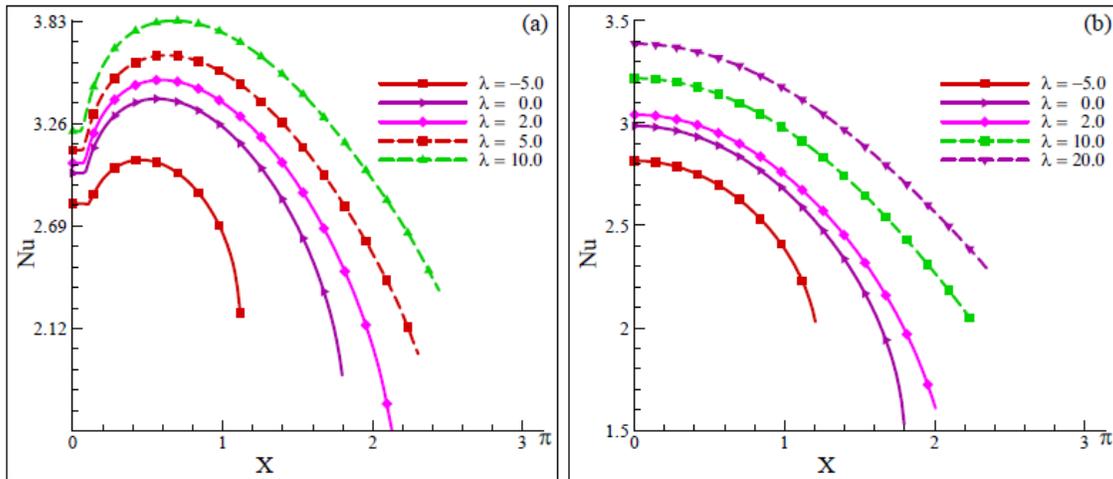


Figura 14: Numero de Nusselt para diferentes valores de números de Richardson, λ a $Pr=100$ con (a) $n=0.6$ and (b) $n=1$ [8]

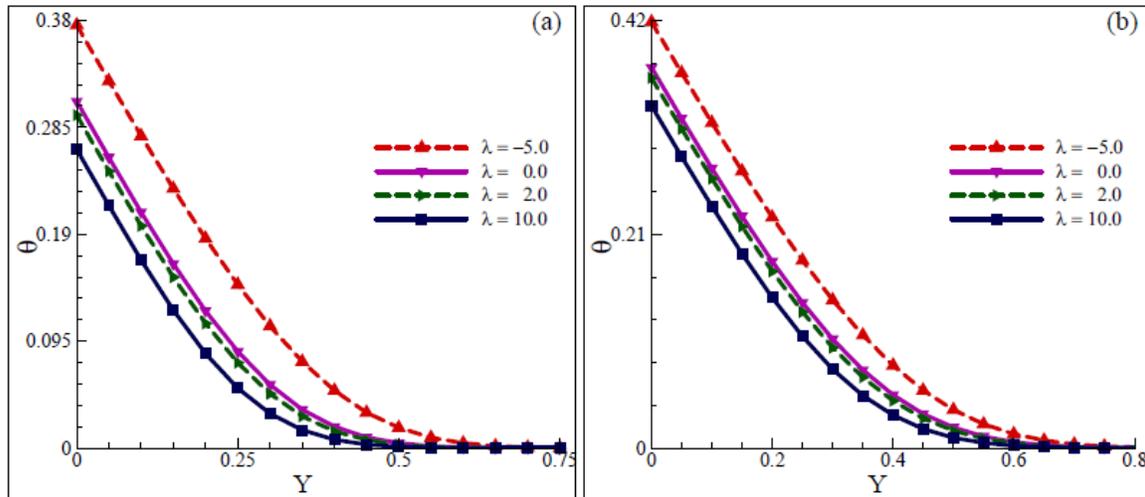


Figura 15: Temperatura de distribución a $X=1$ para diferentes valores de numero de Richardson, λ a $Pr=100$ para (a) $n=0.6$ y (b) $n=1$ [8]

Se puede observar que la transferencia de calor aumenta con el parámetro de la flotabilidad, al aumentar la flotabilidad, la velocidad del fluido también aumenta, ya que van en la misma dirección, el aumento de la velocidad ayuda a la transferencia de calor, esto se comprueba con la figura 14.

Al aumentar la transferencia de calor disminuye la temperatura, esto se observa en la figura 15, mientras el parámetro de flotabilidad va aumentando, la temperatura disminuye, esto se debe al aumento de transferencia de calor.

Con esto Sidhartha Bhowmick concluye que la velocidad del fluido afecta de forma considerable la transferencia de calor.

Un trabajo que se asemeja al realizado en este trabajo de tesis es uno realizado por B. K. Rao et al [9], donde desarrolla una ecuación confiable para la transferencia de calor por convección forzada en fluidos que se rigen por la ley de potencia desde un cilindro calentado en flujo cruzado.

Realiza pruebas experimentales con un equipo, el cual se muestra un esquema en la figura 16. Los fluidos no newtonianos que usa para este estudio fueron soluciones acuosas de Carbopol 934 (a concentraciones de 250 y 500 ppm en peso) y Carbopol EZ1 (a 500 ppm).

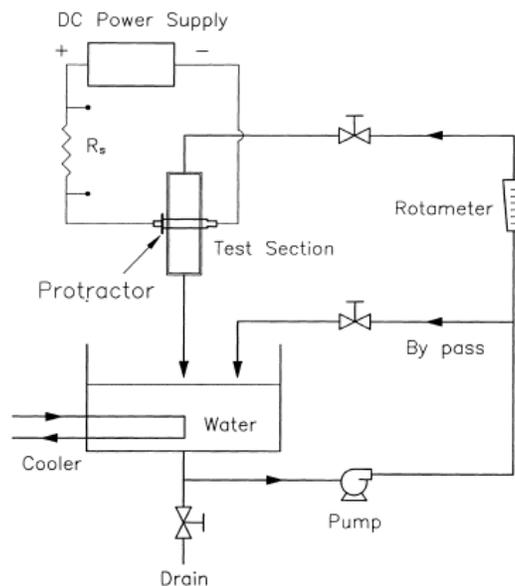


Figura 16: Esquema del recorrido del fluido [9]

En un rango de $102 < Re^* < 5800$; $6.5 < Pr^* < 79$, y $0.6 < n < 1$, B. K. Rao midió experimentalmente las temperaturas circunferenciales de la pared para flujos de agua y fluidos no newtonianos sobre un cilindro liso. El cilindro se calentó haciendo pasar corriente eléctrica directa a través de él. El coeficiente de transferencia de calor promediado periféricamente para fluidos no newtonianos, a cualquier velocidad fija, disminuye al aumentar la concentración de polímero.

Cada corrida con solución de polímero se repite tres veces, donde la variación en el Nu promedio estuvo dentro de $\pm 3\%$.

En base a los resultados experimentales obtenidos, propone la siguiente correlación nueva y simple para la transferencia de calor promediada periféricamente al fluido desde un cilindro liso calentado con flujo de calor uniforme, en flujo cruzado:

$$Nu_{ave} = f(n) (0.165Re^{0.15} + 0.079 Re^{0.79}) Pr^{g(n)} (\mu_{\infty} / \mu_w)^{0.25},$$

$$f(n) = -2.24 + 7.17n - 3.93n^2,$$

$$g(n) = 0.4 + 0.05(1 - n),$$

Con validez sobre el rango: $102 < Re^* < 9600$, $6.5 < Pr^* < 679$ y $0.60 < n < 1.0$. Las constantes en las ecuaciones se obtuvieron del análisis de regresión.

De la Fig. 17 se puede ver que los valores actuales de Nu promediados periféricamente para el agua, así como para los fluidos no newtonianos, están en buen acuerdo con lo predicho usando la Ecuación anterior, dentro del rango de los parámetros (ver Tabla 4).

Fluid		Re^*	Pr^*	n
Water		813-5800	6.5-8.2	1.0
Carbopol	934 250 wppm	205-3538	20.9-42.8	0.71-0.76
	500 wppm	120-2280	34.4-65.0	0.64-0.69
	EZ1 500 wppm	102-1092	36.1-78.9	0.60-0.65

Tabla 4: Rangos de parámetros [9]

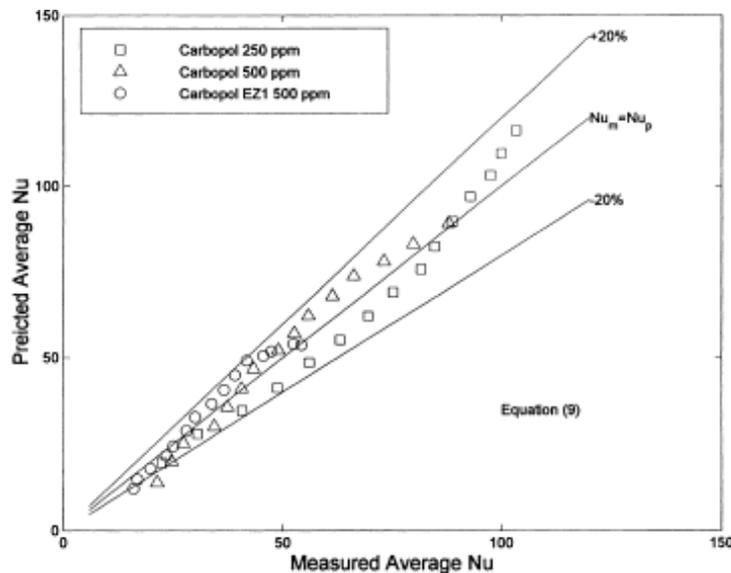


Figura 17: Nu pronosticado contra Nu medido para soluciones de carbopol [9]

B. K. Rao llega a las siguientes conclusiones:

- La transferencia de calor a fluidos de ley de potencia puramente viscosos desde un cilindro caliente disminuye, con un valor n decreciente, en cualquier Re^* dado.
- La transferencia de calor a fluidos de ley de potencia puramente viscosos, dentro del rango: $102 < Re^* < 5800$, $6.5 < Pr^* < 79$ y $0.6 < n < 1$ se puede predecir con precisión utilizando la ecuación. (9)

Otro trabajo que aborda el tema de la transferencia de calor es uno realizado por R.P. Bharti et al [10], donde estudia la transferencia de calor por convección forzada en fluidos incompresibles en un cilindro elíptico en un flujo laminar cruzado. En particular se estudian los efectos del índice de ley de potencia ($0.2 < n < 1.8$), el número de Reynolds ($0.01 < Re < 40$), el número de Prandtl ($1 < Pr < 100$) y la relación de aspecto del cilindro elíptico ($0.2 < E < 5$). En general, estudia el número de Nusselt

Considera flujo bidimensional y laminar de un líquido incompresible con una velocidad y temperatura uniformes (U_∞, T_∞) a través de un cilindro infinitamente largo de sección transversal elíptica. La superficie del cilindro se mantiene a una temperatura constante T_w , figura 18.

El diámetro del límite circular exterior D_∞ se considera lo suficientemente grande como para minimizar los efectos límite.

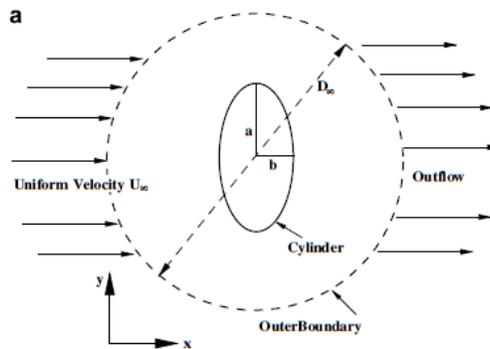


Figura 18: esquema del problema [10]

Contempla las ecuaciones de continuidad, momento y energía térmica en sus formas compactas, las cuales se escriben de la siguiente manera:

1. Ecuación de continuidad

$$\nabla \cdot U = 0$$

2. Ecuación de momentum

$$\rho(U \cdot \nabla U - f) - \nabla \cdot \sigma = 0$$

3. Ecuación de energía térmica

$$\rho c_p (U \cdot \nabla T) - k \nabla^2 T = 0$$

Los números de Reynolds (Re) y Prandtl (Pr) para fluidos que se rigen por la ley de potencia, lo definió de la siguiente manera:

$$Re = \frac{\rho (2a)^n U_\infty^{2-n}}{m} \quad \text{and} \quad Pr = \frac{c_p m}{k} \left(\frac{U_\infty}{2a} \right)^{n-1}$$

La solución numérica la llevo a cabo utilizando FLUENT, que resuelve el sistema de ecuaciones algebraicas utilizando el método iterativo punto por punto de Gauss – Siedel (G – S) junto con el solucionador de métodos algebraicos de cuadrícula múltiple.

En Tabla 5, R.P. Bharti compara los valores promedio del número de Nusselt (Nu) para la transferencia de calor en fluidos newtonianos (aire) de un cilindro elíptico (E= 1, 2 y 5) para varios valores del número de Reynolds (0.01 <Re <40) con valores en la literatura. Se puede ver que existe una excelente correspondencia entre los valores actuales y los de la literatura para los fluidos newtonianos; La diferencia máxima es del orden del 3%.

Source	Re = 0.01	Re = 0.1	Re = 20	Re = 40
<i>E = 1</i>				
Present results	0.3054	0.4481	2.4500	3.2622
Dennis et al. [40]	0.3020	0.4520	2.5570	3.4800
Lange et al. [41]	0.2900	0.4400	2.4087	3.2805
Mettu et al. [42]	0.3080	0.4530	2.5400	3.3370
Bharti et al. [8]	–	–	2.4653	3.2825
	<i>Re = 20</i>	<i>Re = 50</i>	<i>Re = 20</i>	
<i>E = 2</i>				
Present results	3.1072	4.6118	<i>E = 5</i>	
Badr [28]	3.0000	4.4900	2.7338	
			2.8100	

Tabla 5: comparación del número de Nusselt promedio para transferencia de calor en fluidos newtonianos (aire) de un cilindro elíptico no confinado. [10]

La Tabla 6 muestra una comparación similar para la transferencia de calor de un cilindro circular a líquidos de ley de potencia. Una vez más, los resultados actuales pueden verse de acuerdo (<5%) con los resultados de la literatura.

<i>Re</i>	Source	<i>n</i> = 0.8	<i>n</i> = 1	<i>n</i> = 1.2	<i>n</i> = 1.4
5	Present results	1.5992	1.5641	1.5396	1.5217
	Bharti et al. [15]	1.6844	1.5855	1.5317	1.5011
	Soares et al. [23]	1.6214	1.5896	1.5662	1.5481
10	Present results	2.1234	2.0597	2.0110	1.9727
	Bharti et al. [15]	2.2274	2.0874	2.0020	1.9475
	Soares et al. [23]	2.1164	2.0577	2.0111	1.9730
40	Present results	3.8296	3.6533	3.4132	3.4003
	Bharti et al. [15]	3.9915	3.7030	3.3522	3.3522
	Soares et al. [23]	3.7359	3.5695	3.3249	3.3249

Tabla 6: comparación del número de Nusselt promedio para transferencia de calor en líquidos de la ley de potencia ($Pr=1$) de un cilindro circular no confinado [10]

En su trabajo, R.P. Bharti menciona el factor j de Colburn, el cual se define:

$$j = \frac{Nu}{RePr^{1/3}}$$

Explica que la principal virtud de este parámetro radica en el hecho de que ofrece la posibilidad de conciliar los resultados para un rango de números de Prandtl en una sola curva. La variación del factor j de Colburn con el número de Reynolds, el índice de ley de potencia, el número de Prandtl y la relación de aspecto sobre el rango de condiciones estudiadas en su trabajo se muestra en la Fig. 19.

Estas graficas muestran una dependencia cualitativamente similar del factor j de Colburn (al del cilindro circular, $E=1$, vea la fila central de la Fig. 19) en los parámetros adimensionales (Re , n , Pr , E). Para valores fijos de los números de Reynolds y Prandtl y el índice de ley de potencia (n), el valor del factor j aumenta desde el de un cilindro circular ($E=1$) (ver las tres filas superiores de la Fig. 19) con la disminución valor de la relación de aspecto ($E<1$), se puede ver la dependencia opuesta (ver las últimas tres filas de la Fig. 19) con el valor creciente de la relación de aspecto ($E>1$). Para valores fijos de la relación de aspecto (E) y el número de Prandtl (Pr), el índice de ley de potencia (n) tiene una influencia insignificante en el factor j en números bajos de Reynolds. Independientemente de la relación de aspecto (E) y el número de Prandtl (Pr), los valores crecientes del número de Reynolds (Re) muestran una influencia más fuerte del índice de ley de potencia (n) en el factor j en el adelgazamiento por cizallamiento ($n < 1$) fluidos que los observados en fluidos espesantes ($n > 1$).

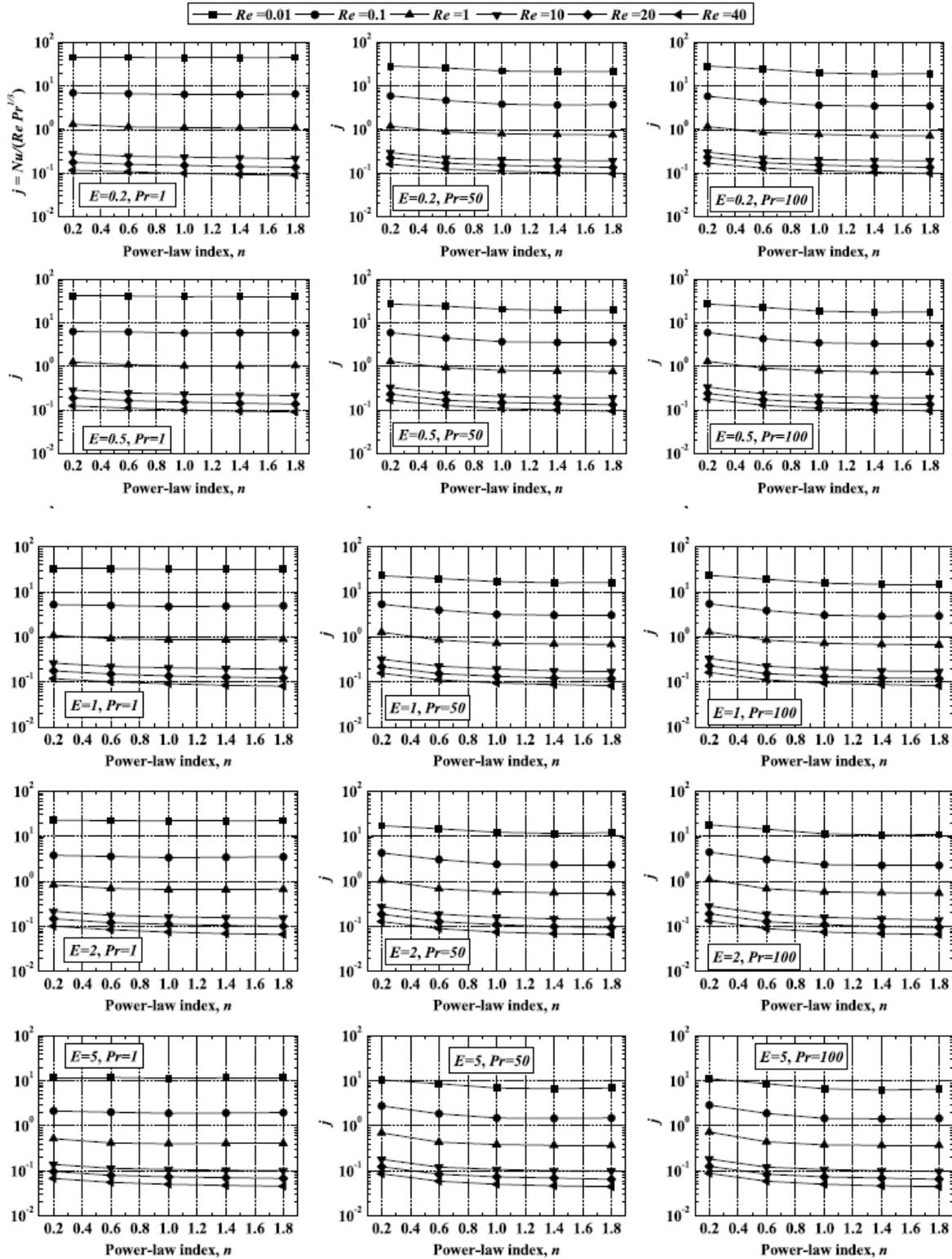


Figura 19: Dependencia del factor de transferencia de calor de Colburn (j) en el número de Reynolds (Re), índice de ley de potencia (n), número de Prandtl (Pr) incluso la relación de aspecto (E) del cilindro elíptico [10]

Concluye que independientemente de la forma del cilindro, el número promedio de Nusselt muestra una dependencia de los números de Reynolds y Prandtl y el índice de ley de potencia, que es cualitativamente similar al de un cilindro circular. Los valores numéricos promedio de Nusselt también se han interpretado en términos del factor j de Colburn. Con números bajos de Reynolds, el índice de comportamiento del flujo muestra una influencia insignificante en el factor j .

Justificación

Autores han reportado una diferencia considerable en número de trabajos sobre fluidos pseudoplásticos en comparación con fluidos newtonianos, por esta razón en esta tesis se estudia la convección de calor en un fluido pseudoplástico, con el objetivo de analizar el comportamiento de la transferencia de calor dentro de los tres regímenes de convección (natural, forzada y mixta).

El fluido de trabajo es una solución acuosa de Carboximetil de celulosa, con un índice de comportamiento de $n=0.64$, el cual sigue la ley de potencia para la viscosidad.

$$\mu = \kappa \dot{\gamma}^{n-1}$$

Un fluido pseudoplástico es aquel que tiene un índice de comportamiento menor a 1 ($n < 1$), mientras que los que tienen un índice mayor a 1 ($n > 1$) son fluidos dilatantes.

CAPITULO 3

EXPERIMENTOS

Descripción del problema

Se estudia la transferencia de calor por convección de un fluido no newtoniano alrededor de un cilindro de cobre.

El cilindro tiene una temperatura de superficie constante T_s , además, se encuentra dentro de una corriente de fluido ascendente con una velocidad U_∞ y una temperatura T_∞ , figura 20.

La transferencia de calor se genera del cilindro en dirección al fluido, esto provoca un cambio de densidad en el fluido que se encuentra rodeando del fluido, esto origina fuerzas de flotación que van en dirección del flujo.

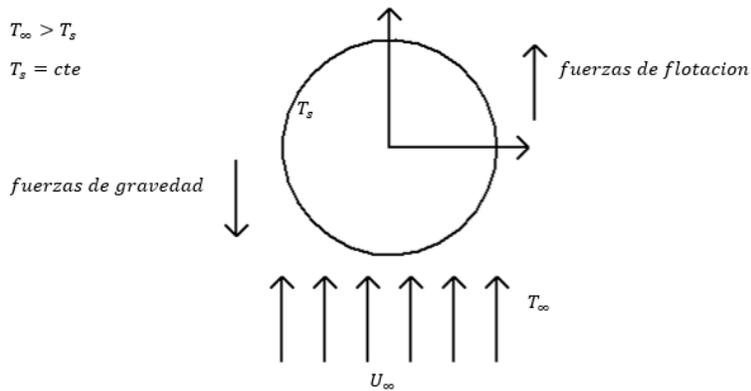


Figura 20: Esquema del cilindro de cobre

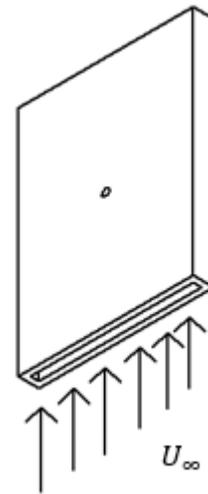


Figura 21: Esquema de la Celda de Hele-Shaw

Descripción del equipo

El dispositivo experimental es una celda de Hele-Shaw, formada por dos placas de acrílico de largo $L = 60 \times 10^{-2}m$, un ancho $w = 45 \times 10^{-2}m$ y una separación entre las placas de $\delta = 2.3 \times 10^{-2}m$, con estas medidas se garantiza un flujo desarrollado en el equipo [5].



Figura 22: Modelo 3D de la celda Hele-Shaw

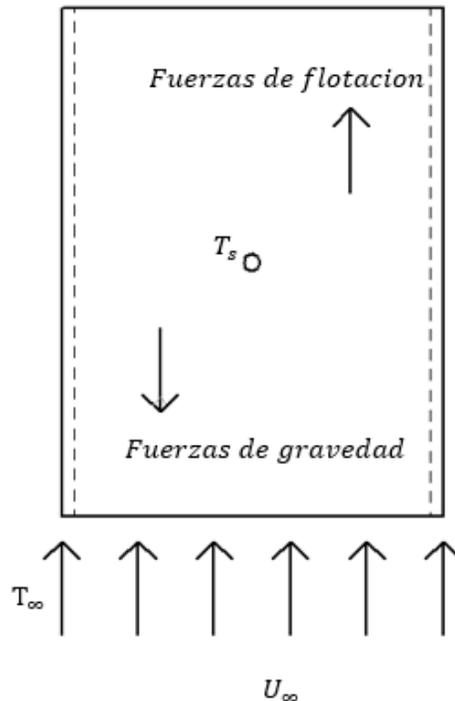


Figura 23: Diagrama de la celda Hele-Shaw

En la parte inferior de la celda se conecta una válvula de compuerta de $\frac{1}{2}$ pulgada, a su vez esta está unida a un sensor de flujo digital yf s201. Tanto la válvula como el sensor están acoplados por medio de tubería PVC de 1 pulgada a una bomba de medio caballo de fuerza. La bomba se conecta a un recipiente en la parte inferior, este recipiente hace la función de fuente para la bomba.

El sensor yf s201, figura 24, es un sensor electrónico de tipo turbina, es compatible con varios sistemas digitales, como lo son: Arduino, Raspberry Pi, PLCs, entre otros, para este trabajo se ocupa el Arduino, en la figura 25 se observa la conexión entre el sensor y la tarjeta Arduino.

El sensor funciona de la siguiente manera, el caudal de agua ingresa al sensor y hace girar una turbina, la cual está unida a un imán que activa un sensor de efecto Hall, que a su vez emite un pulso eléctrico que puede ser leído por la entrada digital de un sistema digital. El sensor de efecto Hall está aislado del agua, de manera que siempre se mantiene seco y seguro. Como el volumen de agua por cada pulso es fijo y de un valor conocido, se puede contar la cantidad de pulsos por unidad de

tiempo, luego multiplicar el valor de volumen/pulso por la cantidad de pulsos y así determinar el caudal o flujo de agua.



Figura 24: sensor de flujo yf s201

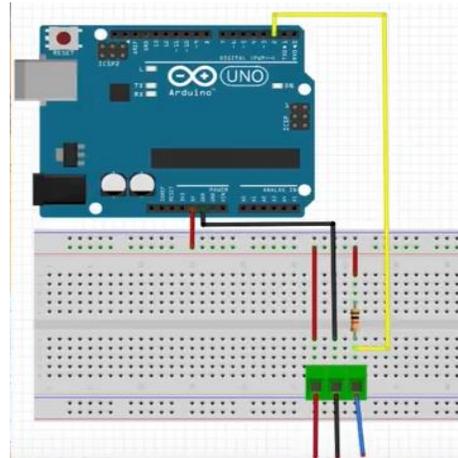


Figura 25: Diagrama del señor

Para calcular el flujo es necesario saber el factor de conversión de frecuencia de caudal, el fabricante da como dato un factor de conversión, pero para tener una medición más exacta se tiene que calibrar experimentalmente.

Se cuentan con dos variables las cuales se pueden medir con exactitud, los números de pulsos del sensor, y con ayuda de un recipiente, el volumen de agua. Existe una fórmula para calcular el factor de conversión:

$$k = \frac{\text{Numero de pulsos}}{\text{Volmen} * 60}$$

Se realizan 10 pruebas con diferentes volúmenes de fluido, esto para obtener 10 valores de k y obtener un valor de k promedio.

En la figura 26 se puede observar que la parte superior de la celda se conecta, por medio de tubería PVC de ½ pulgada, a un recipiente de 20 litros, éste se enlaza al recipiente inferior con una maguera, esto es para que el fluido regrese al recipiente inferior al salir de la celda.



Figura 26 equipo completo

En el centro de las placas se coloca un cilindro de cobre con un diámetro $d = 2 \times 10^{-2}m$, una longitud de $\xi = 2.54 \times 10^{-2}m$ y con una conducción térmica de $k_c = 400 W/m K$. El cilindro cuenta con cuatro orificios en los cuales se conectan termopares de tipo K en cada orificio, figura 27, esto para poder medir la temperatura de la superficie del cilindro, estos se conectan a un termómetro marca Fluke.

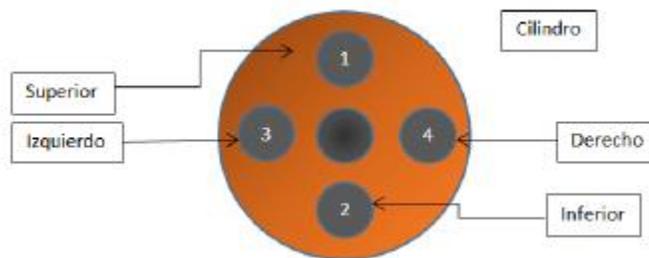


Figura 27 ubicación de los termopares en el cilindro de cobre [5]

Dentro del cilindro se encuentra una resistencia eléctrica de 20 Watts, la resistencia se conecta a un transformador variable de voltaje (variac) con éste se le suministre el voltaje necesario para calentar el cilindro y llevarlo a la temperatura requerida, y a un multímetro, con el cual se mide el voltaje suministrado, figura 28.



Figura 28: instrumentación

El fluido de trabajo es una solución de 3% de carboximetil de celulosa (CMC), cuya viscosidad de ajusta a la ley de potencia. Phino y Whitelaw [11], reportan los valores de k y n para diferentes porcentajes de CMC, tabla 7.

Solución [%]	k [Pa s]	N	γ Rango (s^{-1})
0.1	0.0075	0.90	140-12000
0.2	0.044	0.75	140-12000
0.3	0.184	0.64	140-12000
0.4	0.447	0.56	115-12000

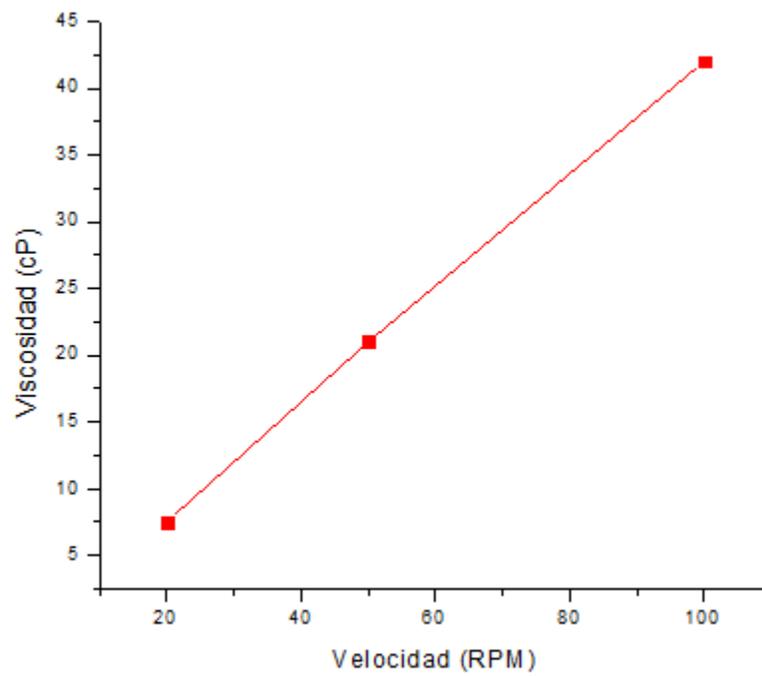
Tabla7: ley de potencia, $\tau = k \gamma^n$, parámetros y rango del esfuerzo cortante [11]

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 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. [11]

Se realizaron pruebas para calcular la viscosidad del fluido no newtoniano, para eso se ocupa un viscosímetro brookfield, se calienta el fluido a una temperatura de 35[°C], esto porque es la temperatura media de trabajo, después de que se calienta el fluido, se ajusta a la velocidad a la que se va a medir la viscosidad. se coloca en el viscosímetro el fluido y se enciende el equipo, se deja pasar tres minutos para que el husillo llegue a la velocidad requerida, después de ese tiempo se toman las mediciones y se ajusta a la siguiente velocidad, repitiendo los pasos anteriores.

Esto se hace hasta conseguir las mediciones requeridas, en este caso solo fueron 3:

35 [°C]				
velocidad	Medicion	Factor	Viscosidad	Viscosidad
RPM			cP	Pa*s
20	1.5	5	7.5	0.0075
50	10.5	2	21	0.021
100	33	1	33	0.033



METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Metodología experimental

Preparación de fluido no newtoniano

Se mezclan 3 gramos de CMC por cada litro de agua, para los experimentos se ocupan 50 litros de fluido, para ello en un recipiente se vierten los 50 litros de agua, y el CMC necesario se va agregando poco a poco.

Mientras se va agregando el CMC, se va revolviendo el agua con un batidor manual, esto para deshacerse de los grumos que se forman. Con ayuda de la bomba se hace circular el fluido para eliminar cualquier grumo que quede en la mezcla, esto para obtener una mezcla homogénea.

Se deja reposar por 24 horas para eliminar burbujas que se hayan formado en el fluido.

Desarrollo del experimento

Para este trabajo se toma como base la diferencia de temperatura entre el cilindro, y la de la corriente que circula a su alrededor. En total se analizan 4 diferencias de temperatura, cada uno con 10 gastos volumétricos diferentes. Para cada diferencia se realizarán 3 eventos diferentes.

Para iniciar los experimentos se vierte el fluido preparado en el dispositivo, al finalizar de llenarlo se deja reposar por 40 minutos para eliminar burbujas que se formaron durante el llenado, ya que estas pueden adherirse al cilindro y afectar la transferencia de calor.

Al transcurrir los 40 minutos se fija el gasto deseado con ayuda del sensor **yf S251** y la válvula de compuerta, después se enciende el variac para suministrarle corriente al resistor y calentar el cilindro a la temperatura deseada.

Hay que esperar 60 minutos para para dejar estabilizar la temperatura del cilindro, pasado ese tiempo se revisa la temperatura, si esta no es la correcta, se ajusta el variac, ya sea disminuyendo o aumentando el voltaje, dependiendo de lo que se requiera. Al ajustar el voltaje hay que dejar pasar otros 30 minutos, cuando ese tiempo pase se vuelve a revisar la temperatura, si no es la correcta nuevamente se vuelve a ajustar el variac, si es la correcta se revisa cada 10 minutos para comprobar que ya no haya variaciones, cuando esto sucede se considera que se encuentra en estado permanente, al suceder esto se toman las mediciones de la temperatura, en el cilindro y en la corriente libre, el voltaje suministrado por el variac, y la resistencia del resistor dentro del cilindro.

Cuando se toma las mediciones se ajusta el gasto volumétrico a la siguiente medición, se deja pasar otros 30 minutos, se revisa la temperatura del cilindro, cómo se aumentó el gasto, la temperatura debe de bajar, así que se aumenta el voltaje suministrado por el variac, al modificar el voltaje se debe de dejar pasar otros 30 minutos, si al pasar ese tiempo sigue sin alcanzar la temperatura deseada , se

vuelve a aumentar el voltaje suministrado y se vuelve a dejar pasar otros 30 minutos, si la temperatura ya es la deseada, se revisa la temperatura cada 5 minutos, cuando ya no hay variaciones en esta, se toman las mediciones de temperatura, voltaje y la resistencia. Esto se repite para cada gasto necesario.

Para el segundo evento ya se cuenta con los voltajes necesario para llevar al cilindro a la temperatura deseada, por lo tanto, se ajusta el gasto volumétrico y el voltaje y se deja pasar 60 minutos, pasado ese tiempo se tomas las mediciones de temperatura, voltaje y resistencia.

Al finalizar de tomas los datos se ajusta el gasto volumétrico, y se vuelve a dejar pasar otros 60 minutos, y se vuelven a tomar las mediciones. Esto se repite hasta obtener los datos de los 10 puntos diferentes.

Cuando se obtienen los datos de los dos eventos, se pasa a la siguiente diferencia de temperatura, y se repiten todos los pasos anteriores para obtener los datos.

RESULTADOS

Resultados

En este capítulo se presentan los datos obtenidos durante el desarrollo experimental. El valor que se tomó como medida para los experimentos fue la diferencia de temperatura entre el cilindro y el flujo a su alrededor. Se realizaron pruebas para cuatro diferencias de temperatura.

Un número adimensional importante es el número de Grashof, la cual indica la relación entre las fuerzas de empuje y las fuerzas viscosas.

El número de Grashof se calcula de la siguiente manera:

$$Gr = \frac{g \beta (T_{\infty} - T_s) L^3}{\nu^2} = \frac{g \beta (T_{\infty} - T_s) L^3 * \rho^2}{\mu^2}$$

Cada diferencia de temperatura tiene un diferente valor del número de Grashof:

$$\begin{aligned} Gr_{10} &= \frac{9.81 \left[\frac{m}{s^2} \right] * 276.1 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right] * (303[k] - 293[k]) * (0.02[m])^3 * 1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{855 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m^3} \right]} \\ &= 294640 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gr_{15} &= \frac{9.81 \left[\frac{m}{s^2} \right] * 276.1 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right] * (308[k] - 293[k]) * (0.02[m])^3 * 1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{855 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m^3} \right]} \\ &= 441960 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gr_{20} &= \frac{9.81 \left[\frac{m}{s^2} \right] * 276.1 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right] * (313[k] - 293[k]) * (0.02[m])^3 * 1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{855 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m^3} \right]} \\ &= 589279 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gr_{30} &= \frac{9.81 \left[\frac{m}{s^2} \right] * 276.1 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right] * (323[k] - 293[k]) * (0.02[m])^3 * 1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{769 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m^3} \right]} \\ &= 1263740 \end{aligned}$$

Como el fluido de trabajo tiene una viscosidad diferente a la del agua, el número de Reynolds de este es de un orden diferente al del agua, por lo tanto, para poder compararlos entre si, se hace uso de un número de Reynolds modificado:

$$Re^* = Re^{n^{-1.6}}$$

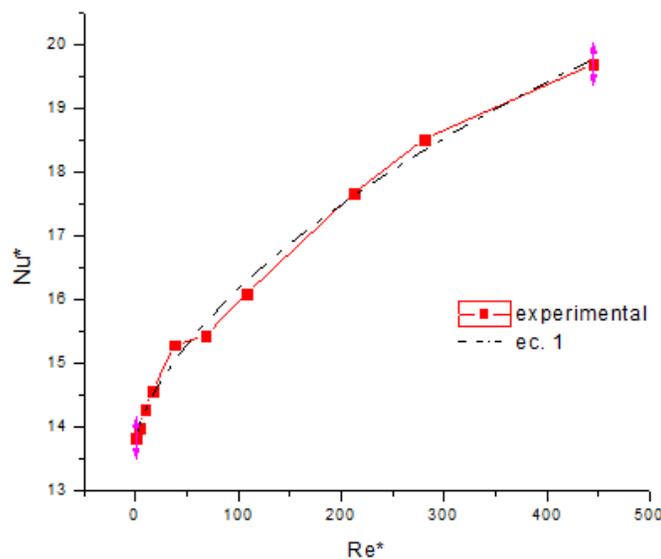
Para el agua, $n=1$, se recupera el Reynolds convencional.

$$Re^* = Re^{1-1.6} = Re$$

Para el fluido pseudoplástico, $n=0.64$.

$$Re^* = Re^{0.64-1.6} = Re^{2.0422}$$

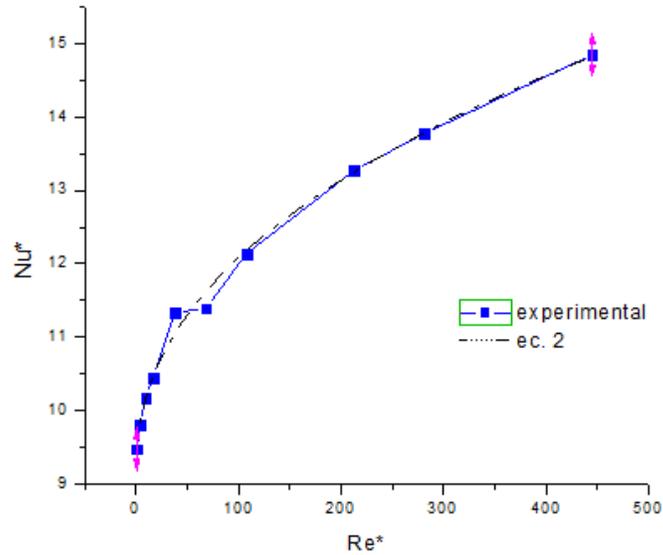
A continuación, se presentan los resultados obtenidos en forma de gráficas, en ellas se presenta el comportamiento del número de Nusselt respecto al número de Reynolds, esto para cada número de Grashof:



Gráfica 1 Nu vs Re para un valor de Gr=294640

$$Nu^* = \frac{13.76487 - 49.49852}{1 + \left(\frac{Re^*}{4475.097}\right)^{0.69233}} + 49.49852 \quad ec\ 1$$

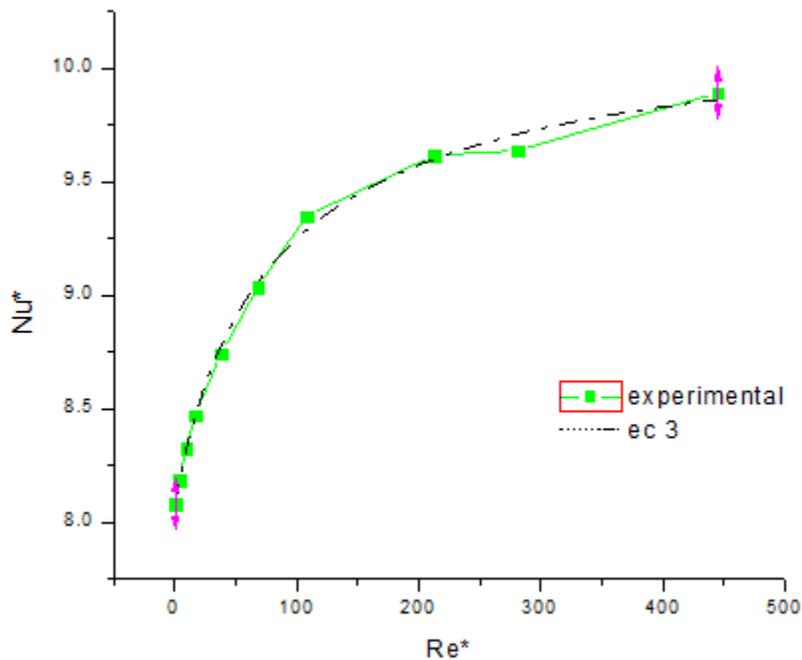
En la gráfica 1 se observa que en un valor de $Re=30$ hay un cambio de pendiente en la recta, al llegar a $Re= 80$ regrese a la misma pendiente que tenía antes de $Re=300$. Esos números de Reynolds corresponden a los siguientes números de Richardson, $Ri=13.86774$ y $Ri=7.80061$



Grafica 2 Nu vs Re para un valor de Gr= 441960

$$Nu^* = \frac{9.12433 - 487.88465}{1 + \left(\frac{Re^*}{9.41101 * 10^6}\right)^{0.44364}} + 487.88465 \quad ec\ 2$$

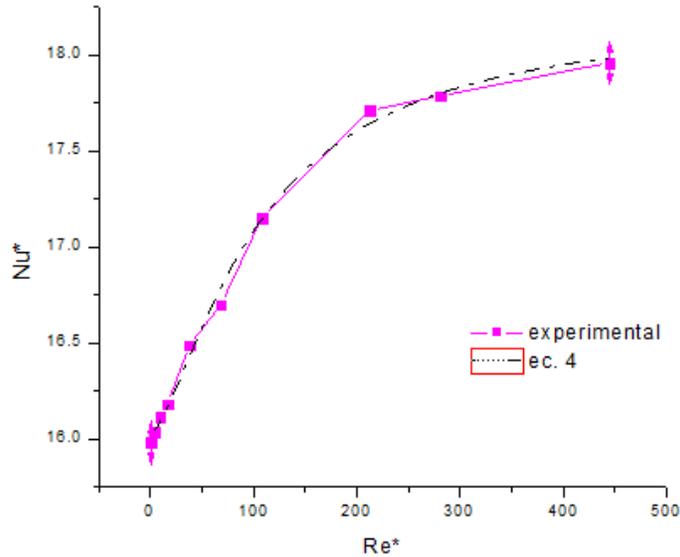
La grafica 2 tiene un comportamiento similar a la gráfica 1, incluso presentan el cambio de pendiente en Re=40, y de igual forma en Re=90 regresan a la pendiente que tenía anteriormente. Los dos puntos donde se encuentra el cambio de pendiente equivalen a los siguientes números de Richardson Ri=20.3372 y Ri=11.74301



Grafica 3 Nu vs Re para un valor de Gr= 589279

$$Nu^* = \frac{8.05038 - 10.24103}{1 + \left(\frac{Re^*}{81.7191}\right)^{0.91943}} + 10.24103 \quad ec\ 3$$

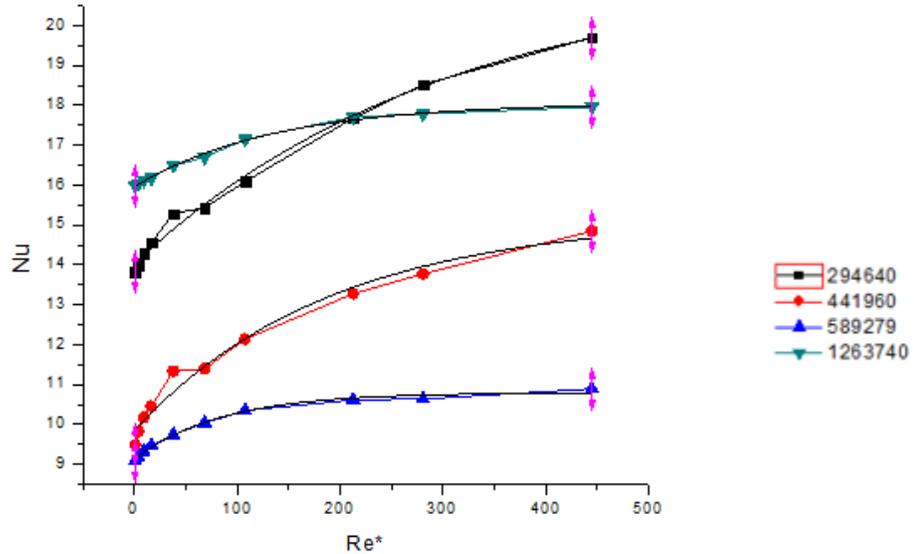
Se puede observar que la gráfica 3 tiene un comportamiento diferente a las gráficas 1 y 2, en esta ocasión la gráfica tiene un comportamiento curvo, presentando en Re=100 la mayor curvatura, y en Re=300 presenta otra curvatura. Los números de Reynolds mencionados corresponde a los siguientes valores de Richardson, Ri=5.09426 y Ri= 3.9003



Grafica 4 Nu vs Re para un valor de Gr= 1263740

$$Nu^* = \frac{16.02068 - 18.22622}{1 + \left(\frac{Re^*}{105.369999}\right)^{1.45271}} + 18.2222 \quad ec\ 4$$

La grafica 4 muestra un comportamiento similar a la gráfica 3, solo que en Re=200 presenta la curvatura, la diferencia con la gráfica 3 es que esta no tiene otra curvatura presente, el número de Reynolds es para aun valor de Ri=10.92492



Gráfica 5 Nu vs Re para todos los valores de Grashof analizados

$$Nu^* = \frac{13.76487 - 49.49852}{1 + \left(\frac{Re^*}{4475.097}\right)^{0.69233}} + 49.49852 \quad ec 1$$

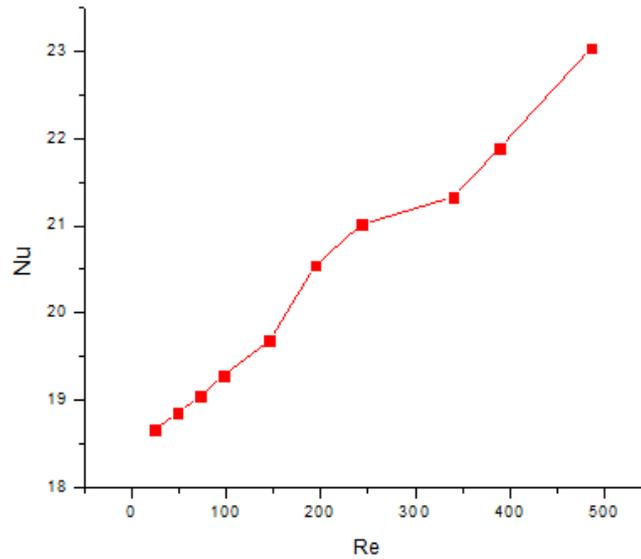
$$Nu^* = \frac{9.12433 - 487.88465}{1 + \left(\frac{Re^*}{9.41101 * 10^6}\right)^{0.44364}} + 487.88465 \quad ec 2$$

$$Nu^* = \frac{8.05038 - 10.24103}{1 + \left(\frac{Re^*}{81.7191}\right)^{0.91943}} + 10.24103 \quad ec 3$$

$$Nu^* = \frac{16.02068 - 18.22622}{1 + \left(\frac{Re^*}{105.369999}\right)^{1.45271}} + 18.2222 \quad ec 4$$

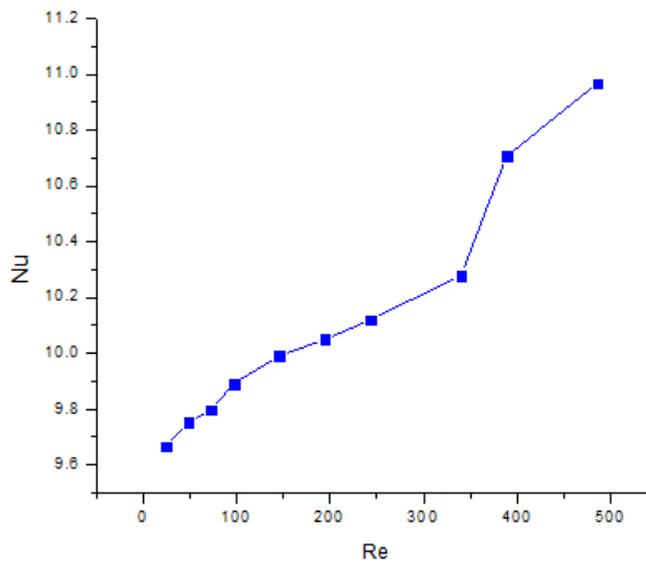
La gráfica 5 presenta las gráficas para los cuatro diferentes números de Grashof, se puede ver que la transferencia de calor va disminuyendo para los 3 valores de Grashof más pequeños, para el valor de 1263740 aumento considerablemente, aunque atraviesa la curva de 294640, este cruce se genera en $Re=200$.

A continuación, se muestran las gráficas de Nu vs Re, usando como fluido de trabajo el agua.



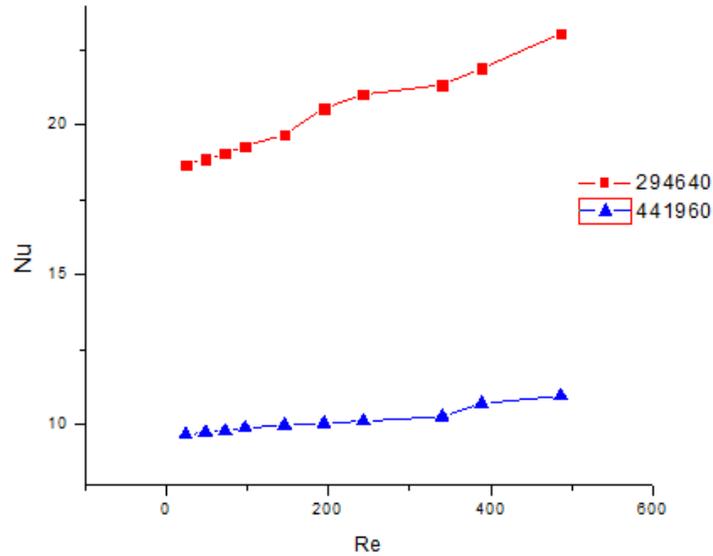
Grafica 6 Nu vs Re para un valor de $Gr=294640$

En la gráfica 6 se observa que también presenta un cambio de pendiente, esto sucede en $Re=150$, y en $Re=350$ regrese a la pendiente que tenía antes.



Grafica 7 Nu vs Re para un valor de $Gr=441960$

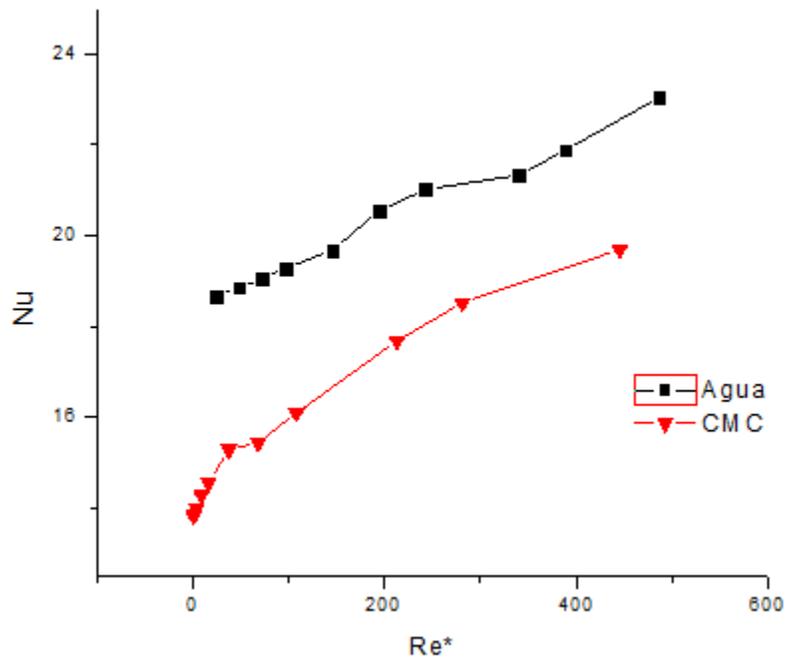
El fenómeno de la gráfica 6 se repite en la gráfica 7, la diferencia es que en la gráfica 7 el cambio de grafica sucede en $Re=200$, y recupera la pendiente en $Re=400$.



Grafica 8 Nu vs Re para todos los valores de Gr analizados

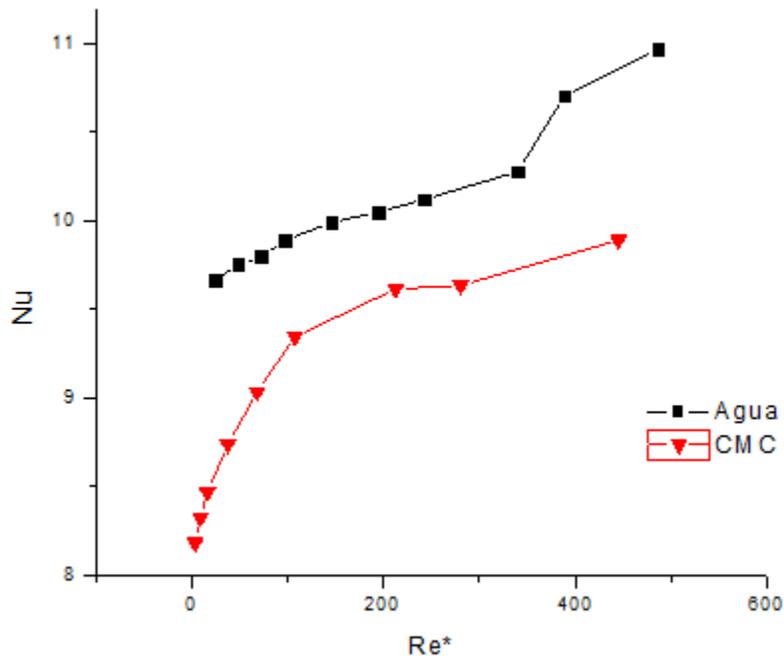
La grafica 8 muestra la comparación entre las dos curvas que se obtuvieron con el agua como fluido de trabajo, se observa que para un numero bajo de Grashof la transferencia de calor es considerablemente mayor que la de un numero de Grashof alto.

A continuación, se presentan graficas para el mismo número de Grashof, pero con diferente fluido de trabajo.



Grafica 9 Nu vs Re para fluidos con Gr=294640

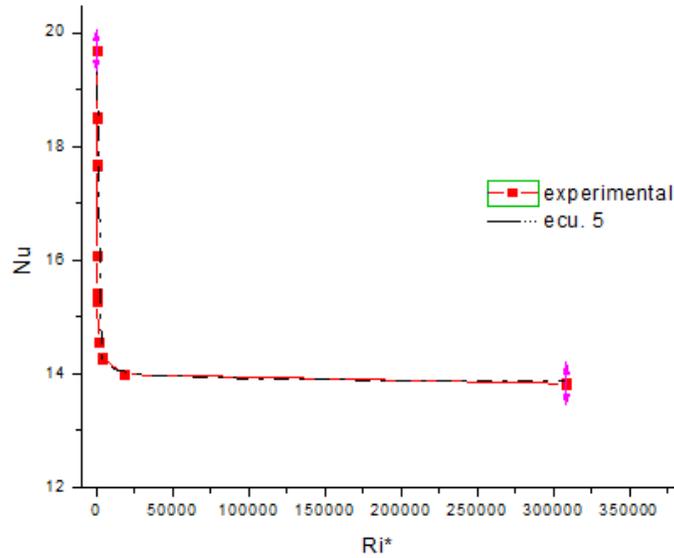
Se puede observar que ambas curvas tienen un comportamiento similar, a pesar de ser fluidos de trabajo diferente, incluso el cambio de pendiente se genera en un valor cercano, $R=150$



Grafica 10 Nu vs Re para fluidos con $Gr=589279$

La grafica 10 muestra que ambas curvas tienen un comportamiento parecido, aunque no tanto como en la gráfica 9, las dos curvas presentan un cambio de pendiente en $Re=350$.

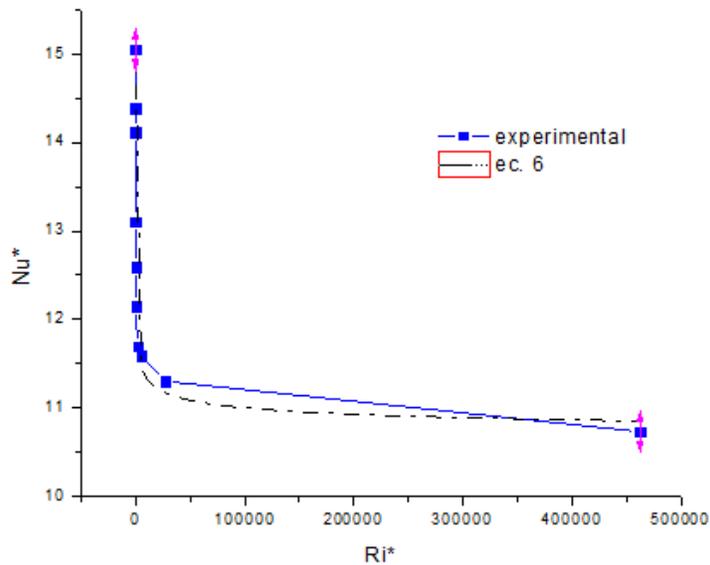
A continuación, se muestran gráficas para cada número de Grashof donde se muestra el número de Nusselt respecto al número de Richardson:



Grafica 11 Nu vs Ri para un valor de Gr=294640

$$Nu^* = \frac{49.4986 - 13.76487}{1 + \left(\frac{Ri^*}{0.01471}\right)^{0.34617}} + 13.76487 \quad ec\ 5$$

En la gráfica 11 se puede observar que para valores de $Ri < 10$ se encuentra presente la convección forzada, mientras que para valores de $Ri < 60$ la convección natural es la que predomina. Para valores de $10 < Ri < 60$ se dan las condiciones para una convección mixta.

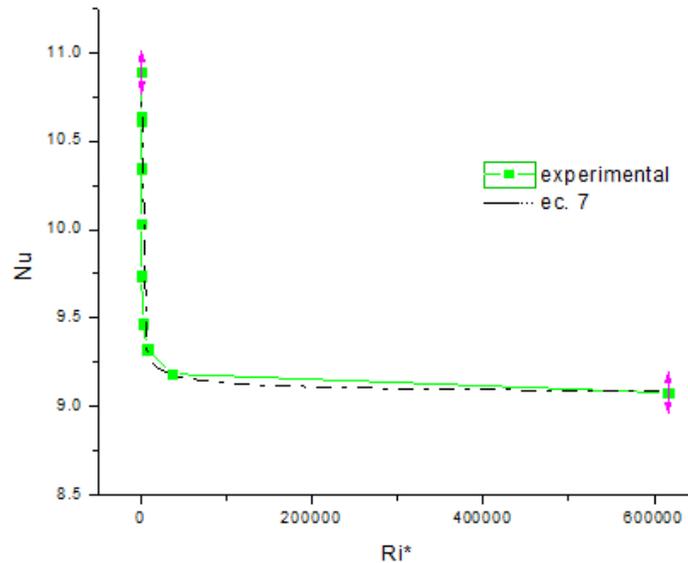


Grafica 12 Nu vs Ri para un valor de Gr= 441960

$$Nu^* = \frac{63.38997 - 10.45074}{1 + \left(\frac{Ri^*}{2.83471 * 10^{-5}} \right)^{0.2073}} + 10.45074$$

ec 6

Para este número de Grashof los valores cambian, en la gráfica 12 se observa que en valores de $Ri < 40$ la conducción forzada predomina, mientras que para valores de $Ri > 160$ es la natural. Entre los valores de $40 < Ri < 160$ la conducción que se presenta es la mixta.

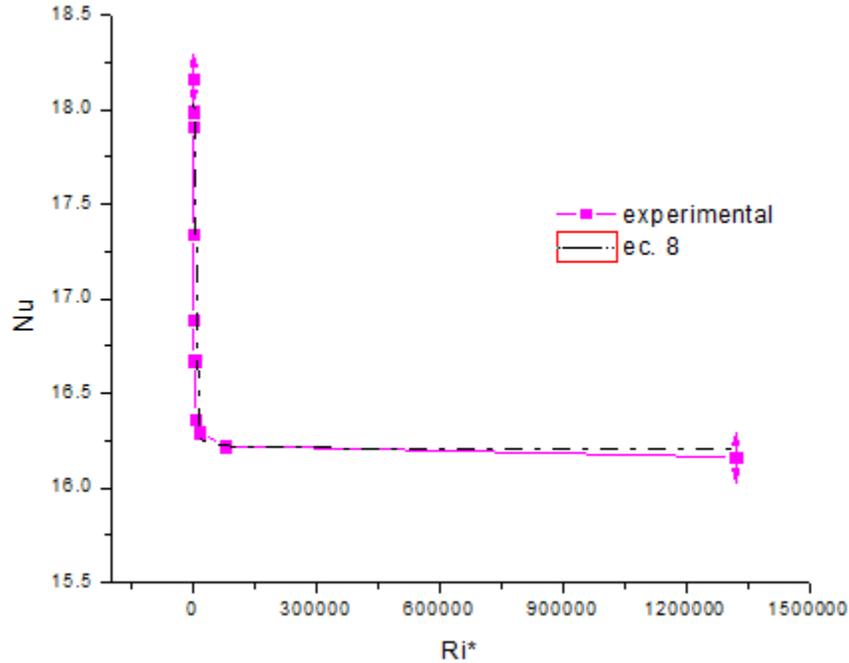


Gráfica 13 Nu vs Ri para un valor de $Gr=589279$

$$Nu^* = \frac{11.24103 - 9.05038}{1 + \left(\frac{Ri^*}{88.24177} \right)^{0.45971}} + 9.05038$$

ec 7

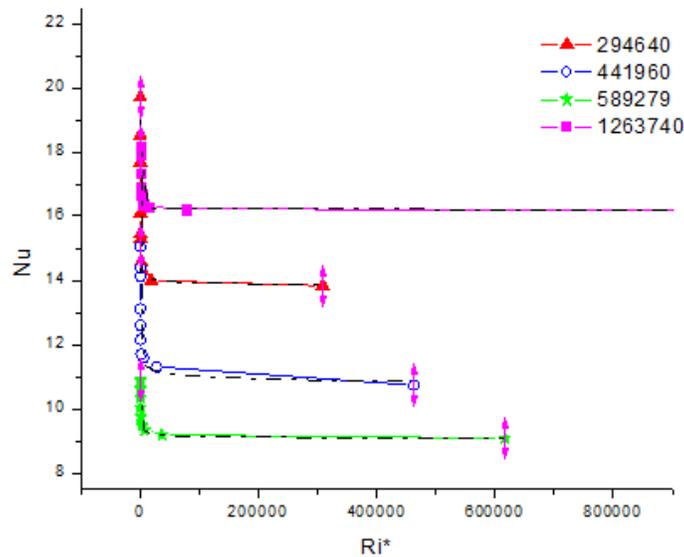
En la gráfica 13 se observa que dentro de los valores de $Ri < 60$ la conducción forzada se encuentra presente, mientras que para valores de $Ri > 200$ la natural es la que se presenta. Entre los valores de $60 < Ri < 200$ la conducción que se presenta es la mixta.



Grafica 14 Nu vs Ri para un valor de Gr=1263740

$$Nu^* = \frac{18.43435 - 16.20363}{1 + \left(\frac{Ri^*}{113.82135}\right)^{0.72636}} + 16.20363 \quad ec\ 8$$

Para la gráfica 14 se puede observar que para valores de $Ri < 100$ la convección natural predomina, para valores de $Ri > 250$ la convección forzada es la que se encuentra presente, mientras que para valores de $100 < Ri < 250$ la convección mixta está presente.



Grafica 15 Nu vs Ri para todos los valores de Grashof analizados

$$Nu^* = \frac{49.4986 - 13.76487}{1 + \left(\frac{Ri^*}{0.01471}\right)^{0.34617}} + 13.76487 \quad ec 5$$

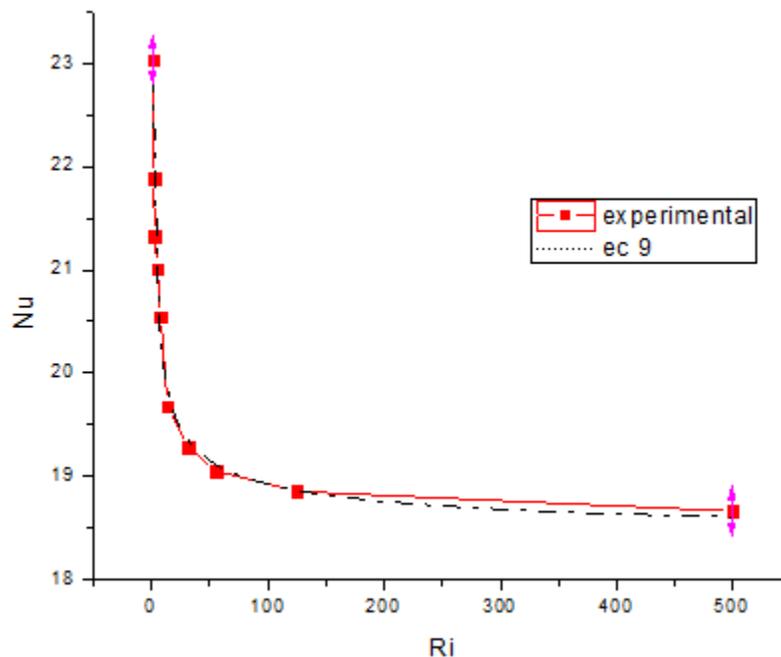
$$Nu^* = \frac{63.38997 - 10.45074}{1 + \left(\frac{Ri^*}{2.83471 * 10^{-5}}\right)^{0.2073}} + 10.45074 \quad ec 6$$

$$Nu^* = \frac{11.24103 - 9.05038}{1 + \left(\frac{Ri^*}{88.24177}\right)^{0.45971}} + 9.05038 \quad ec 7$$

$$Nu^* = \frac{18.43435 - 16.20363}{1 + \left(\frac{Ri^*}{113.82135}\right)^{0.72636}} + 16.20363 \quad ec 8$$

En la gráfica 15 se muestran las gráficas de todos los valores del número de Grashof, se puede observar que para los tres valores más pequeños la transferencia de calor va disminuyendo, mientras que, para el valor más grande de Grashof, la transferencia de calor aumentar de manera considerable.

A continuación, se muestra el comportamiento del número de Nusselt en función del número de Richardson usando agua como fluido de trabajo.

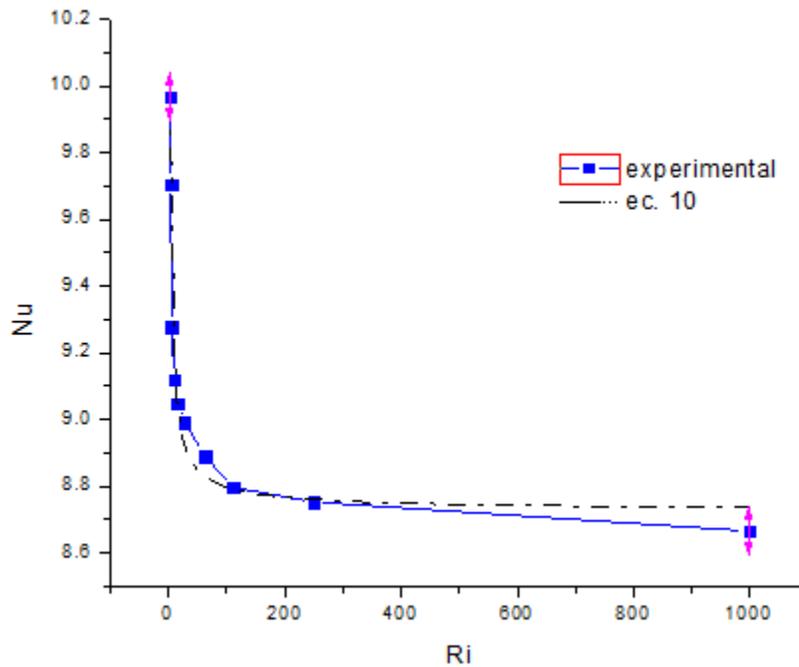


Gráfica 16 Nu vs Ri para un valor de Gr=294640

$$Nu^* = \frac{189.9034 - 18.31924}{1 + \left(\frac{Ri^*}{5.5777 * 10^{-4}} \right)^{0.46671} + 18.31924}$$

ec 9

En la gráfica 16 se ve que para valores de $Ri < 25$ la convección natural está presente, mientras que para valores de $Ri > 74$ predomina la convección forzada, por último, para valores $25 < Ri < 75$ se encuentra la convección mixta.

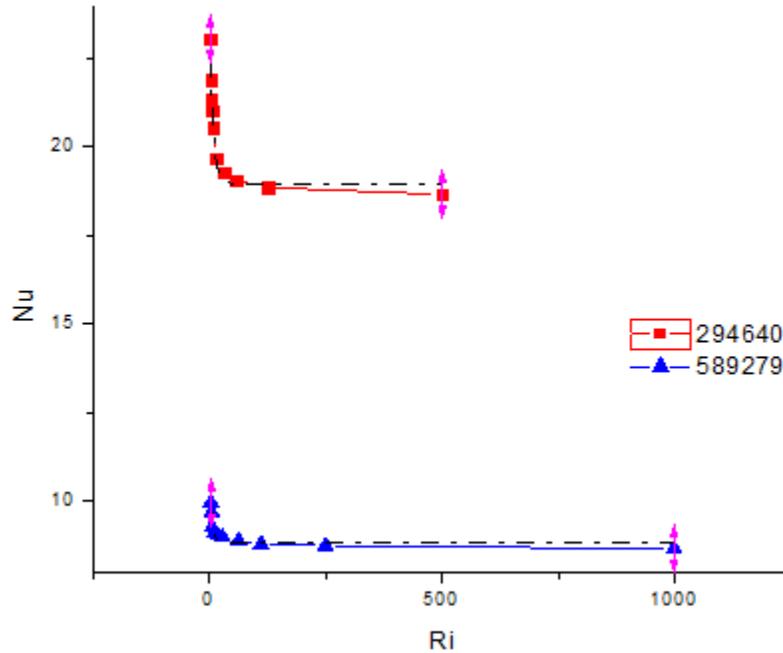


Gráfica 17 Nu vs Ri para un valor de $Gr = 441960$

$$Nu^* = \frac{462.20783 - 8.72463}{1 + \left(\frac{Ri^*}{0.00112} \right)^{0.76575} + 8.72463}$$

ec 10

Se puede observar en la gráfica 17 que para valores de $Ri < 50$ se observa que se encuentra presente la convección forzada, mientras que para valores de $Ri > 100$ es la convección forzada, entre los valores de $50 < Ri < 100$ la convección mixta predomina.



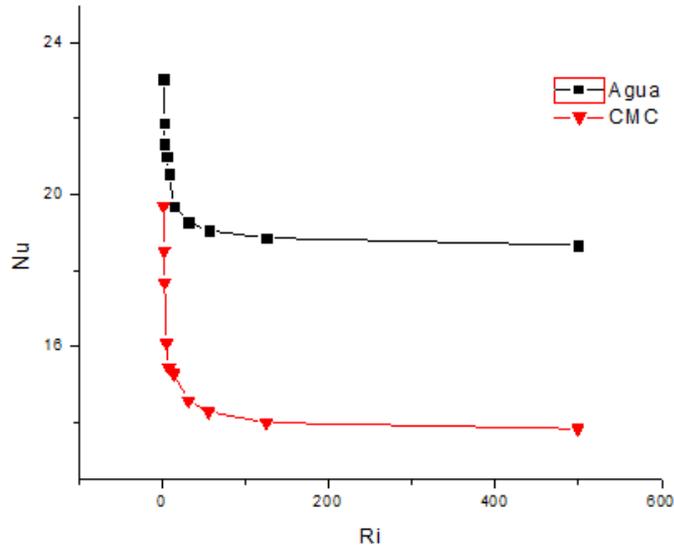
Gráfica 18 Nu vs Ri para todos los valores de Gr analizados

$$Nu^* = \frac{189.9034 - 18.31924}{1 + \left(\frac{Ri^*}{5.5777 * 10^{-4}} \right)^{0.46671} + 18.31924} \quad ec 9$$

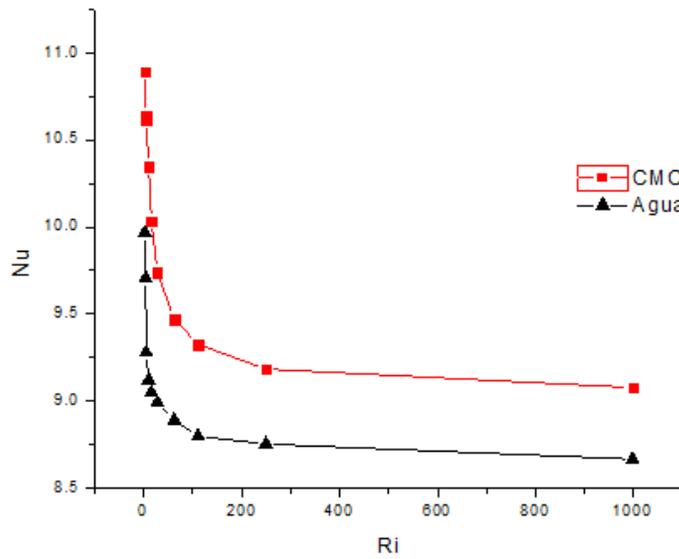
$$Nu^* = \frac{462.20783 - 8.72463}{1 + \left(\frac{Ri^*}{0.00112} \right)^{0.76575} + 8.72463} \quad ec 10$$

En la gráfica 18 se comparan las gráficas del agua, se observa que para un número de Grashof mayor, la transferencia de calor disminuye, comparando con la gráfica 15, se puede ver que ambos fluidos presentan el mismo comportamiento.

A continuación, se muestran las comparaciones entre los diferentes fluidos, pero con el mismo número de Grashof.



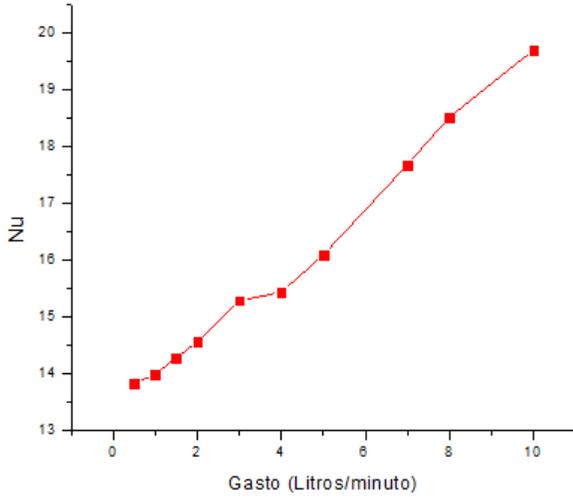
Gráfica 19 Nu vs Ri para fluidos con $Gr=294640$



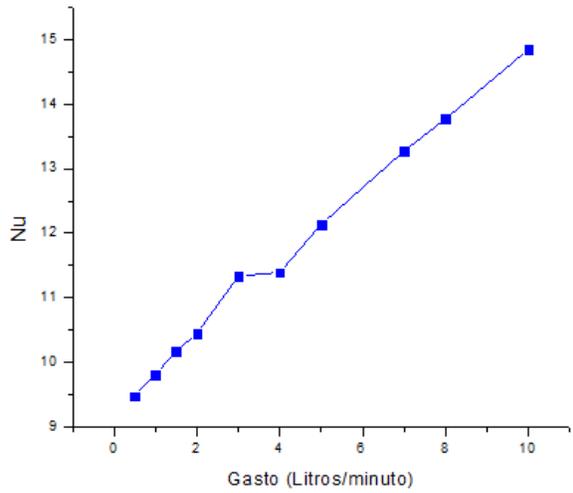
Gráfica 20 Nu vs Ri para fluidos con $Gr=589279$

En la gráfica 19 se observa que el agua tiene una mayor transferencia de calor que el fluido no newtoniano, mientras que en la gráfica 20 es el caso contrario, el agua muestra una menor transferencia de calor que el fluido no newtoniano.

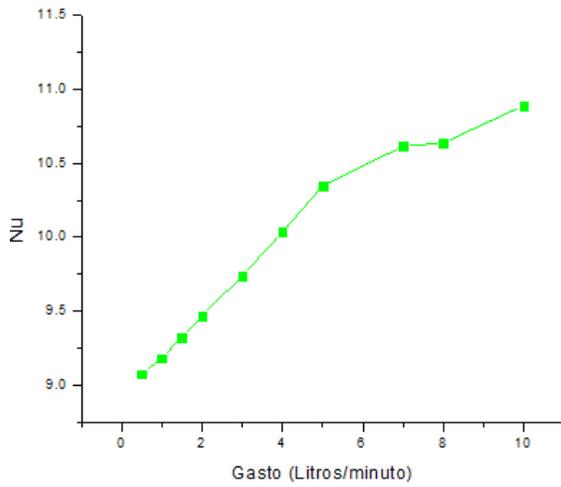
A continuación, se presentan las graficas correspondientes al numero de Nusselt en función del gasto volumétrico.



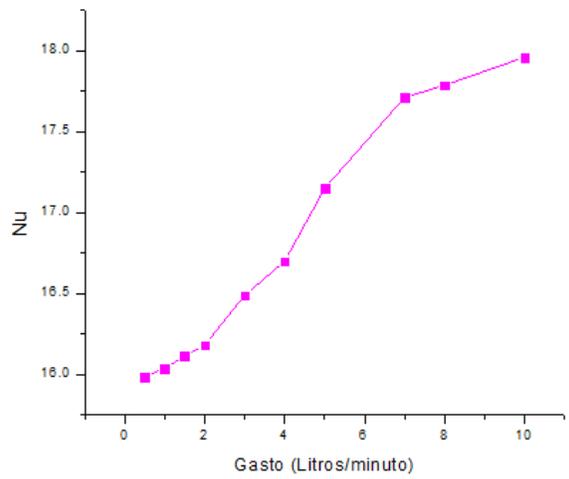
Grafica 21 Nu vs Gasto para un valor de $Gr= 294640$



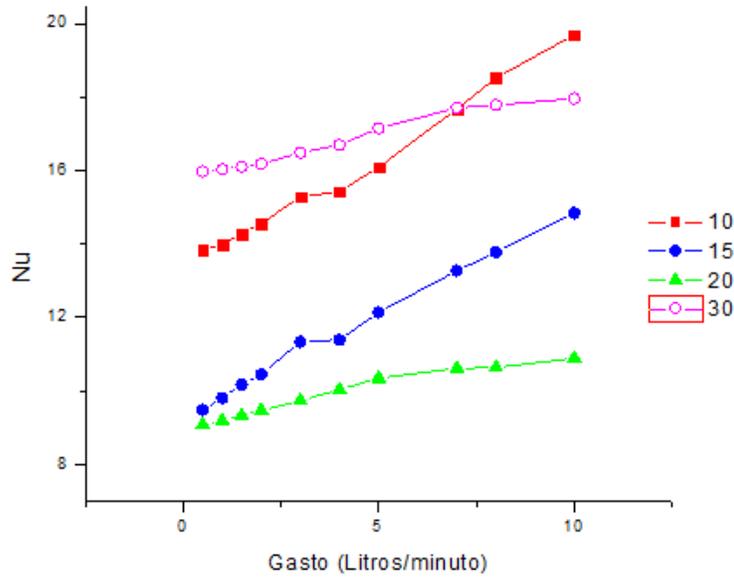
Grafica 22 Nu vs Gasto para un valor de $Gr= 441960$



Grafica 23 Nu vs Gasto para un valor de $Gr= 589279$

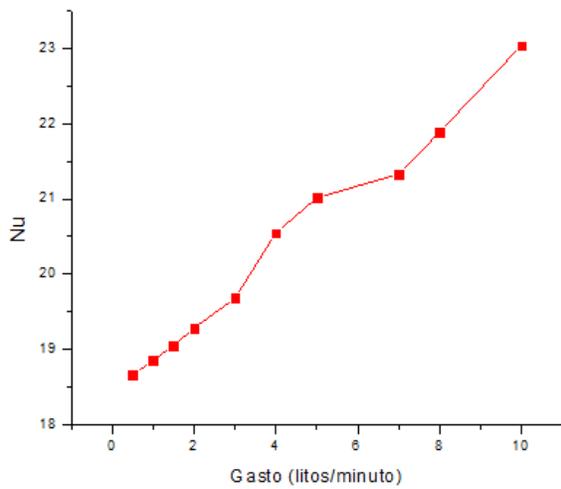


Grafica 24 Nu vs Gasto para un valor de $Gr= 1263740$

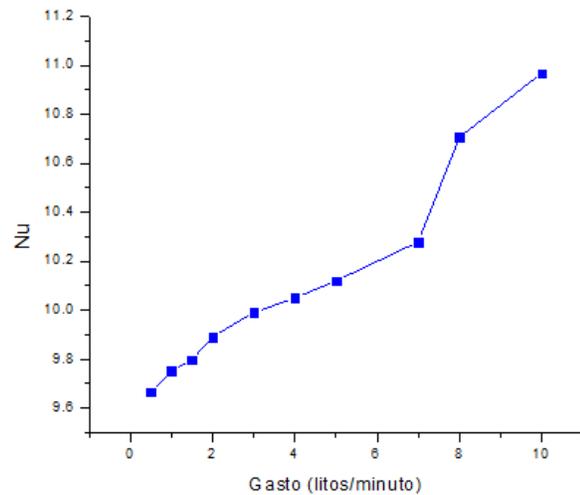


Grafica 25 Nu vs Gasto para todos los valores de Grashof analizados

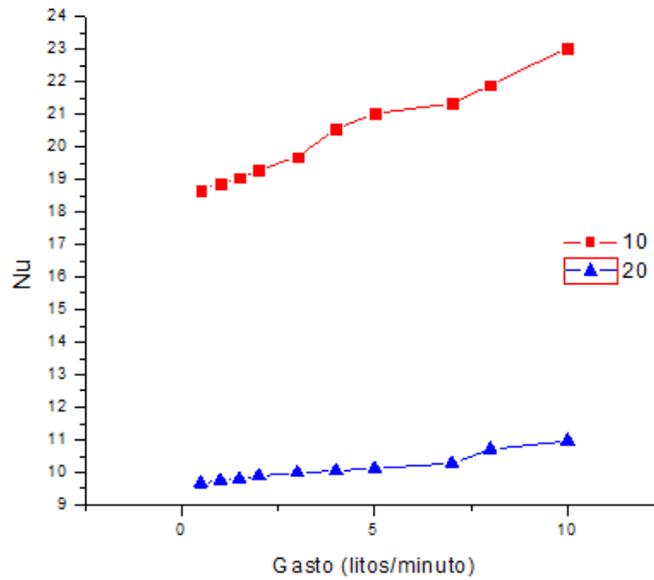
De igual forma se presentan las gráficas del Nu contra el gasto, pero usando como fluido de trabajo el agua.



Grafica 26 Nu vs Gasto para un valor de $Gr=294640$

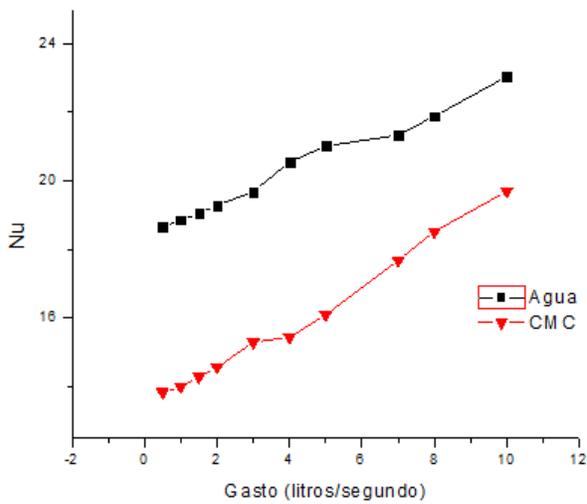


Grafica 27 Nu vs Gasto para un valor de $Gr= 441960$

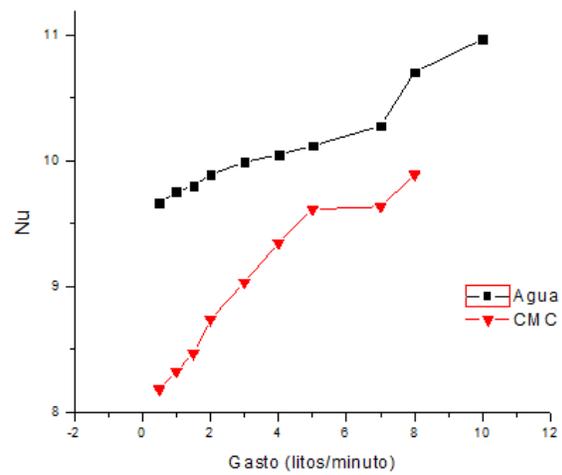


Grafica 28 Nu vs Gasto para todos los valores de Gr analizados

A continuación, se muestran la comparación entre los dos diferentes fluidos con el mismo número de Grashof.



Grafica 29 Nu vs Gasto para fluidos con Gr=294640



Grafica 30 Nu vs Gasto para fluidos con Gr=589279

Se observa que ambos fluidos tienen un comportamiento creciente, además se puede ver que el fluido pseudoplástico (CMC) presenta una menor transferencia de calor en comparación con el agua.

CONCLUSIONES

Conclusiones

En el estudio de la transferencia de calor se encuentran presentes dos formas de convección calor, la convección natural, y la convección puramente forzada. Ambas formas son influenciadas por diferentes fuerzas, como lo son las fuerzas de flotación y las fuerzas inerciales que se encuentran en el fluido. Los rangos que se manejan en el presente trabajo permiten que se encuentren presentes las convecciones naturales, forzadas y mixtas.

Con los resultados obtenidos experimentalmente se puede concluir que:

1. El agua presenta una mayor transferencia de calor en comparación con el fluido pseudo plástico bajo las mismas condiciones de temperatura y velocidad.
2. Con el punto 1 se puede concluir que para fluidos con valores del índice de comportamiento menores a la unidad ($n=1$) la transferencia de calor se ve reducida en comparación con un fluido con un índice de comportamiento igual a 1.
3. Tanto para el agua como para el fluido pseudo plástico la transferencia de calor aumenta conforme la velocidad del fluido de trabajo incrementa.
4. La mayor transferencia de calor se encuentra en los rangos de valores de Richardson menores a 10, este valor corresponde a un valor del número de Reynolds cercano a 500, es decir, la transferencia de calor es por convección forzada.
5. Para valores del número de Richardson mayores a 100 se presenta la menor transferencia de calor, este valor del número de Richardson corresponde a los valores más pequeños del número de Reynolds, es decir, la convección natural predomina en ese estado.
6. La convección mixta y natural presentan una transferencia de calor parecida, siendo muy pequeña en comparación con la convección forzada.
7. Con los puntos anteriores podemos concluir que la convección forzada ayuda de forma considerable a la transferencia de calor.

ANEXO

APENDICE

Experimento a 10 [°C], agua, Grashof: 294640

Evento 1

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	24.293591	35.2	9.28815592	587.8692147	19.1800723	499.238777	147.3
1	1.66667E-05	48.587182	35.2	9.28815592	593.8678801	19.3757873	124.809694	147.3
1.5	0.000025	72.880773	35.2	9.28815592	599.9902294	19.5755377	55.4709752	147.3
2	3.33333E-05	97.174364	35.8	9.60749625	608.0810146	19.8395111	31.2024236	147.3
3	0.00005	145.76155	35.8	9.60749625	620.6187674	20.2485732	13.8677419	147.4
4	6.66667E-05	194.34873	37.1	10.317916	646.514701	21.093465	7.80060509	147.4
5	8.33333E-05	242.93591	37.2	10.3736132	663.2700536	21.6401323	4.99238736	147.5
7	0.000116667	340.11027	37.5	10.5416042	674.0110944	21.990574	2.54713647	147.6
8	0.000133333	388.69746	37.9	10.7676912	688.4666852	22.4622083	1.95015127	147.6
10	0.000166667	485.87182	38.6	11.1691154	736.684597	24.0353865	1.24809684	148

Evento 2

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	24.293591	37.4	9.49599457	613.416055	20.0135744	499.238777	147.3
1	1.66667E-05	48.587182	37.4	9.49599457	619.805805	20.2220491	124.809694	147.3
1.5	0.000025	72.880773	37.4	9.49599457	626.330077	20.4349128	55.4709752	147.3
2	3.33333E-05	97.174364	38	9.80312288	633.255728	20.6608721	31.2024236	147.3
3	0.00005	145.76155	38.4	10.0037992	646.218886	21.0838136	13.8677419	147.4
4	6.66667E-05	194.34873	39.3	10.4782225	676.865374	22.083699	7.80060509	147.4
5	8.33333E-05	242.93591	39.3	10.4711186	690.646619	22.5333318	4.99238736	147.5
7	0.000116667	340.11027	39.4	10.5173442	701.075269	22.8735814	2.54713647	147.6
8	0.000133333	388.69746	40.2	10.9487805	722.1519	23.5612366	1.95015127	147.6
10	0.000166667	485.87182	40.8	11.2475676	749.751205	24.4617033	1.24809684	148

Promedio

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	24.293591	36.3	8.94562118	571.966829	18.6612342	499.238777	147.3
1	1.66667E-05	48.587182	36.3	8.94562118	577.863394	18.8536181	124.809694	147.3
1.5	0.000025	72.880773	36.3	8.94562118	583.882804	19.0500099	55.4709752	147.3
2	3.33333E-05	97.174364	36.9	9.24378819	591.031087	19.2832329	31.2024236	147.3
3	0.00005	145.76155	37.1	9.33792402	603.205116	19.6804279	13.8677419	147.4
4	6.66667E-05	194.34873	38.2	9.89986431	629.766314	20.5470249	7.80060509	147.4
5	8.33333E-05	242.93591	38.25	9.9190678	644.065387	21.0135526	4.99238736	147.5
7	0.000116667	340.11027	38.45	10.0162771	653.764769	21.3300088	2.54713647	147.6
8	0.000133333	388.69746	39.05	10.3313178	670.833621	21.8869044	1.95015127	147.6
10	0.000166667	485.87182	39.7	10.6492568	706.112508	23.0379285	1.24809684	148

Experimento a 20 [°C], agua, Grashof: 589279

Evento 1

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	24.293591	35.7	8.4966	264.8716828	8.64181673	499.238777	147.3
1	1.66667E-05	48.587182	35.7	8.4966	267.5337098	8.72866916	124.809694	147.3
1.5	0.000025	72.880773	35.7	8.4966	268.8848901	8.77275335	55.4709752	147.3
2	3.33333E-05	97.174364	35.8	8.544266667	271.7659129	8.86675083	31.2024236	147.3
3	0.00005	145.76155	36	8.64	274.8108854	8.9660974	13.8677419	147.4
4	6.66667E-05	194.34873	36.3	8.7846	276.6020087	9.02453536	7.80060509	147.4
5	8.33333E-05	242.93591	36.3	8.7846	277.9989885	9.07011382	4.99238736	147.5
7	0.000116667	340.11027	36.9	9.0774	284.3923387	9.27870599	2.54713647	147.6
8	0.000133333	388.69746	37.5	9.375	296.6828902	9.67970278	1.95015127	147.6
10	0.000166667	485.87182	38.1	9.6774	304.7137353	9.94172056	1.24809684	148

Evento 2

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	24.293591	35.8	8.54426667	266.357636	8.69029808	499.238777	147.3
1	1.66667E-05	48.587182	35.8	8.54426667	269.034597	8.77763776	124.809694	147.3
1.5	0.000025	72.880773	35.8	8.54426667	270.393358	8.82196926	55.4709752	147.3
2	3.33333E-05	97.174364	35.9	8.59206667	273.286279	8.91635493	31.2024236	147.3
3	0.00005	145.76155	36.1	8.68806667	276.339733	9.01597824	13.8677419	147.4
4	6.66667E-05	194.34873	36.4	8.83306667	278.128086	9.0743258	7.80060509	147.4
5	8.33333E-05	242.93591	36.5	8.88166667	281.070777	9.17033531	4.99238736	147.5
7	0.000116667	340.11027	36.9	9.0774	284.392339	9.27870599	2.54713647	147.6
8	0.000133333	388.69746	37.6	9.42506667	298.267309	9.7313967	1.95015127	147.6
10	0.000166667	485.87182	38.2	9.72826667	306.315382	9.99397656	1.24809684	148

Promedio

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	24.293591	35.75	8.52041667	265.61414	8.66604045	499.238777	147.3
1	1.66667E-05	48.587182	35.75	8.52041667	268.283629	8.75313634	124.809694	147.3
1.5	0.000025	72.880773	35.75	8.52041667	269.638597	8.7973441	55.4709752	147.3
2	3.33333E-05	97.174364	35.85	8.56815	272.525566	8.89153559	31.2024236	147.3
3	0.00005	145.76155	36.05	8.66401667	275.574779	8.99102052	13.8677419	147.4
4	6.66667E-05	194.34873	36.35	8.80881667	277.364522	9.04941346	7.80060509	147.4
5	8.33333E-05	242.93591	36.4	8.83306667	279.532773	9.12015573	4.99238736	147.5
7	0.000116667	340.11027	36.9	9.0774	284.392339	9.27870599	2.54713647	147.6
8	0.000133333	388.69746	37.55	9.40001667	297.474572	9.70553253	1.95015127	147.6
10	0.000166667	485.87182	38.15	9.70281667	305.514034	9.96783144	1.24809684	148

Experimento a 10 [°C], fluido pseudoplastico, Grashof: 294640

Evento 1

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	35.75	5.108987053	316.956632	10.3411625	3.08E+05	131.3
1	1.66667E-05	4.04E+00	35.75	5.108987053	323.3597962	10.5500749	1.81E+04	131.3
1.5	0.000025	9.24E+00	35.75	5.112881098	337.2317862	11.0026684	3.45E+03	131.2
2	3.33333E-05	1.66E+01	35.85	5.360687023	349.8933063	11.4157686	1.07E+03	131
3	0.00005	3.79E+01	36.05	6.076555387	384.5994698	12.5481067	2.05E+02	131.8
4	6.66667E-05	6.83E+01	36.35	6.162746586	386.1541662	12.5988309	6.32E+01	131.8
5	8.33333E-05	1.08E+02	36.4	6.736526946	409.8125383	13.370719	2.54E+01	133.6
7	0.000116667	2.13E+02	36.9	7.988362427	472.2134035	15.4066363	6.51E+00	120.3
8	0.000133333	2.81E+02	37.55	8.5120532	528.0795754	17.2293499	3.74E+00	120.3
10	0.000166667	4.45E+02	38.15	8.658008299	577.1338658	18.8298162	1.49E+00	120.5

Evento 2

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	28.9	7.05413851	460.425284	15.0220321	3.08E+05	118.4
1	1.66667E-05	4.04E+00	28.9	7.07805085	461.986048	15.0729543	1.81E+04	118
1.5	0.000025	9.24E+00	29.5	7.36252115	465.991265	15.2036302	3.45E+03	118.2
2	3.33333E-05	1.66E+01	29.8	7.51302876	470.762073	15.3592846	1.07E+03	118.2
3	0.00005	3.79E+01	29.9	7.56353638	478.713991	15.6187273	2.05E+02	118.2
4	6.66667E-05	6.83E+01	30.5	7.88347458	479.586403	15.647191	6.32E+01	118
5	8.33333E-05	1.08E+02	30.8	8.01893491	502.461862	16.3935355	2.54E+01	118.3
7	0.000116667	2.13E+02	31	8.1440678	526.085172	17.1642797	6.51E+00	118
8	0.000133333	2.81E+02	31.5	8.38757396	530.869266	17.3203676	3.74E+00	118.3
10	0.000166667	4.45E+02	31.8	8.54809806	563.809391	18.3950862	1.49E+00	118.3

Evento 3

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	31	7.97510373	515.170542	16.8081743	3.08E+05	120.5
1	1.66667E-05	4.04E+00	31	7.98172757	520.969241	16.9973651	1.81E+04	120.4
1.5	0.000025	9.24E+00	31	7.98172757	526.453128	17.1762848	3.45E+03	120.4
2	3.33333E-05	1.66E+01	32.1	8.57246256	531.827314	17.3516253	1.07E+03	120.2
3	0.00005	3.79E+01	32.4	8.76992481	555.06915	18.1099233	2.05E+02	119.7
4	6.66667E-05	6.83E+01	32.7	8.98563025	568.721654	18.5553558	6.32E+01	119
5	8.33333E-05	1.08E+02	32.7	9.03116554	583.389333	19.0339097	2.54E+01	118.4
7	0.000116667	2.13E+02	34.5	10.0612849	636.802363	20.7765861	6.51E+00	118.3
8	0.000133333	2.81E+02	35	10.3462838	648.292207	21.1514586	3.74E+00	118.4
10	0.000166667	4.45E+02	35.8	10.8246622	671.551606	21.9103297	1.49E+00	118.4

Promedio

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	28.6	6.62852512	423.8159	13.8275987	3.08E+05	123.4
1	1.66667E-05	4.04E+00	28.6	6.63748986	428.764234	13.9890452	1.81E+04	123.233333
1.5	0.000025	9.24E+00	28.8	6.72882639	437.67239	14.2796865	3.45E+03	123.266667
2	3.33333E-05	1.66E+01	29.4	7.05157914	446.311014	14.5615339	1.07E+03	123.133333
3	0.00005	3.79E+01	30.2	7.40091966	468.421597	15.2829232	2.05E+02	123.233333
4	6.66667E-05	6.83E+01	30.5	7.60022596	473.071986	15.4346488	6.32E+01	122.933333
5	8.33333E-05	1.08E+02	31.1	7.86952021	493.099622	16.088079	2.54E+01	123.433333
7	0.000116667	2.13E+02	32.1	8.70466442	541.817165	17.6775584	6.51E+00	118.866667
8	0.000133333	2.81E+02	32.8	9.05905696	567.635313	18.5199123	3.74E+00	119
10	0.000166667	4.45E+02	33.3	9.31318589	603.681606	19.6959741	1.49E+00	119.066667

Experimento a 15 [°C], fluido pseudoplástico, Grashof: 441960

Evento 1

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	38	12.11409396	509.4377041	16.6211323	4.62E+05	119.2
1	1.66667E-05	4.04E+00	38	12.11409396	527.1265132	17.1982549	2.71E+04	119.2
1.5	0.000025	9.24E+00	38.5	12.45588235	541.9989192	17.6834884	5.18E+03	119
2	3.33333E-05	1.66E+01	39	12.78151261	552.3325852	18.020639	1.60E+03	119
3	0.00005	3.79E+01	40.8	14.04759494	582.9233386	19.018706	3.07E+02	118.5
4	6.66667E-05	6.83E+01	40.8	14.02392586	585.8207671	19.1132387	9.48E+01	118.7
5	8.33333E-05	1.08E+02	42.5	15.17857143	609.6670381	19.8912574	3.81E+01	119
7	0.000116667	2.13E+02	43	15.53781513	662.3065194	21.6086956	9.76E+00	119
8	0.000133333	2.81E+02	43.8	15.96039933	680.3193657	22.1963904	5.62E+00	120.2
10	0.000166667	4.45E+02	45	16.8469218	723.0263402	23.5897664	2.23E+00	120.2

Evento 2

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	41.6	14.445409	587.753924	19.1763107	4.62E+05	119.8
1	1.66667E-05	4.04E+00	41.7	14.4666389	629.493957	20.5381389	2.71E+04	120.2
1.5	0.000025	9.24E+00	42.8	15.1893864	643.079892	20.9813994	5.18E+03	120.6
2	3.33333E-05	1.66E+01	42.8	15.1017312	643.718243	21.0022265	1.60E+03	121.3
3	0.00005	3.79E+01	42.9	15.1723825	660.203324	21.5400758	3.07E+02	121.3
4	6.66667E-05	6.83E+01	45.3	16.8204098	702.638155	22.9245728	9.48E+01	122
5	8.33333E-05	1.08E+02	47	18.1065574	731.965484	23.8814187	3.81E+01	122
7	0.000116667	2.13E+02	47.8	18.697545	781.05163	25.4829243	9.76E+00	122.2
8	0.000133333	2.81E+02	47.8	18.697545	791.606382	25.8272882	5.62E+00	122.2
10	0.000166667	4.45E+02	48.3	18.753135	816.014365	26.6236334	2.23E+00	124.4

Promedio

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	39.8	13.2555649	548.241644	17.8871662	4.62E+05	119.5
1	1.66667E-05	4.04E+00	39.85	13.2666876	577.279884	18.8345802	2.71E+04	119.7
1.5	0.000025	9.24E+00	40.65	13.7931761	591.967469	19.3137836	5.18E+03	119.8
2	3.33333E-05	1.66E+01	40.9	13.922268	597.52544	19.4951204	1.60E+03	120.15
3	0.00005	3.79E+01	41.85	14.6073603	620.534792	20.2458333	3.07E+02	119.9
4	6.66667E-05	6.83E+01	43.05	15.399273	643.273074	20.9877022	9.48E+01	120.35
5	8.33333E-05	1.08E+02	44.75	16.6187759	669.661072	21.8486484	3.81E+01	120.5
7	0.000116667	2.13E+02	45.4	17.0908789	721.147927	23.5284805	9.76E+00	120.6
8	0.000133333	2.81E+02	45.8	17.3072607	735.229173	23.9879012	5.62E+00	121.2
10	0.000166667	4.45E+02	46.65	17.7941333	768.944955	25.0879268	2.23E+00	122.3

Experimento a 20 [°C], fluido pseudoplástico, Grashof: 589279

Evento 1

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	34	8.100911002	256.3628469	8.36420381	6.17E+05	142.7
1	1.66667E-05	4.04E+00	34	8.100911002	260.3068907	8.49288387	3.62E+04	142.7
1.5	0.000025	9.24E+00	34.5	8.340925018	263.9583724	8.61201868	6.91E+03	142.7
2	3.33333E-05	1.66E+01	34.9	8.535459005	267.4134827	8.72474658	2.13E+03	142.7
3	0.00005	3.79E+01	35.3	8.732235459	274.9531986	8.97074057	4.10E+02	142.7
4	6.66667E-05	6.83E+01	35.9	9.031604765	282.9575871	9.23189517	1.26E+02	142.7
5	8.33333E-05	1.08E+02	36.3	9.233987386	292.2203804	9.53410703	5.07E+01	142.7
7	0.000116667	2.13E+02	36.7	9.438612474	297.1949969	9.69641099	1.30E+01	142.7
8	0.000133333	2.81E+02	36.8	9.490119131	297.3227107	9.70057784	7.49E+00	142.7
10	0.000166667	4.45E+02	37	9.593552908	303.5992538	9.90535901	2.98E+00	142.7

Evento 2

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	34.1	9.82103041	304.64363	9.93943327	6.17E+05	118.4
1	1.66667E-05	4.04E+00	34.1	9.85432203	307.197098	10.0227438	3.62E+04	118
1.5	0.000025	9.24E+00	34.5	10.069797	312.360248	10.191199	6.91E+03	118.2
2	3.33333E-05	1.66E+01	34.8	10.2456853	317.816219	10.3692078	2.13E+03	118.2
3	0.00005	3.79E+01	35.3	10.5422166	327.014477	10.6693141	4.10E+02	118.2
4	6.66667E-05	6.83E+01	36	10.9830508	337.348856	11.006488	1.26E+02	118
5	8.33333E-05	1.08E+02	36.3	11.1385461	347.231297	11.3289167	5.07E+01	118.3
7	0.000116667	2.13E+02	36.7	11.414322	359.404458	11.7260835	1.30E+01	118
8	0.000133333	2.81E+02	36.9	11.5098056	360.598908	11.7650541	7.49E+00	118.3
10	0.000166667	4.45E+02	37.2	11.6977177	370.18802	12.0779126	2.98E+00	118.3

Promedio

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	34.05	8.8809077	278.236291	9.07785616	6.17E+05	130.55
1	1.66667E-05	4.04E+00	34.05	8.89453395	281.477977	9.1836208	3.62E+04	130.35
1.5	0.000025	9.24E+00	34.5	9.12418551	285.858115	9.32652905	6.91E+03	130.45
2	3.33333E-05	1.66E+01	34.85	9.31025297	290.236374	9.46937597	2.13E+03	130.45
3	0.00005	3.79E+01	35.3	9.55224224	298.522703	9.7397293	4.10E+02	130.45
4	6.66667E-05	6.83E+01	35.95	9.91486383	307.554297	10.034398	1.26E+02	130.35
5	8.33333E-05	1.08E+02	36.3	10.0972414	317.136518	10.3470316	5.07E+01	130.5
7	0.000116667	2.13E+02	36.7	10.332873	325.352712	10.6150967	1.30E+01	130.35
8	0.000133333	2.81E+02	36.85	10.4055364	326.002471	10.636296	7.49E+00	130.5
10	0.000166667	4.45E+02	37.1	10.5472031	333.778634	10.8900044	2.98E+00	130.5

Experimento a 30 [°C], fluido pseudoplástico, Grashof: 1263740

Evento 1

Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	53.5	23.89190317	499.0176496	16.0973435	1.32E+06	119.8
1	1.66667E-05	4.04E+00	53.5	23.81239601	500.6949917	16.1514513	7.76E+04	120.2
1.5	0.000025	9.24E+00	53.7	23.91119403	502.7723835	16.218464	1.48E+04	120.6
2	3.33333E-05	1.66E+01	53.7	23.77320692	506.6719422	16.3442562	4.57E+03	121.3
3	0.00005	3.79E+01	54.2	24.21797197	510.937452	16.4818533	8.79E+02	121.3
4	6.66667E-05	6.83E+01	54.9	24.705	519.4634663	16.756886	2.71E+02	122
5	8.33333E-05	1.08E+02	56	25.70491803	526.3579804	16.9792897	1.09E+02	122
7	0.000116667	2.13E+02	56.2	25.84648118	548.9917578	17.7094115	2.79E+01	122.2
8	0.000133333	2.81E+02	56.8	26.40130933	555.1311742	17.9074572	1.61E+01	122.2
10	0.000166667	4.45E+02	57	26.11736334	556.6323152	17.9558811	6.39E+00	124.4

Evento 2

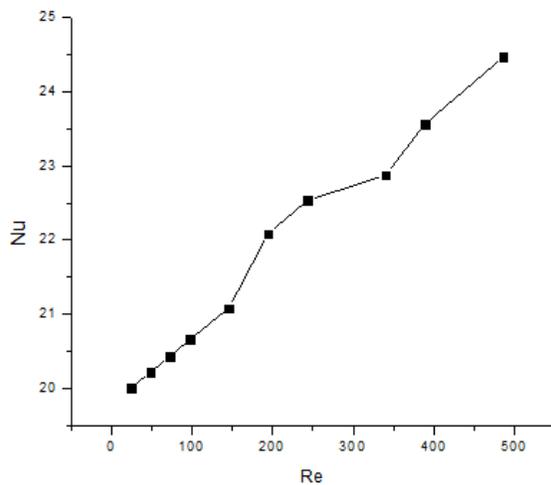
Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	53.3	23.713606	495.29365	15.9772145	1.32E+06	119.8
1	1.66667E-05	4.04E+00	53.4	23.7234609	497.156673	16.037312	7.76E+04	120.2
1.5	0.000025	9.24E+00	53.7	23.911194	501.09087	16.1642216	1.48E+04	120.6
2	3.33333E-05	1.66E+01	53.7	23.7732069	503.248483	16.233822	4.57E+03	121.3
3	0.00005	3.79E+01	54.3	24.3074196	512.824569	16.542728	8.79E+02	121.3
4	6.66667E-05	6.83E+01	55	24.795082	519.613918	16.7617393	2.71E+02	122
5	8.33333E-05	1.08E+02	56.1	25.7968033	529.971442	17.095853	1.09E+02	122
7	0.000116667	2.13E+02	56.1	25.7545827	543.356019	17.5276135	2.79E+01	122.2
8	0.000133333	2.81E+02	56.8	26.4013093	551.4303	17.7880742	1.61E+01	122.2
10	0.000166667	4.45E+02	57.3	26.3930064	560.600218	18.083878	6.39E+00	124.4

Promedio

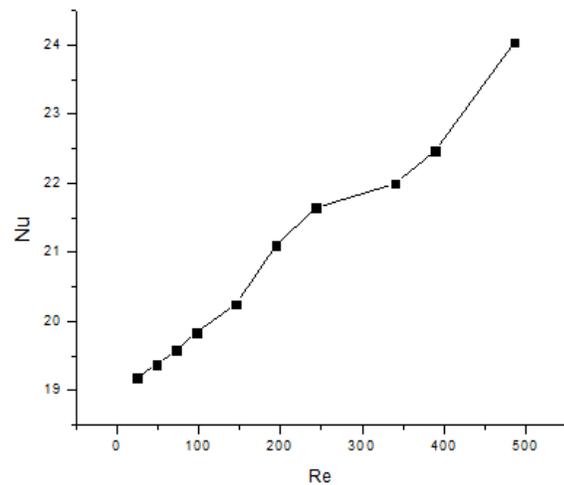
Gasto [l/m]	Gasto[m3/s]	Re	V [V]	Potencia[W]	h [W/m2*k]	Nusselt	Richardson	Resistencia
0.5	8.33333E-06	9.78E-01	53.4	23.8026711	495.337668	15.9786345	1.32E+06	119.8
1	1.66667E-05	4.04E+00	53.4	23.7234609	497.156673	16.037312	7.76E+04	120.2
1.5	0.000025	9.24E+00	53.7	23.911194	499.420568	16.1103409	1.48E+04	120.6
2	3.33333E-05	1.66E+01	53.7	23.7732069	501.554044	16.1791627	4.57E+03	121.3
3	0.00005	3.79E+01	54.3	24.3074196	511.103682	16.4872155	8.79E+02	121.3
4	6.66667E-05	6.83E+01	54.8	24.615082	517.572791	16.6958965	2.71E+02	122
5	8.33333E-05	1.08E+02	56	25.704918	531.569446	17.1474015	1.09E+02	122
7	0.000116667	2.13E+02	56.2	25.8464812	548.991758	17.7094115	2.79E+01	122.2
8	0.000133333	2.81E+02	56.7	26.3084288	551.328113	17.7847778	1.61E+01	122.2
10	0.000166667	4.45E+02	57.1	26.2090836	556.693609	17.9578583	6.39E+00	124.4

Experimento a 10 [°C], agua, Grashof: 294640

Evento 1

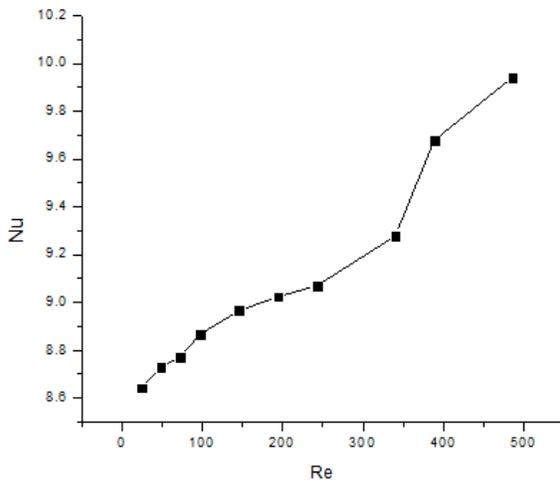


Evento 2

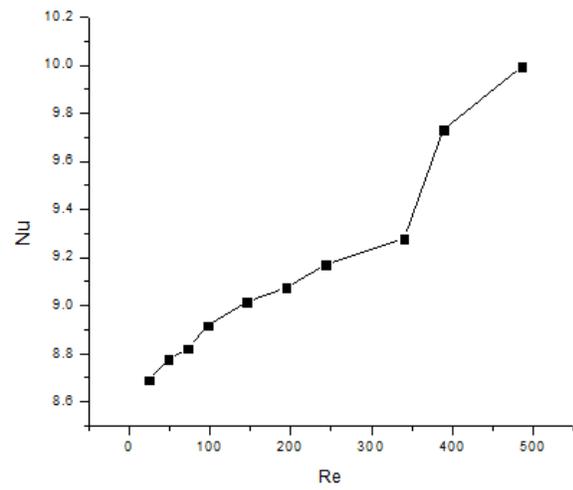


Experimento a 20 [°C], agua, Grashof: 589279

Evento 1

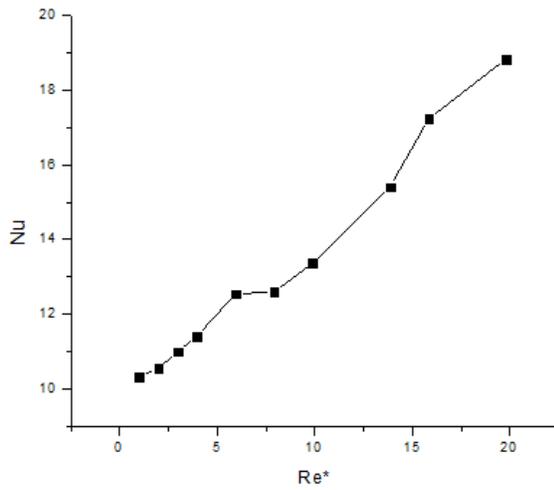


Evento 2

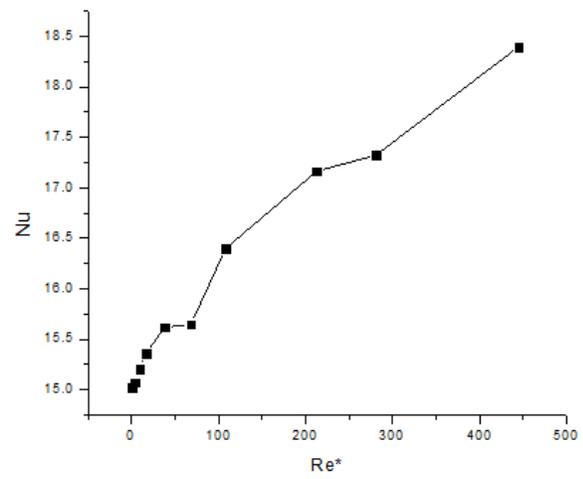


Experimento a 10 [°C], fluido pseudoplastico, Grashof: 294640

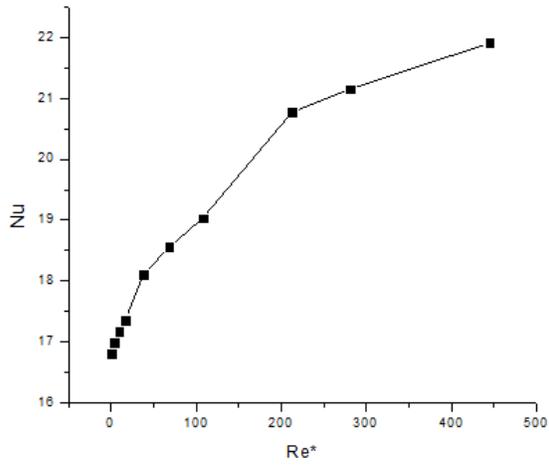
Evento 1



Evento 2

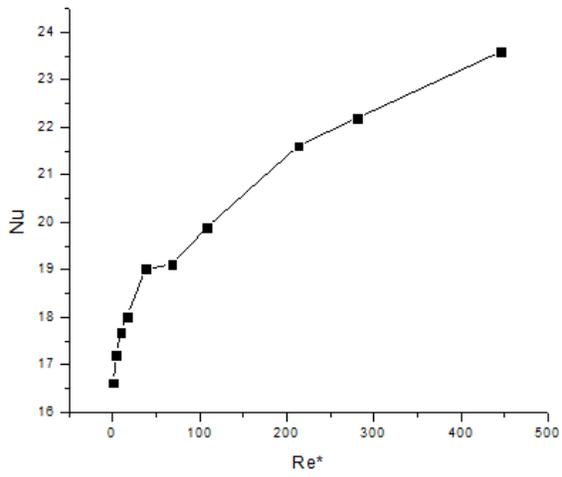


Evento 3

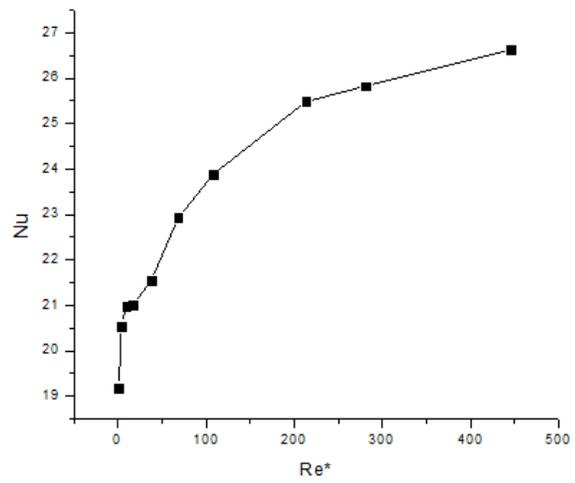


Experimento a 15 [°C], fluido pseudoplástico, Grashof: 441960

Evento 1

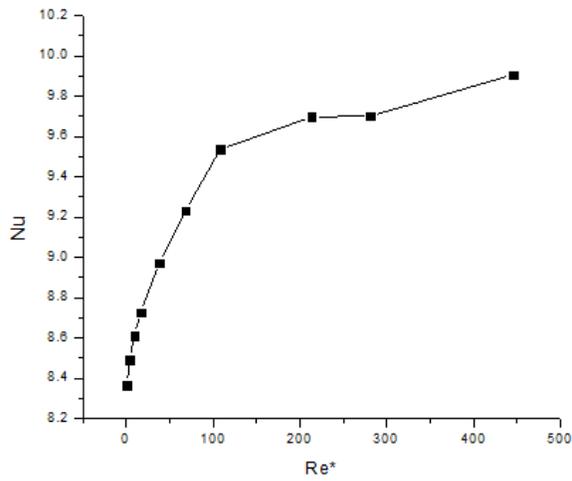


Evento 2

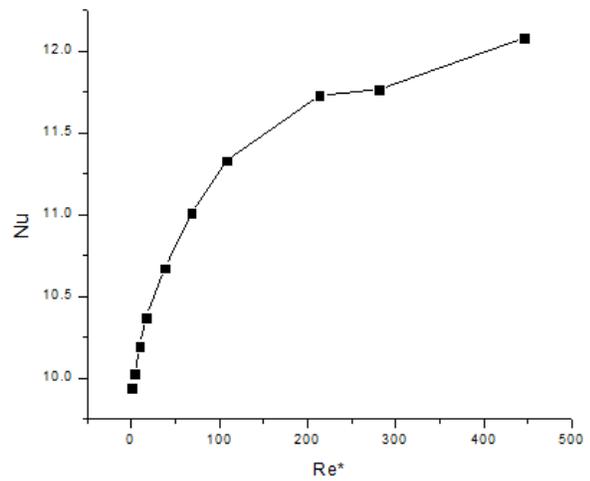


Experimento a 20 [°C], fluido pseudoplástico, Grashof: 589279

Evento 1

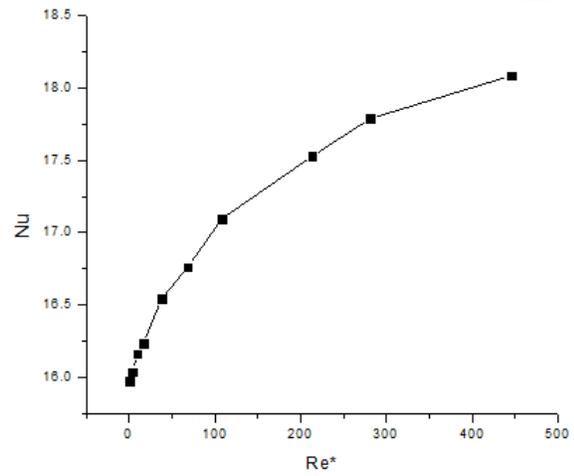
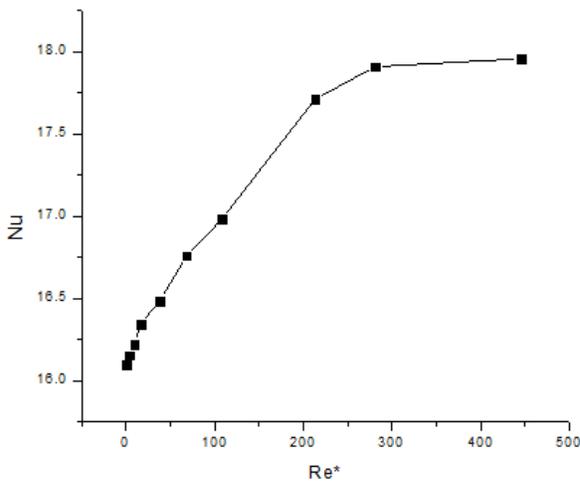


Evento 2



Experimento a 30 [°C], fluido pseudoplástico, Grashof: 1263740

Evento 1



BIBLIOGRAFIA

1. Cengel, Y. A. y Ciambala, J.M (2006). Mecánica de fluidos. (2° edición). McGraw-Hill.
2. Incropera, F.P y DeWitt, D. P. (1996) Fundamentals of heat and Mass Transfer. (4° ed.).
3. Write, F. M. (2006). Fluid Mechanics. (6° ed.). McGraw-Hill.
4. Cengel, Y. A. (2011). Transferencia de calor y masa. McGraw-hill.
5. Ortega Tenorio Edgar. (2016) Estudio experimental de la conveccion mixta alrededor de un cilindro en un fluido no newtoniano. Ciudad Universitaria, Cd. Mx.

REFERENCIAS

6. M. Vynnycky, M.A. O'Brien. Slow, steady ascent in a power-law fluid with temperature-dependent viscosity. Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics.
7. A. Bose, N. Nirmalkar, R.P. Chhabra. Effect of aiding-buoyancy on mixed-convection from a heated cylinder in Bingham plastic fluids. Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics.
8. Sidhartha Bhowmick, Md. Mamun Molla, Mustak Miac, Suvash. Saha. Non-Newtonian Mixed Convection Flow from a Horizontal Circular Cylinder with Uniform Surface Heat Flux. 10th International Conference on Mechanical Engineering, ICME 2013.
9. B.K. Rao. Heat transfer to non-Newtonian flows over a cylinder in cross Flow. International Journal of Heat and Fluid Flow 21 (2000).
10. R.P. Bharti, P. Sivakumar, R.P. Chhabra. Forced convection heat transfer from an elliptical cylinder to power-law fluids. International Journal of Heat and Mass Transfer 51 (2008).
11. F.T. Pinho and J.H. Whitelaw. Flow of Non-Newtonian fluids in a pipe. Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 34 (1990)

MESOGRAFIA

12. Ciencia en común. Diferencias muy fluidas, Jesús Serrano del Fresno. Recuperado el 5 de agosto de 2019 de <https://cienciaencomun.wordpress.com/2015/09/29/diferencias-fluidos/>
13. Enciclopedia de Ejemplos (2019). "Conducción, Convección y Radiación". Recuperado el 5 de agosto de 2019 de: <https://www.ejemplos.com/10-ejemplos-de-conduccion-conveccion-y-radiacion/>