



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA
SECCIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

**ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA
TRANSFERENCIA DE CALOR EN
BANCOS DE TUBOS CON ARREGLO
TRIANGULAR**

T E S I S

**PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN CIENCIAS DE INGENIERÍA
EN SISTEMAS ENERGÉTICOS.**

PRESENTA

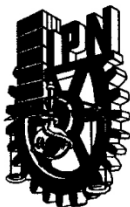
ING. MIRSHSA BELTRÁN MORA

DIRECTOR DE TESIS

DR. GEORGIY POLUPAN



México, D.F. a julio de 2011



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO

ACTA DE REVISIÓN DE TESIS

En la Ciudad de México, D. F. siendo las 13:00 horas del día 13 del mes de junio del 2011 se reunieron los miembros de la Comisión Revisora de la Tesis, designada por el Colegio de Profesores de Estudios de Posgrado e Investigación de SEPI-ESIME-CULHUACAN para examinar la tesis titulada:

"Estudio Experimental de la Transferencia de Calor en Bancos de Tubos con Arreglo Triangular"

Presentada por el alumno:

Beltrán
Apellido paterno

Mora
Apellido materno

Mirshsa
Nombre(s)

Con registro:

A	0	9	0	2	7	0
---	---	---	---	---	---	---

aspirante de:

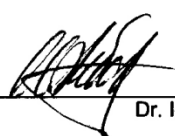
MAESTRÍA EN CIENCIAS DE INGENIERÍA EN SISTEMAS ENERGÉTICOS

Después de intercambiar opiniones, los miembros de la Comisión manifestaron **APROBAR LA TESIS**, en virtud de que satisface los requisitos señalados por las disposiciones reglamentarias vigentes.

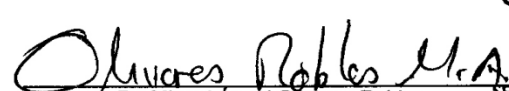
LA COMISIÓN REVISORA

Director(a) de tesis

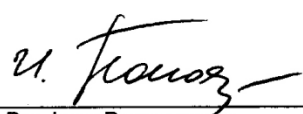

Dr. Georgiy Polupan


Dr. Igor Loboda


Dr. Guillermo Jarquin López


Dr. Miguel Ángel Olivares Robles


SECCION DE ESTUDIOS DE
POSGRADO E INVESTIGACION
ESIME CULHUACAN


Dra. Iryna Ponomaryova

PRESIDENTE DEL COLEGIO DE PROFESORES


Dr. Gonzalo Isaac Duchén Sánchez

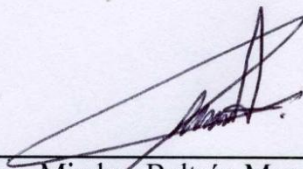


INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO

CARTA CESIÓN DE DERECHOS

En la Ciudad de México, Distrito Federal el día 13 del mes Junio del año 2011, el (la) que suscribe C. Mirshsa Beltrán Mora alumno (a) del Programa de Maestría en Ciencias de Ingeniería de Sistemas Energéticos con número de registro A090270, adscrito a Sección de Estudios de Postgrado e Investigación ESIME-CULHUACAN, manifiesta que es autor (a) intelectual del presente trabajo de Tesis bajo la dirección de Dr. Georgiy Polupan y cede los derechos del trabajo intitulado: ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCO DE TUBOS CON ARREGLO TRIANGULAR, al Instituto Politécnico Nacional para su difusión, con fines académicos y de investigación.

Los usuarios de la información no deben reproducir el contenido textual, gráficas o datos del trabajo sin el permiso expreso del autor y/o director del trabajo. Este puede ser obtenido escribiendo a la siguiente dirección gpolupan@ipn.mx. Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente del mismo.



Ing. Mirshsa Beltrán Mora
Nombre y firma



INDICE

	Página
LISTA DE FIGURAS Y TABLAS	I
NOMENCLATURA	VII
RESUMEN	IX
ABSTRACT	X
INTRODUCCIÓN	XI
CAPITULO I TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS	
1.1 CONVECCIÓN	2
1.1.1 CONVECCIÓN NATURAL	2
1.1.2 CONVECCIÓN FORZADA	3
1.1.3 PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DE LA CONVECCIÓN	4
1.1.4 FLUJO VISCOSO	5
1.1.5 CAPA LIMITE	8
1.1.6 CALCULO DEL COEFICIENTE DE CONVECCIÓN	11
1.2 FLUJO TRANSVERSAL EXTERNO DE CILINDROS	12
1.2.1 FLUJO ALREDEDOR DE CILINDROS	12
1.3 FLUJO TRANSVERSAL EXTERNO EN BANCOS DE TUBOS	17
1.3.1 CORRIENTE ALREDEDOR DE UN BANCO DE TUBOS	17
1.3.2 DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD MÁXIMA DEL FLUJO	19
1.4 TRANSFERENCIA DE CALOR EXTERNA EN CILINDROS EN FLUJO TRANSVERSAL	20
1.4.1 MORFOLOGÍA DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN FLUJO EXTERNO	20
1.4.2 ANÁLISIS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN FLUJO EXTERNO	20
1.4.3 TRANSFERENCIA DE CALOR EN UNA CAPA LÍMITE TERMICA TURBULENTA	23
1.5 TRANSFERENCIA DE CALOR EXTERNA EN BANCOS DE TUBOS	23
1.5.1 FLUJO TRANSVERSAL A TRAVÉS DE BANCO DE TUBOS	23
CAPITULO II METODOLOGIAS PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS	
2.1 INTRODUCCIÓN	29
2.1.1 INVESTIGACIONES DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS, CILINDROS Y TUBOS ALETADOS	30



2.1.2	ESTUDIOS EXPERIMENTALES Y NUMÉRICOS	30
2.1.3	SERIES DE CILINDROS Y PLACAS DE TUBOS ALETADOS	30
2.2	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE COLBURN	32
2.3	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE GRIMISON	33
2.4	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE ZUKAUSKAS	35
2.5	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE CHEN Y WUNG	37
2.6	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE ACHENBACH	39
2.7	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE HUGE Y PIERSON	40
2.8	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE HAMILTON	41
2.9	MÉTODO DEL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS DE TAHAT	43
2.10	METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBOS LISOS	44
2.11	COMPARACIÓN DE METODOLOGÍAS PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS	46
2.12	DETERMINACION DEL VALOR MEDIO DE NUSSELT EN EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS.	49

CAPITULO III DESARROLLO DE METODOLOGIAS DE ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR

3.1	METODOLOGÍA DE DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS	54
3.1.1	METODOLOGÍA DE CALCULO	55
3.2	DESARROLLO DEL EQUIPO EXPERIMENTAL PARA OBTENER LOS DATOS NECESARIOS PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE CONVECCIÓN	58
3.2.1	DISEÑO DE ZONA DE PRUEBAS CON BANCOS DE TUBOS	58
3.2.2	DISEÑO DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE LOS TUBOS Y CALORÍMETROS Y TUBOS CALORÍMETROS CON TERMOPARES	63



3.2.3	DISEÑO DEL S. DE MEDICIONES DE PARÁMETROS DE LOS PROCESOS PRINCIPALES PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE CONVECCIÓN	67
3.3	INSTRUMENTACIÓN	67
3.4	CALIBRACIÓN DE MEDIDORES Y CARACTERIZACIÓN DE LA ZONA DE PRUEBAS	75
3.5	METODOLOGÍA DE EXPERIMENTACIÓN	76
CAPITULO IV ANALISIS DE RESULTADOS EXPERIMENTALES		
4.1	COEFICIENTES DE CONVECCIÓN DETERMINADOS EXPERIMENTALMENTE PARA DIFERENTES CARACTERÍSTICAS GEOMÉTRICAS DE LOS BANCOS DE TUBOS Y REGÍMENES DEL FLUJO	78
4.2	COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON INVESTIGACIONES PUBLICADAS	85
4.3	GENERALIZACIÓN DE LOS DATOS EXPERIMENTALES	90
	CONCLUSIONES	96
	RECOMENDACIONES	97
	REFERENCIAS	98
	ANEXOS 1 “TERMOPARES”	100
	ANEXOS 2 “TEMPERATURAS DE SALIDA Y DE ENTRADA”	124
	ANEXOS 3 “CORRIENTES ELÉCTRICAS”	142
	ANEXOS 4 “CONDICIONES DE EXPERIMENTACIÓN”	147
	ANEXOS 5 “TEMPERATURAS DE ZONA DE PRUEBAS”	148
	ANEXO 6 “EJEMPLO 9900 Re – $S_1/S_2 = 3$ ”	153



LISTA DE FIGURAS Y TABLAS

FIGURA	DESCRIPCIÓN	PAG.
1.1.1.1	Convección natural	2
1.1.1.2	Ciclo de convección provocado por campo magnético terrestre	3
1.1.2.1	Convección forzada de flujo interno	3
1.1.2.2	Convección forzada de flujo externo	4
1.1.4.1	Ley de Newton de la viscosidad	5
1.1.4.2	Existencia de dos regímenes y punto de transición	6
1.1.4.3	Experimento de Osborne Reynolds	6
1.1.4.4	Perfiles de velocidad laminar y turbulento	7
1.1.5.1	Formación de capa limite en una placa	8
1.1.5.2	Desprendimiento de capa limite	8
1.1.5.3	Estudio comparativo de capa limite en flujo externo laminar y turbulenta	9
1.1.5.4	Estudio comparativo de capa limite en flujo interno laminar y turbulenta	10
1.1.6.1	Comportamiento del coeficiente de convección en una placa	11
1.1.6.2	Comportamiento del coeficiente de convección en un cilindro	12
1.2.1.1	Comportamiento de las corrientes de flujo en un cilindro	12
1.2.1.2	Comportamiento de perfiles de velocidad sobre la superficie de un cilindro	13
1.2.1.3	Valores del coeficiente de resistencia parasita	14
1.2.1.4	Comportamiento de los valores de Nusselt sobre un cilindro a diferentes ángulos de incidencia y diferente Reynolds	15
1.2.1.5	Interferograma de isotermas alrededor de cilindros	16
1.2.1.6	Datos para el calentamiento y enfriamiento de flujo cruzado en cilindros	16
1.3.1.1	Esquema de un banco de tubos en flujo cruzado	17
1.3.1.2	Ciclo de refrigeración de unidades YT	17
1.3.1.3	Configuraciones de banco de tubos	18
1.3.2.1	Velocidades máximas en arreglo en cuadro y en triángulo	19
1.5.1.1	Visualización de un banco de tubos en cuadro inmerso en flujo de agua	23
1.5.1.2	Visualización de un banco de tubos en triángulo inmerso en flujo de agua	23
1.5.1.3	Mampara con arreglo en triángulo	24
1.5.1.4	Mampara con arreglo en cuadro	24
1.5.1.5	Distribución de temperatura en un banco de tubos	26
2.1.1	Esquema de un banco de tubos	29



2.1.2	Banco de tubos en arreglo en cuadro	29
2.1.3	Banco de tubos en arreglo en triangulo	29
2.2	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Colburn	33
2.3	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Grimison	34
2.4.1	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Zhukauskas 1	36
2.4.2	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Zhukauskas 2	37
2.5	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Chen y Wung	38
2.6	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Achenbanch	39
2.7	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Huge y Pierson	41
2.8	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Hamilton	42
2.9	Metodología para el Cálculo de la Transferencia de Calor para bancos de tubo de Tahat	43
2.10.1	Relación de Nusselt contra la relación de pasos a diferentes coeficientes de aletado	45
2.10.2	Exponente n contra la relación de pasos a diferentes coeficientes de aletado	45
2.10.3	Constante C_q contra la relación de pasos a diferentes coeficientes de aletado	46
2.11.1	Grafica comparativa de correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor a una relación de pasos $S_1/S_2 = 0.5$	46
2.11.2	Grafica comparativa de correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor a una relación de pasos $S_1/S_2 = 1.0$	47
2.11.3	Grafica comparativa de correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor a una relación de pasos $S_1/S_2 = 1.5$	48
2.12.1	Gráfica comparativa de las correlaciones máximas y mínimas para el cálculo de la transferencia de calor a una relación $S_1/S_2 = 0.5$	49
2.12.2	Gráfica comparativa de las correlaciones máximas y mínimas para el cálculo de la transferencia de calor a una relación $S_1/S_2 = 1.0$	50
2.12.3	Gráfica comparativa de las correlaciones máximas y mínimas para el cálculo de la transferencia de calor a una relación $S_1/S_2 = 1.5$	51
3.1.1	Diagrama de flujo de la metodología de medición	54
3.1.2	Panel de control de corrientes	56
3.2.1	Foto del túnel de viento en LABINTAB	58



3.2.2	Representación de la zona de experimentación	59
3.2.3	Motor Asíncrono UNELEC	59
3.2.4	Campana de entrada de flujo	60
3.2.5	Primera sección del túnel de viento	60
3.2.6	Coordenadas de puntos de medición	61
3.2.7	Segunda sección del túnel de viento, zona de pruebas	61
3.2.8	Tercera sección del túnel de viento, zona de medición de salida.	61
3.2.9	Brida de sujeción entre secciones del túnel	62
3.2.10	Mamparas en las diferentes relaciones de paso	62
3.2.11	Zona de pruebas armada	62
3.2.12	Conexión de calorímetros	63
3.2.13	Conexión de la caja de control	64
3.2.14	Vinculación caja – panel de control	64
3.2.15	Esquema de conexión del panel de control	65
3.2.16	Tubo calorímetro	65
3.2.17	Tubo calorímetro con termopares	66
3.2.18	Diagrama del sistema de medición de temperaturas	67
3.2.19	Conexión física del sistema de mediciones	67
3.3.1	Auto-Transformador modelo 117-CU	68
3.3.2	Transformador modelo mes-62/40	69
3.3.3	Amperímetro digital modelo EPM-4D	70
3.3.4	Voltímetro digital modelo EVM-3	70
3.3.5	Scanner modelo 92000-00 Benchtop 115V	72
3.3.6	Termo anemómetros digitales, Modelos 471-2 y 471-1.	73
3.3.7	Termómetro French ALLA serie D	73
3.3.8	Manómetro Airflow tipo 5	74
3.3.9	Esquema de la estación MET3 del LABINTHAP. Comparación de los valores de Nusselt	74
4.1.1	experimentales, con respecto a los valores ajustados de Nusselt contra el Número de Reynolds.	84
4.1.2	Comparación de los valores $Ln(Nu)$, con respecto a la relación de pasos en el banco de tubos.	85
4.2.1	Comparación entre los valores máximos y mínimos de Nusselt en la relación de paso $S_1/S_2 = 1.0$, y el Número de Reynolds	86
4.2.2	Comparación entre los valores máximos y mínimos de Nusselt en la relación de paso $S_1/S_2 = 2.0$, y el Número de Reynolds	87
4.2.3	Comparación entre los valores máximos y mínimos de Nusselt en la relación de paso $S_1/S_2 = 3.0$, y el Número de Reynolds	88
4.2.4	Comparación entre los valores máximos y mínimos de Nusselt en la relación de paso $S_1/S_2 = 4.0$, y el Número de Reynolds	89



4.2.5	Comparación entre los valores máximos y mínimos de Nusselt en la relación de paso $S_1/S_2 = 4.5$, y el Número de Reynolds	90
4.3.1	Presentación de las cinco diferentes pendientes de los arreglos geométricos.	92
4.3.2	Presentación de los 5 valores del exponente “n”.	92
4.3.3	Comparación de los cinco diferentes valores del exponente “n” con respecto a los valores obtenidos del Dr. Ye. Pysmennyy	93
4.3.4	Presentación de los cinco diferentes valores de la constante “C” con respecto a los diferentes arreglos geométricos.	94
4.3.5	Comparación de los cinco diferentes valores de la constante “C” con respecto a los valores obtenidos del Dr. Ye. Pysmennyy	94
TABLA	DESCRIPCIÓN	PAG.
1.2.1	Valores promedios del exponente “n” y la constante “C” en dependencia del	15
1.3.1	Valores promedios del exponente “n” y la constante “C” de Grimison	18
1.3.2	Coeficiente de corrección para N filas	18
1.4.1	Valores de la constante “C” en dependencia al número de Prandtl	20
1.4.2	Valores del exponente “n” y la constante “C” de Hilpert	21
1.4.3	Valores del exponente “n” y la constante “C” Zhukauskas	21
1.5.1	Parámetro $Re_{D_{max}}$, C y m para varios arreglos en línea y en triángulo	25
1.5.2	Coeficiente de corrección para N filas	25
2.1.3	relaciones empíricas basadas en el número de Reynolds y distancias longitudinales y transversales	31
2.3	Valores de C y n en la ecuación para diferentes arreglos de bancos de tubos de Grimison	34
2.4.1	Valores de C y n en la ecuación para diferentes arreglos de bancos de tubos de Zhukauskas 1	35
2.4.2	Valores de C y n en la ecuación para diferentes arreglos de bancos de tubos de Zhukauskas 2	36
2.4.3	Factor de corrección para la correlación de Zhukauskas 2	37
2.7	Valores de C y n en la ecuación para diferentes arreglos de bancos de tubos de Hoge y Pierson	40
2.8	Valores de C y n en la ecuación para diferentes arreglos de bancos de tubos de Hamilton	42
3.1	Valores de resistencias de tubos calorímetros	57



3.2A	Coordenadas de puntos de medición	61
3.2B	Longitudes de las posiciones de las mitades de tubo	65
3.3	Características del termopar tipo “T”	66
3.4	Características del Auto-Transformador modelo 117-CU	68
3.5	Características del Amperímetro modelo EPM-4D	69
3.6	Características Voltímetro digital modelo EVM-3	70
3.7	Características del Scanner modelo 92000-00 Benchtop 115V	71
3.8	Características de los Termo anemómetros digitales, Modelos 471-2 y 471-1.	72
3.9	Rangos de velocidad de los Termo anemómetros digitales, Modelos 471-2 y 471-1.	73
3.10	Termómetro French ALLA serie D	73
3.11	Rangos de medición del Manómetro Airflow tipo 5	74
4.1	Condiciones de experimentación paso $S_1/S_2 = 1$	78
4.2	Registro de temperaturas de entrada y salida para el cálculo de la temperatura media logarítmica $S_1/S_2=1$	79
4.3	Temperatura media logarítmica	79
4.4	Calor disipado por el flujo de aire en $S_1/S_2 = 1$	80
4.5	Calor disipado por el flujo de aire	80
4.6	Configuración de calorímetros y valores de resistencia	81
4.7	Valor nominal de la corriente por líneas para el banco $S_1/S_2 = 1$	81
4.8	Valor nominal del potencial eléctrico por línea y total	81
4.9	Perdidas de calor de la zona de pruebas hacia el ambiente	83
4.10	Coeficiente de convección medio	83
4.11	Valores del Número de Nusselt en todas las configuraciones	84
4.12	Comparación de los valores de Nusselt para todas las correlaciones en la relación de paso $S_1/S_2 = 1.0$, y el Número de Reynolds	85
4.13	Comparación de los valores de Nusselt para todas las correlaciones en la relación de paso $S_1/S_2 = 2.0$, y el Número de Reynolds	86
4.14	Comparación de los valores de Nusselt para todas las correlaciones en la relación de paso $S_1/S_2 = 3.0$, y el Número de Reynolds	87
4.15	Comparación de los valores de Nusselt para todas las correlaciones en la relación de paso $S_1/S_2 = 4.0$, y el Número de Reynolds	89
4.16	Comparación de los valores de Nusselt para todas las correlaciones en la relación de paso $S_1/S_2 = 4.5$, y el Número de Reynolds	90



4.17	Comparación del Número de Nusselt experimental con valores ajustados.	91
4.18	Valores del Exponente “n” para las cinco configuraciones geométricas.	92
4.19	Valores de la constante “C” para las cinco configuraciones geométricas.	93
4.20	Valores de número de Nusselt con correlaciones finales de esta investigación	95



NOMENCLATURA

A	Área de la superficie de la sección transversal.	(m ²)
A ₁ , A ₂ , A ₃	Áreas por donde pasa el flujo	(m ²)
A1 - A10	Corrientes eléctricas	(Ampere)
C	Constante que depende de la configuración geométrica y del régimen de flujo.	adimensional
C _P	Calor específico a presión constante.	(kJ/kg K)
C _D	Coefficiente de resistencia parasita	Adimensional
D, d	Diámetro	(m)
F	Fuerza	(N)
F _D	Fuerza parasita	(N)
h	Coefficiente de transferencia de calor por convección	(W/m ² K)
$\bar{h}$	Coefficiente medio de transferencia de calor por convección	(W/m ² K)
HR	Humedad relativa	(%)
k	Conductividad térmica	(W/m K)
k _f	Conductividad térmica del fluido	(W/m K)
L	Longitud Característica	(m)
L1 – L10	Líneas de corriente	(Ampere)
L _{1B}	Línea correspondiente al tubo calorímetro 1	(Ampere)
L _{10B}	Línea correspondiente al tubo calorímetro 2	(Ampere)
$\dot{m}$	Flujo másico del aire	(kg/s)
n, m	Exponente que depende de la configuración geométrica y del régimen de flujo.	Adimensional
N1 – N 10	Numero de filas longitudinales	
Nu	Número de Nusselt	Adimensional
$\bar{Nu}$	Número de Nusselt promedio	Adimensional
P	Presión atmosférica	(Bar)
P _E	Presión de entrada	(Pa)
P _S	Presión de salida o garganta del tubo venturi	(Pa)
Pr	Numero de Prandtl	Adimensional
Pr _f	Numero de Prandtl del flujo	Adimensional
Pr _S , Pr _W	Numero de Prandtl en la superficie del tubo	Adimensional
Q	Flujo de calor total	(W)
$\dot{Q}$	Flujo volumétrico	(m ³ /s)
q	Densidad de flujo de calor	(W/m ²)
Q _P	Calor perdido a la atmosfera	(W)
Q _{RT}	Potencial eléctrico	(W)
R	Resistencia eléctrica	(Ω)
Re	Numero de Reynolds	Adimensional
S ₁ , S _W	Paso Transversal	(m)
S ₂ , S _L	Paso Longitudinal	(m)
T	Temperatura Atmosférica	(°C)



T_{C1}	Temperatura superficial del tubo calorímetro con Termopares 1	(°C)
T_{C2}	Temperatura superficial del tubo calorímetro con Termopares 2	(°C)
T_{C2}	Temperatura superficial del tubo calorímetro con Termopares 2 en la fila 10	(°C)
T_E	Temperatura de entrada a la zona de pruebas	(°C)
T_f	Temperatura del flujo de aire en venturi	(°C)
T_F	Temperatura del flujo a la superficie	(°C)
T_{P1}	Temperatura Promedio a la entrada de la zona de pruebas	(°C)
T_{P2}	Temperatura Promedio a la Salida de la zona de pruebas	(°C)
T_∞	Temperatura de flujo libre	(°C)
T_{1-9}	Temperaturas Internas de la zona de pruebas	(°C)
T_{Prom1}	Temperatura promedio entre T_E y T_1	(°C)
T_{Prom9}	Temperatura promedio entre T_8 y T_9	(°C)
T_{Prom10}	Temperatura promedio entre T_9 y T_S	(°C)
ΔT_{9log}	Temperatura Media Logarítmica entre T_{Prom1} , T_{Prom9} y T_{C2}	(°C)
ΔT_{10log}	Temperatura Media Logarítmica entre T_{Prom1} , T_{Prom10} y T_{C2}	(°C)
U	Velocidad	(m/s)
U_∞	Velocidad de flujo libre	(m/s)
U_{max}	Velocidad máxima	(m/s)
V	Voltaje	(volts)
V_V	Velocidad comparativa del tubo vunturi	(m/s)
V_{DE}	Velocidad de entrada al túnel de viento y a la zona de pruebas	(m/s)

Letras Griegas

Ψ_A	Coefficiente de Aletado	Adimensional
α	Difusividad térmica	(m ² /s)
μ	Viscosidad dinámica	(kg/m s)
ν	Viscosidad cinemática	(m ² /s)
ρ	Densidad	(kg/m ³)
θ	Angulo de incidencia respecto al flujo	(°)
δ_γ	Espesor de capa limite dinámica	(mm)
δ_T	Espesor de capa limite térmica	(mm)
τ	Esfuerzo tangencial	(N/m ²)
η_e	Factor de error	(%)

Subíndice

n y m	Exponentes dependientes de la geometría S_1/S_2	adimensionales
-----------	---	----------------



RESUMEN

En esta tesis se investigo experimentalmente, **la Transferencia de Calor por Convección en Bancos de Tubos lisos con arreglo Triangular** con dependencia de la configuración geométrica en las relaciones de paso $S_1/S_2 = 1.0, 2.0, 3.0, 4.0$ y 4.5 , y diferentes regímenes de flujo $1000, 5000, 6300, 7900, 9900, 12500$ y 15800 Reynolds, con el objeto de obtener una correlación empírica para el cálculo de la transferencia de calor por convección en banco de tubos lisos con flujo cruzado, en donde la dependencia este a cargo de la geometría del banco de tubos, en el paso longitudinal S_2 y el paso transversal S_1 , y en el régimen de flujo ó número de Reynolds.

Para la realización de este experimento se diseño un túnel de viento de acrílico, el cual está conformado por tres secciones, la primera es donde se registran las condiciones de entrada de la zona de pruebas, la segunda, donde se ubica la zona de pruebas y la ultima de toma de mediciones a la salida de la zona de pruebas, todas estas con una longitud de 1000 mm, una altura de 230 mm y un ancho de 285 mm. La segunda sección del túnel tiene una sección rectangular abierta de 285 mm por 540 mm donde se encuentra ubicada la zona de pruebas. La zona de pruebas está conformada por 43 tubos calorímetros y 2 tubos calorímetros con termopares distribuidos en 10 filas; 5 filas de 5 tubos (impares) y 5 filas de 4 tubos (pares), los cuales tienen una longitud óptima de 242 mm y un diámetro de 12.7 mm. Los tubos calorímetros con termopares se encuentra ubicados al comienzo y al final de la zona de pruebas, estos cuentan con 10 termopares tipo T (Cobre-Constantán) distribuidos 4 en la parte céntrica del tubo con un desfase de 90° entre de ellos y tres termopares en la parte superior e inferior del tubo. De igual forma se fabricó el sistema de calentamiento; conformado por tres módulos, el de disipación, administración y de control, garantizando una disipación de potencial eléctrico igual en todas las filas de la zona de pruebas.

Se obtuvo el coeficiente de convección media ($\bar{h}$) y el número de Nusselt (Nu) en toda la superficie de transferencia de calor en la zona de pruebas, con una dependencia en la geometría del banco de tubos S_1/S_2 principalmente y del régimen de flujo.

Del estudio experimental se obtendrán cinco diferentes correlaciones del cálculo las cuales tienen una dependencia importante en la geometría del banco de tubos y donde su estructura se compone del exponente “n” (Re^n) y de la constante “C” de la forma $Nu = C Re^n$, valores que serán determinados en los intervalos de número de Reynolds desde $1\ 000$ hasta $15\ 800$ Re en las relaciones de pasos $S_1/S_2 = 1.0, 2.0, 3.0, 4.0$ y 4.5 .

Los resultados obtenidos en número de Nusselt calculadas con nuestras correlaciones se encuentran en diferencias del $24\ %$ en la parte superior de la comparación, hasta un $11\ %$ en la parte inferior de la misma, con correlaciones de otros investigadores como Zhukauskas, Grimson, Colburn, Tahat, etc...



ABSTRACT

In this thesis itself investigated experimentally, the Convective Heat Transfer in Staggered Bundles of smooth Tubes with dependence of the geometric in the relations of step $S1/S2 = 1.0, 2.0, 3.0, 4.0$ and 4.5 , and different rate of flow $1000, 5000, 6300, 7900, 9900, 12500$ and 15800 Reynolds, in order to obtain an empirical correlation for the calculation of the convective heat transfer in bundles of smooth tubes with crossed flow, where the dependence this one at the expense of the geometry of the bundles of tubes, in the longitudinal step $S2$ and the transverse step $S1$, and in the regime of flow ϕ number of Reynolds.

For the accomplishment of this experiment to design a wind tunnel of acrylic, which is shaped by three sections, the first one is where there are registered the conditions of entry of the zone of tests, the second one, where the zone of tests is located and it her finalizes of capture of measurements to the exit of the zone of tests, all the these ones with a length of 1000 mm, a height of 230 mm and a width of 285 mm. The second section of the tunnel has a rectangular section opened of 285 mm as 540 mm where the zone of tests is located. The zone of tests is shaped by 43 calorimeters tubes and two calorimeters tubes thermocouple distributed in ten rows; five rows of five tubes (odd) and five rows of four tubes (pair), which have an optima length of 242 mm and a diameter of 12.7 mm. The calorimeters tubes thermocouple is located by it to the beginning and at the end of the zone of tests, these has with 10 thermocouples T (Cobre-Constantán) it distributed 4 in the central part of the tubes with a out of phase 90° between them and three thermocouples in the top and low part of the tubes. Of equal form the system of heating was made; shaped by three modules, dissipation, administration and control, guaranteeing a equal dissipation of electrical potential in all the rows of the zone of tests.

There was obtained the coefficient of average convection ($\bar{h}$) and the number of Nusselt (Nu) in total surface of heat transfer in the zone of tests, with a dependence in the geometry of the bundles of tubes $S1/S2$ principally and of the regime of flow.

Of the experimental study there will be obtained five different correlations of the calculation which have an important dependence in the geometric of the bundles of tubes and where his structure consists of the exponent " n " (Re^n) and of the constant " C " of the form $Nu = C Re^n$, values that will be determined in the range of number of Reynolds from $1\ 000$ up to $15\ 800$ Re in the relations of steps $S1/S2 = 1.0, 2.0, 3.0, 4.0$ and 4.5 .

The results obtained of number of Nusselt calculated with our correlations meet in differences of 24% in the top part of the comparison, up to 11% in the low part of the same one, with correlations of other investigators Zhukauskas, Grimison, Colburn, Tahat, etc ...



INTRODUCCIÓN

En la actualidad el consumo de energía es cada vez más demandado por la industria en general. Es necesario un mayor ahorro y eficiencia energética y un incremento en los métodos de transferencia de energías. De este punto partimos para introducir el tema de transferencia de calor por convección en bancos de tubos, que es el principio de funcionamiento de las diferentes aplicaciones industriales.

Con la economía globalizada en la que nos encontramos en pleno siglo XXI, los países de primer mundo incluso los tercermundistas requieren que las industrias sean sumamente competitivas. Como es de saberse, para todo analista económico un factor importante para alcanzar esa competitividad es el ahorro y la utilización eficiente de los recursos no renovables, entre estos encontramos la energía térmica y el aire. Para alcanzar dichos objetivos el uso de intercambiadores de calor enfriados por aire es una alternativa importante. De aquí partimos hacia la investigación en la transferencia de calor por convección en bancos de tubos.

La transferencia de calor en bancos de tubos con flujo cruzado es importante para el diseño de intercambiadores de calor. Los intercambiadores de calor tienen numerosas aplicaciones en la industria, como la generación o sobrecalentado de vapor en un generador de vapor o en el enfriamiento en el serpentín del aire acondicionado. En los intercambiadores de calor (en bancos de tubos) un fluido se mueve sobre los tubos, mientras que un segundo fluido a una temperatura diferente corre por el interior de los tubos.

Un intercambiador de calor es un equipo utilizado para enfriar un fluido que está más caliente de lo deseado, transfiriendo este calor a otro fluido que está frío y necesita ser calentado. Un intercambiador de calor enfriado por aire consiste en una serie de tubos situados en una corriente de aire, que puede ser forzada con ayuda de un ventilador. La selección de un intercambiador enfriado por aire frente a uno enfriado por agua es una cuestión económica, hay que considerar gastos de enfriamiento del agua, potencia de los ventiladores y la temperatura de salida del fluido; en un intercambiador de aire, tiene una diferencia de temperatura de unos 15 °F (8 °C). Con agua se obtienen diferencias menores.

La transferencia de calor en bancos de tubos esta investigada en los últimos 70 años experimentalmente como numéricamente, además que es simplificado a través de modelos de transferencia de calor para ambos arreglos como son en línea y en triángulo para varias configuraciones geométricas. Pero los resultados de los cálculos de la transferencia de calor en mismas condiciones usando diferentes métodos publicados son diferentes. Esta diferencia cambia de 20.3% hasta 48.0%. Los coeficientes C y n son determinados por tablas desarrolladas para varias velocidades de flujo con ambos arreglos.

En esta tesis se investigo experimentalmente, **la Transferencia de Calor en Bancos de Tubos lisos con arreglo Triangular** con dependencia de la configuración geométrica en las relaciones de paso $S_1/S_2 = 1.0, 2.0, 3.0, 4.0$ y 4.5 , y diferentes regímenes de flujo 1000, 5000, 6300, 7900, 9900, 12500 y 15800 Reynolds. Analizando la variación del exponente n (Re^n) y la constante C respecto de los pasos longitudinal y transversal (S_1/S_2) de un banco de tubos lisos con arreglo en triángulo.

Las metodologías desarrolladas para bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo existentes tienen un intervalo de aplicación para la relación de pasos transversal y longitudinal (S_1/S_2) de 1.0 a 2.0, para un intervalo mayor a este prácticamente no se ha investigado. Esto se relaciona en gran medida con el hecho de que generalmente no se contempla la influencia de los parámetros geométricos del banco de tubos (S_1/S_2) sobre la transferencia de calor en toda la superficie. Esto quiere decir que muchos de los investigadores no considera la dependencia del exponente n en el número de Reynolds y la tendencia de la constante C .

No existe el método del cálculo con posibilidad de determinar coeficientes C y n usando ecuaciones con dependencia de geometría del banco de tubos (S_1/S_2). No existe algún método del cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos exacto para relaciones de pasos S_1/S_2 desde 0.5 hasta 6.0.



Por lo cual uno de los objetivos de esta tesis es obtener experimentalmente la variación del exponente n y la tendencia de la constante C , respecto de la geometría del banco de tubos (S_1/S_2), donde serán función directa del numero de Nusselt.

La tesis está estructurada como se presenta a continuación:

En el capítulo I, se introdujo información de conocimiento general acerca de la convección natural y forzada para comprender mejor conceptos acerca de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos en arreglo triangular con flujo externo cruzado, se presentan temas que perjudican y benefician la transferencia de calor por convección, como la capa limite, el tipo de régimen de flujo y sus características de este. Además se agrego información de cómo calcular el coeficiente de convección, Numero de Nusselt y Número de Reynolds.

En el capítulo II, se investigaron y analizaron diversas correlaciones de diferentes investigadores para el cálculo transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo triangular.

En el capítulo III, se realizó la construcción de un túnel de viento, una caja de distribución de corrientes y un panel de control a demás de todos los aditamentos que conforman estos módulos. Se realizo la caracterización y la metodología experimental de la zona de pruebas para la investigación y el cálculo de la transferencia de calor en el banco tubos lisos en arreglo triangular.

En el capítulo VI, se asentaron todos los resultados del cálculo de la transferencia de calor por convección en bancos de tubos. Se realizo la comparación y el análisis de las metodologías del valor de numero de Nusselt y el numero Reynolds de la correlación obtenida respecto a las correlaciones existentes y se analizó y se comparo la dependencia que existe de la constante C y el exponte n con respecto a la relación de los pasos transversal y longitudinal (S_1/S_2).

La tesis incluye Conclusiones, Recomendaciones, Referencias y Anexos.



CAPITULO I

TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN EN BANCOS DE TUBOS

La convección sabemos que trata en la medida a la referencia de las condiciones de frontera impuestas a un problema de conducción. Ahora se examinara los métodos para el cálculo de la transferencia de calor por convección y en especial los modos para predecir el valor del coeficiente de transferencia de calor por convección (h). El tema de transferencia de calor por convección requiere un balance de energía, además de un análisis de la dinámica de fluidos. El principio de este capítulo se basara primero sobre algunas de las relaciones sencillas de dinámica de fluidos y capa limite, las cuales son importantes en la comprensión básica de la transferencia de calor por convección.



1.1 CONVECCIÓN

La **convección** es el mecanismo de transferencia de calor principalmente a través de un fluido con movimiento masivo con una superficie. En la convección existe movimiento del fluido a nivel macroscópico mientras que en la conducción existe movimiento a nivel microscópico, atómico o molecular, pero no a nivel macroscópico, entendiendo como nivel macroscópico movimiento de volúmenes relativamente grandes del fluido. La transferencia de calor por convección implica el transporte de calor a través de una fase y el mezclado de porciones calientes y frías de un gas o líquido. Si el movimiento del fluido se realiza exclusivamente con una diferencia de densidades originada por un gradiente de temperatura se habla de una convección natural, si por el contrario el movimiento es propiciado en donde influye una agitación externa o provocada, se habla de convección forzada. Un punto importante para este estudio es que “En fluidos, el transporte de calor por conducción es despreciable frente a la convección”.

En el estudio de la convección existe una división importante para este tema la cual es una convección natural y forzada. La convección natural consiste en la transferencia de calor cuando el fluido suficientemente lejos del sólido se encuentra estático y la convección forzada se produce cuando el fluido experimenta un movimiento con respecto al sólido. Por ejemplo, el radiador de un coche tiene un ventilador que mueve el aire y favorece el enfriamiento del agua que contiene convección forzada, en cambio, una estufa, un brasero o un radiador de calefacción calienta el aire que le rodea pero el aire "no se mueve" convección natural. Esta definición no es general a este tema simplemente a aplicaciones que importan a esta investigación.

El problema de la convección tanto natural como forzada está muy relacionado con la mecánica de fluidos, el coeficiente de convección depende directamente del gradiente de temperaturas normal al sólido en las paredes del mismo, y este a su vez del gradiente de velocidades. La convección siempre implica un movimiento del fluido, pero en convección natural éste se produce solo en las proximidades del sólido y en convección forzada en todo el fluido.

La convección es un fenómeno de transporte de materia y energía que tiene su origen en diferencia de densidades. Cuando un fluido se calienta, se expande; en consecuencia su densidad disminuye. Si una capa de material más fría y más densa se encuentra encima del material caliente, entonces el material caliente asciende a través del material frío hasta la superficie. El material ascendente disipará su energía en el entorno, se enfriará y su densidad aumentará, con lo cual se hundirá reiniciando el proceso.

1.1.1 Convección natural

El origen de la convección natural es la diferencia de densidades ocasionada por una diferencia de temperaturas. Como un ejemplo tomaremos una cacerola en la cual se calienta agua, el agua que está situada en el fondo está en contacto directo con la llama o fuente de calor, esta se calienta ascendiendo y a su vez es reemplazada por el agua más fría que se encuentra en la superficie que está en contacto con el medio estando a una temperatura más baja. Esto ocasionado por un cambio de fase, que está directamente relacionado con la masa y este a su vez con la densidad.

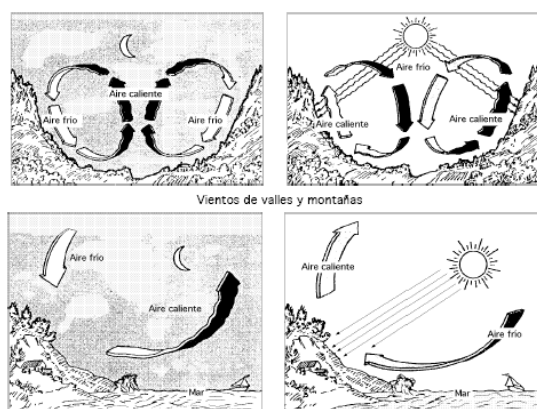


Fig.1.1.1.1 Ciclo de Convección natural



Otro ejemplo lo observamos en la zona del interior de la península Ibérica en pleno verano, en que el aire es calentado por el contacto de la superficie radiada por el sol, y este viento caliente comienza a ascender enfriándose progresivamente según gana altura, mientras el aire frío superior desciende gracias a la diferencia de densidades que conlleva un gradiente de temperatura ocupando el lugar que ha dejado el aire caliente, formándose así una capa convectiva o térmica. De esta manera se forma también una nube normal, o una gran nube de tormenta cuando numerosas capas convectivas alcanzan un determinado punto de altitud condensándose y formando protuberancias en la nube formada.

Un ejemplo muy importante de una convección natural que engloba la importancia del tema con respecto a nuestra naturaleza y forma de vida se encuentra en el núcleo terrestre que es el que origina el campo magnético terrestre. Su convección genera una corriente de electrones que crea por inducción ese campo magnético hipótesis de la dinamo auto-inducida. Los cambios de polaridad detectados en el campo magnético terrestre podrían estar causados por cambios drásticos en la distribución de las corrientes de convección del Núcleo.

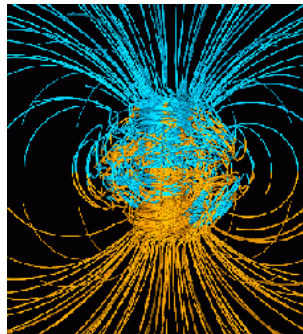


Fig. 1.1.1.2. Ciclo de Convección natural que provoca el campo magnético terrestre

1.1.2 Convección forzada

La causa de la convección forzada es la aplicación de una perturbación sobre el fluido como puede ser un agitador mecánico sobre este o por una diferencia de presión realizada por la utilización de un ventilador o compresor.

La convección forzada se clasifica a su vez en externa e interna dependiendo si el flujo es interno o externo. El flujo se clasifica como interno o externo dependiendo si el flujo es forzado a fluir por un canal o línea cerrada como son las toberas, difusores, tuberías, válvulas, túneles de viento, etc., se conoce como flujo interno



Fig.1.1.2.1. Convección Forzada de flujo interno



Si el flujo esta fluyendo por una superficie abierta, se conoce como flujo externo, como son los perfiles aerodinámicos y automotrices, los intercambiadores de calor, los radiadores automotrices, etc.



Fig.1.1.2.2. Convección Forzada de flujo externo

1.1.3 Principales características de la convección

La velocidad de transferencia de calor a través de un fluido es mucho mayor por convección que por conducción es la causa por la cual es despreciada transferencia de calor por conducción; como lo mencionamos con anterioridad. Cuanto mayor es la velocidad del fluido mayor es la velocidad de transferencia de calor por convección, aquí toma importancia un valor que depende de la velocidad de flujo, de la geometría y del tipo de fluido que se está utilizando, el Numero de Reynolds (Re).

$$Re_D = \frac{\rho U D}{\mu} = \frac{U D}{\nu} \quad (1.1.1)$$

Donde:

- μ es la viscosidad dinámica, (kg/m s)
- D es el diámetro de los tubos (m)
- U es la velocidad (m/s)
- ρ es la densidad kg/m³)
- ν es la viscosidad cinemática (m²/s)

La transferencia de calor por convección depende de las propiedades del fluido, de la superficie en contacto con el fluido y del tipo de régimen de flujo. Entre las propiedades más importantes para este estudio del fluido de trabajo se encuentran:

La viscosidad dinámica μ , que se define como una propiedad termo-física del fluido a oponerse a los esfuerzos de desplazamiento, tangenciales o de corte.

La conductividad térmica k , que se define como la propiedad termo-física del fluido en la cual nos marca que tan rápido se puede transferir la energía a través del material. Esto nos lleva a que esta propiedad en los gases está ligada íntimamente con la temperatura. Para el desarrolla en esta investigación se tomaran valores en el rango de **0.0069 – 0.17 W/m°C**.

La densidad ρ y también se podría considerar que depende de la viscosidad cinemática ν que es función directa de la viscosidad dinámica e inversa de la densidad.

Entre las propiedades de la superficie que intervienen en la convección están la geometría como punto principal que se estudiara más a detalle en los próximos capítulos y la aspereza que para fines prácticos es despreciada, esta aseveración se mencionara en el capítulo 3.



El régimen de flujo tanto laminar como turbulento lo marca un numero adimensional denominado Numero de Reynolds, definido anteriormente, este valor cambia únicamente con la velocidad del flujo ya que las otras propiedades y la geometría serán constantes, y el Numero de Reynolds influye directamente en la velocidad de transferencia de calor por convección y cuanto crece este valor, produce un aumento en la misma.

Haciendo referencia, la velocidad de transferencia de calor por convección siempre es proporcional al gradiente de temperatura entre la superficie y el fluido; esto nos lleva a la importancia del número de Reynolds para este estudio. Este hecho se modela matemáticamente mediante la Ley de Enfriamiento de Newton:

$$q = h(T_S - T_F) \quad \rightarrow \quad Q = hA_S(T_S - T_F) \quad (1.1.2)$$

Donde:

T_S es la temperatura de la superficie en contacto con el fluido y T_F es la temperatura del fluido lo suficientemente lejos de dicha superficie. La influencia de las propiedades del fluido, de la superficie y del flujo se cuantifica en el coeficiente de película o coeficiente de transferencia de calor por convección (h).

1.1.4 Flujo viscoso

No es posible avanzar demasiado en el estudio de convección y flujo de fluidos, sin definir una propiedad que tiene importantes conexiones con ambas, la **viscosidad**.

La Viscosidad es la propiedad de un fluido que tiende a oponerse a su flujo cuando se le aplica una fuerza. Los fluidos de alta viscosidad presentan una cierta resistencia a fluir; los fluidos de baja viscosidad fluyen con facilidad. La fuerza con la que una capa de fluido en movimiento arrastra consigo a las capas adyacentes de fluido determina su viscosidad, que se mide con un recipiente (viscosímetro) que tiene un orificio de tamaño conocido en el fondo. La velocidad con la que el fluido sale por el orificio es una medida de su viscosidad.

La viscosidad de un fluido líquido disminuye con la reducción de densidad que tiene lugar al aumentar la temperatura. En un fluido menos denso hay menos moléculas por unidad de volumen que puedan transferir impulso desde la capa en movimiento hasta la capa estacionaria.

Esto, a su vez, afecta a la velocidad de las distintas capas. El momento se transfiere con más dificultad entre las capas, y la viscosidad disminuye. En algunos líquidos, el aumento de la velocidad molecular compensa la reducción de la densidad. Los aceites de silicona, por ejemplo, cambian muy poco su tendencia a fluir cuando cambia la temperatura, por lo que son muy útiles como lubricantes cuando una máquina está sometida a grandes cambios de temperatura.

De modo contrario, en el caso de un fluido gaseoso al aumentar su temperatura su viscosidad aumenta, con esto marcamos y se deja muy en claro que los valores viscosos de una sustancia dependen directamente de la temperatura a la cual se encuentre la sustancia.

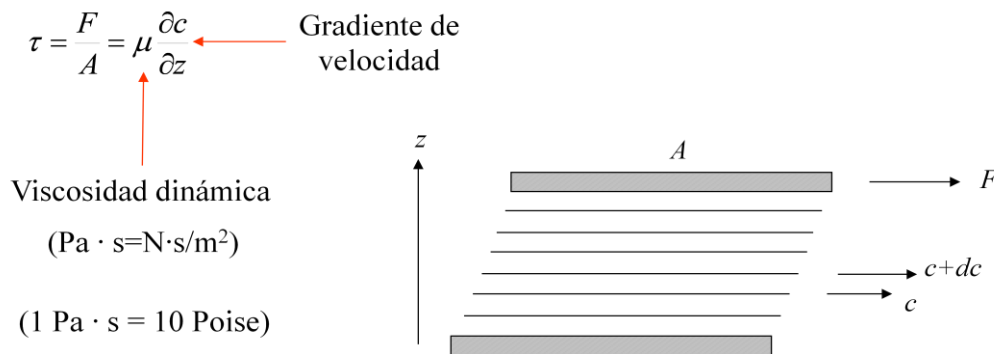


Fig. 1.1.4.1. Ley de Newton de la Viscosidad



El primer intento de incluir los efectos de la viscosidad en las ecuaciones matemáticas se debió al ingeniero francés Claude Louis Marie Navier en 1827 e, independientemente, al matemático británico George Gabriel Stokes, quien en 1845 perfeccionó las ecuaciones básicas para los fluidos viscosos incompresibles. Actualmente se les conoce como ecuaciones de Navier-Stokes, y son tan complejas que sólo se pueden aplicar a flujos sencillos. Uno de ellos es el de un fluido real que circula a través de una tubería recta. El teorema de Bernoulli no se puede aplicar aquí, porque parte de la energía mecánica total que se disipa como consecuencia del rozamiento viscoso, lo que provoca una caída de presión a lo largo de la tubería.

Algunas ecuaciones sugieren que teniendo una tubería y un fluido la caída de presión debería ser proporcional a la velocidad de flujo, pero algunos experimentos realizados en el siglo XIX demostraron que esto sólo era cierto para velocidades bajas; para velocidades mayores, la caída de presión era más bien proporcional al cuadrado de la velocidad. Este problema no se resolvió hasta 1883, cuando el ingeniero británico Osborne Reynolds demostró la existencia de dos tipos de flujo viscoso en tuberías. El Turbulento y el laminar y el punto de transición entre ambos como se muestra a continuación:

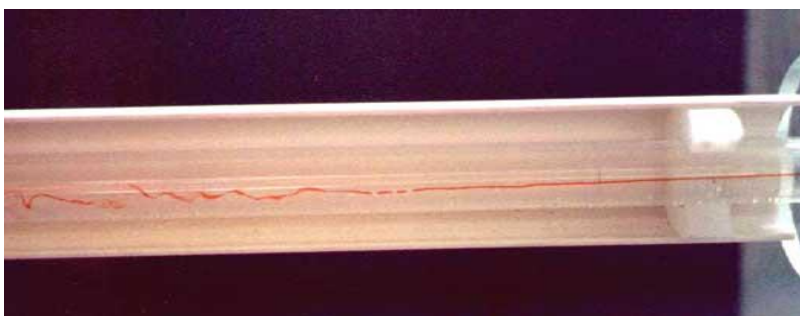


Fig.1.1.4.2. Existencia de dos regímenes de flujo y el punto de transición entre ambos

Osborne Reynolds, mediante un aparato sencillo fue el primero en demostrar experimentalmente la existencia de estos dos tipos de flujo. Mediante colorantes agregados al agua en movimiento demostró que en el flujo laminar las partículas de agua y colorante se mueven siguiendo trayectorias definidas sin mezclarse, en cambio en el flujo turbulento las partículas de tinta se mezclan rápidamente con el agua.

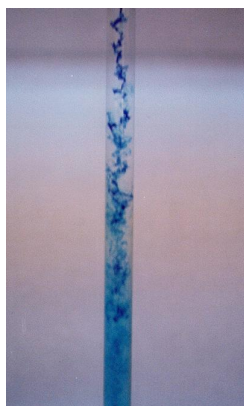


Fig.1.1.4.3. Experimento de Osborne Reynolds para el régimen de flujo

Cuando el gradiente de velocidad es bajo, la fuerza de inercia es mayor que la de fricción, las partículas se desplazan pero no rotan, o lo hacen pero con muy poca energía, el resultado final es un movimiento en el cual las partículas siguen trayectorias definidas, y todas las partículas que pasan por un punto en el campo del flujo siguen la misma trayectoria, las partículas del fluido siguen las líneas de corriente en formas de capas o de láminas, y los resultados experimentales coinciden con las predicciones analíticas.. Este tipo de flujo se denomina “laminar”, queriendo significar con ello que las partículas se desplazan en forma de capas o láminas.



Al aumentar el gradiente de velocidad se incrementa la fricción entre partículas vecinas al fluido, y estas adquieren una energía de rotación apreciable, la viscosidad pierde su efecto, y debido a la rotación las partículas cambian de trayectoria, surgen fluctuaciones en la velocidad del flujo, o remolinos provocando turbulencia, en este tipo de régimen es muy complicado su estudio de manera analítica, en una forma que ni siquiera en la actualidad se puede predecir completamente. Al pasar de unas trayectorias a otras, las partículas chocan entre sí y cambian de rumbo en forma errática. Éste tipo de flujo se denomina "turbulento".

El flujo "turbulento" se caracteriza porque:

- Las partículas del fluido no se mueven siguiendo trayectorias definidas.
- La acción de la viscosidad es despreciable.
- Las partículas del fluido poseen energía de rotación apreciable, y se mueven en forma errática chocando unas con otras.

Al entrar las partículas de fluido a capas de diferente velocidad, su momento lineal aumenta o disminuye, y el de las partículas vecina la hacen en forma contraria.

Reynolds también determinó que la transición del flujo laminar al turbulento era función de un único parámetro adimensional, que desde entonces se conoce como número de Reynolds.

$$Re_D = \frac{\rho U D}{\mu} = \frac{U D}{\nu} \quad (1.1.1)$$

Si el número de Reynolds es menor a 2.100, el flujo a través de la tubería es siempre laminar; cuando los valores se encuentran mayor a los 2100 pero menor a los 2300 se encuentra en un régimen transitorio este se puede describir cuando existen los dos regímenes en el fenómeno, tanto laminar como turbulento, y a mayores valores de los 2300 encontramos el régimen turbulento. Algunos investigadores toman el régimen transitorio como laminar para fines prácticos dentro de sus investigaciones, esto a causa de que no se tiene idea de cómo estudiar este régimen, en la actualidad se han presentado investigaciones para este estudio sin tener resultados concretos.

Cuando entre dos partículas en movimiento existe gradiente de velocidad, o sea que una se mueve más rápido que la otra, se desarrollan fuerzas de fricción que actúan tangencialmente a las mismas.

Las fuerzas de fricción tratan de introducir rotación entre las partículas en movimiento, pero simultáneamente la viscosidad trata de impedir la rotación. Dependiendo del valor relativo de estas fuerzas se pueden producir diferentes estados de flujo.

El concepto de número de Reynolds es esencial para gran parte de la moderna mecánica de fluidos. Los flujos turbulentos no se pueden evaluar a partir de las predicciones calculadas, y su análisis depende de una combinación de datos experimentales y modelos matemáticos; gran parte de la investigación moderna en mecánica de fluidos está dedicada a una mejor formulación de la turbulencia. Puede observarse la transición del flujo laminar al turbulento y la complejidad del flujo turbulento cuando el humo de un cigarrillo asciende en aire muy tranquilo. Al principio, sube con un movimiento laminar a lo largo de líneas de corriente, pero al cabo de cierta distancia se hace inestable y se forma un sistema de remolinos entrelazados.

En conclusión definimos que cuando las fuerzas de inercia del fluido en movimiento son muy bajas, la viscosidad es la fuerza dominante y el flujo es laminar. Cuando predominan las fuerzas de inercia el flujo es turbulento. Tomando en cuenta el estudio precedente, podemos anticipar que la transferencia de calor por convección, además de su dependencia de las propiedades termo-físicas del fluido como la conductividad térmica, densidad, calor específico, etc. Tendrá cierta dependencia de la viscosidad del fluido.

La viscosidad es la propiedad molecular que representa la resistencia del fluido a la deformación. Dentro de un flujo, la viscosidad es la responsable de las fuerzas de fricción entre capas adyacentes de fluido. Estas fuerzas se denominan de esfuerzo cortante ("shearing stress") y dependen del gradiente de velocidades del fluido. Presentamos el comportamiento del perfil de velocidades generado por la fricción entre el fluido y una pared causado por la viscosidad:

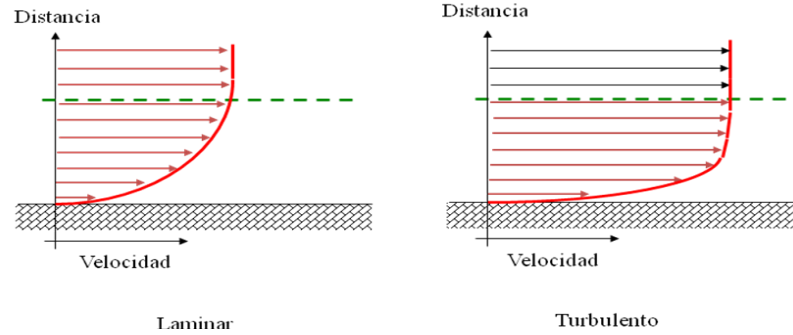


Fig.1.1.4.4. Perfil de velocidades en los dos regímenes de flujo

Como puede observarse en el caso de régimen laminar el perfil de velocidades cambia gradualmente hasta el límite marcado en la fig. 1.1.4.4. y después de este se tiene un perfil constante, pero para el régimen turbulento se presenta la velocidad constante desde mucho antes del límite, esto es a causa de que la velocidad vence a la viscosidad. Este esquema es para una capa límite dinámica. Aquí se presentará la capa límite térmica y qué relación lleva con la capa límite dinámica.

1.1.5 Capa limite

La **capa límite** o **capa fronteriza** de un fluido es la zona donde el movimiento de éste es perturbado por la presencia de un sólido con el que está en contacto. La capa límite se entiende como aquella en la que la velocidad del fluido respecto al sólido en movimiento varía desde cero hasta el 99% de la velocidad de la corriente no perturbada.

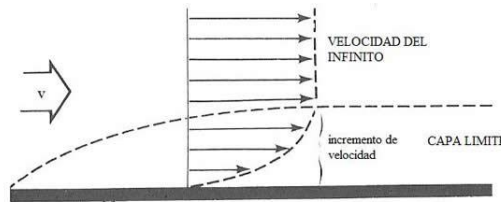


Fig.1.1.5.1. Formación de la Capa Limite en una placa

La capa límite puede ser laminar o turbulenta; aunque también pueden coexistir en ella zonas de flujo laminar y de flujo turbulento. En ocasiones es de utilidad que la capa límite sea turbulenta. En aeronáutica aplicada a la aviación comercial, se suele optar por perfiles alares que generan una capa límite turbulenta, ya que ésta permanece adherida al perfil a mayores ángulos de ataque que la capa límite laminar, evitando así que el perfil entre en pérdida, es decir, deje de generar sustentación aerodinámica de manera brusca por el desprendimiento de la capa límite. El espesor de la capa límite en la zona del borde de ataque o de llegada es pequeño, pero aumenta a lo largo de la superficie. Todas estas características varían en función de la forma del objeto.

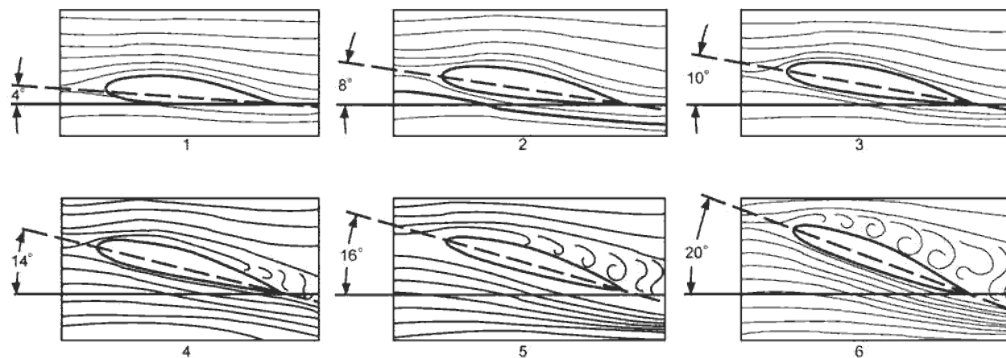


Fig.1.1.5.2.. Observación del desprendimiento de Capa Limite a diferentes ángulos de ataque



La viscosidad es el parámetro del fluido que controla el transporte de la cantidad de movimiento, es decir, determina la relación entre el esfuerzo o tensión local en un fluido en movimiento con la velocidad con la que se produce la deformación del fluido. Para flujos muy ordenados en los cuales las partículas se mueven en trayectorias rectas y paralelas, Newton en su principio “Philosophia Naturalis Principia Mathematica” enunció lo que se denomina la Ley de Newton de la Viscosidad, *El esfuerzo cortante en cualquier interfase tangente a la dirección del flujo es proporcional a la variación de la velocidad en la dirección normal al movimiento*. Esto se expresa matemáticamente como:

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \quad (1.1.3)$$

Durante el siglo XVIII se propusieron soluciones a los flujos en los que se despreciaba la viscosidad: **Daniel Bernoulli, Jean j'Alambert, Leonhard Euler**, estas teorías eran útiles para describir el movimiento de los fluidos en regiones del flujo para las cuales los gradientes de velocidad eran pequeños, pero estaban en completa contradicción con la experimentación en cuanto a las fuerzas que se oponían al movimiento, es decir, fuerzas de arrastre sobre los cuerpos.

Las consideraciones de flujo no viscoso llevaban a la conclusión de que el arrastre sobre un cuerpo inmerso en un fluido era nulo (paradoja de d'Alambert), y además eran incapaces de determinar las fuerzas perpendiculares al flujo (Sustentación).

En 1904 Ludwig Prandtl publicó uno de los más importantes artículos de la mecánica de fluidos, consiguiendo enlazar la teoría clásica con los resultados sobre fricción de cuerpos sumergidos. Prandtl introdujo el concepto de capa límite, que la definió como una delgada zona de fluido cercana a la superficie de los cuerpos, en la cual se presentan grandes variaciones de la velocidad y donde se presentan los efectos viscosos.

En términos generales se puede decir que, puesto que la viscosidad es bastante pequeña en casi todos los fluidos, los esfuerzos cortantes deben ser aplicables, únicamente en las regiones en donde existan grandes gradientes de velocidad. Las características más sobresalientes de la capa límite, pueden describirse a través del caso del flujo sobre una superficie plana y fija, sobre la que se hace incidir una corriente uniforme de velocidad U_0 . Por efecto de la viscosidad, las partículas de fluido que están en contacto con una pared se encuentran a la velocidad de la pared. Por ese motivo el perfil de velocidades en una placa, se muestra a continuación:

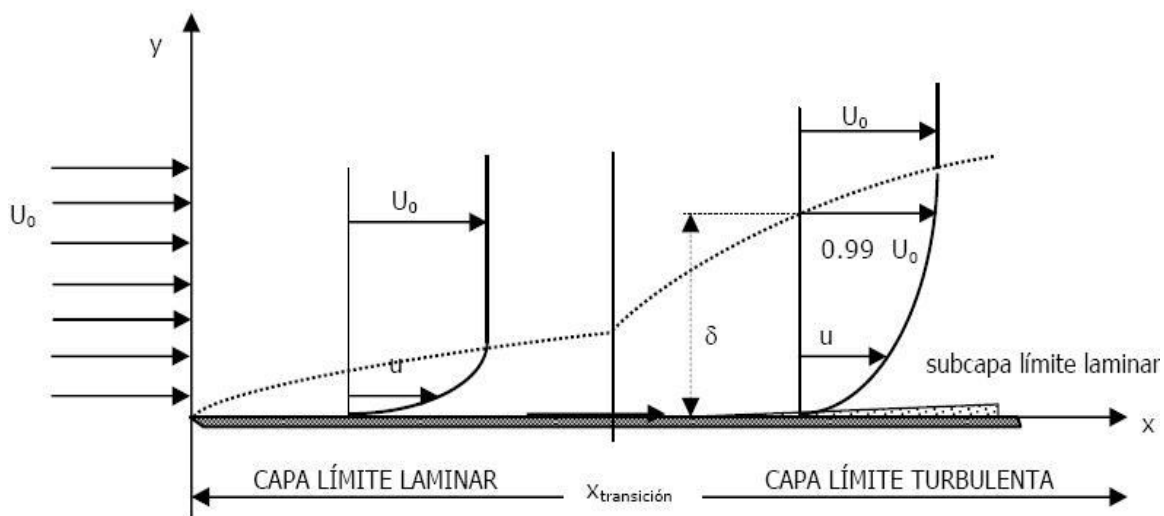


Fig.1.1.5.3. Estudio comparativo de la capa límite para flujo externo Turbulento y Laminar

Como se observa en la figura 10, cuando va incrementando la distancia x , más y más partículas son frenadas y por lo tanto el espesor δ de la zona de influencia viscosa va creciendo, con las partículas alineadas direccionalmente en lo que se denomina capa límite laminar hasta que, en un cierto punto el flujo se hace



inestable, dando lugar a un crecimiento más rápido de la capa límite acompañado de un aumento en la turbulencia, es la zona denominada capa límite Turbulenta. De todas formas, a un dentro de la zona turbulenta, existe una capa delgada pegada a la superficie, en la cual las partículas están ordenadas direccionalmente en un flujo laminar, es lo que se denomina subcapa límite laminar.

Prandtl estableció las ecuaciones para el flujo en la capa límite laminar, a partir de las ecuaciones de Navier-Stokes, con las siguientes hipótesis: el espesor de la capa límite es pequeño en comparación de otras dimensiones geométricas, el flujo es estacionario y bidimensional, y por último la presión es constante a través de cualquier sección transversal.

Un discípulo de Prandtl, Blasius, resolvió analíticamente las ecuaciones para la capa límite laminar sobre una placa plana sin gradiente de presión $dp/dx = 0$, Blasius obtuvo la siguiente ecuación del espesor de la capa límite en la zona laminar:

$$\delta_y = \frac{4.91x}{\sqrt{Re_x}} \quad (1.1.4)$$

Existen dos tipos de capa límite que abarcan nuestra investigación la dinámica y la térmica, hasta el momento solo hemos visto la capa límite dinámica, a continuación desarrollaremos el tema que más importancia conlleva a este estudio la capa límite térmica, pero también que relación se tiene entre ambas. Cuando tenemos una corriente alrededor de un cuerpo, si la temperatura del cuerpo es diferente de la temperatura alrededor del mismo se forma lo que llamamos capa límite térmica. La distribución de temperaturas en la capa límite térmica depende, fundamentalmente, de la velocidad de la corriente incidente. Esto va a afectar al calor transferido.

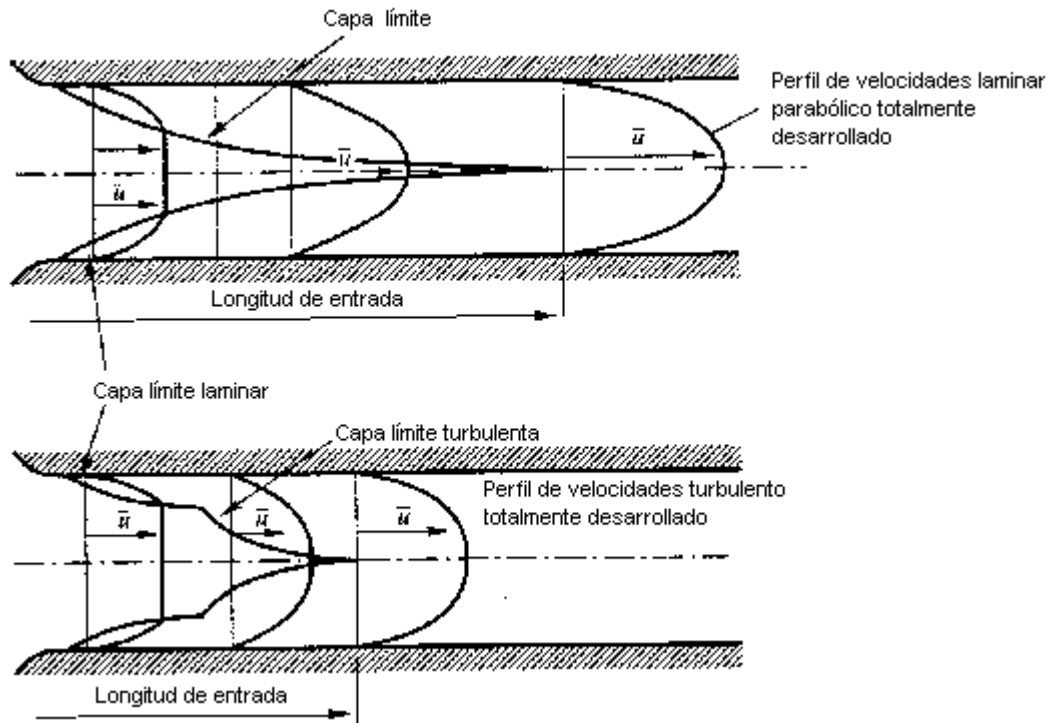


Fig.1.1.5.4. Estudio comparativo de la capa límite para flujo interno Turbulento y Laminar

Partimos de la ec. (1.1.4) Para hacer la deducción acerca de la capa límite térmica tenemos entonces:

$$\frac{\delta_y}{x} \sim Cte \frac{1}{\sqrt{Re_x}} \quad \rightarrow \quad h \sim \frac{k}{\delta_y} \quad (1.1.5)$$



Entonces:

$$\frac{hx}{k} \sim Cte \sqrt{Re_x} \quad \rightarrow \quad Nu = Cte Re_x^{1/2} Pr^m \quad (1.1.6)$$

Con lo cual para determinar el valor de m se realiza una aseveración; dentro de la capa limite el perfil de velocidades esta cercano a una relación lineal por lo tanto es posible tener lo siguiente:

$$U_{\delta T} \approx \frac{\delta_T}{\delta_Y} U_Y \quad \rightarrow \quad \delta_T \approx \frac{U_{\delta T} \delta_Y}{U_Y} \quad \rightarrow \quad \frac{U_{\delta T}}{U_Y} = Pr^{-1} \left(\frac{\delta_Y}{\delta_T} \right)^2$$

Sustituyendo obtenemos:

$$\delta_T = Pr^{-1} \left(\frac{\delta_Y}{\delta_T} \right)^2 \delta_Y \quad \rightarrow \quad \frac{\delta_T}{\delta_Y} \left(\frac{\delta_T}{\delta_Y} \right)^2 = \frac{1}{Pr} \quad \rightarrow \quad \left(\frac{\delta_T}{\delta_Y} \right)^3 = \frac{1}{Pr} \quad \rightarrow \quad \frac{\delta_Y}{\delta_T} = Pr^{1/3} \quad (1.1.7)$$

Esta última relación es la parte que vincula a los dos espesores tanto dinámico como térmico y nos dará la posibilidad de ver el análisis desde una perspectiva dinámica, sabiendo que el número adimensional Prandtl (Pr) es:

$$Pr = \frac{\vartheta}{\alpha} = \frac{\mu Cp}{k} \quad (1.1.8)$$

Quedando la siguiente relación, que es la base para el cálculo de los intercambiadores de calor que se verá a más detalle en los capítulos 2 y 3 respectivamente:

$$Nu = Cte Re_x^{1/2} Pr^{1/3} \quad (1.1.9)$$

1.1.6 Cálculo del coeficiente de convección

El coeficiente de transferencia de calor por convección h se puede definir como la velocidad con que se transfiere el calor de la superficie sólida y un fluido por unidad de área superficial por la diferencia de temperaturas.

Cualquier estudio de convección consiste finalmente en conocer el valor del coeficiente de convección h . Una vez conocido este coeficiente es posible calcular el flujo de calor mediante la ecuación de la ley de enfriamiento de Newton.

Para obtener el coeficiente de transferencia de calor por convección h se requiere utilizar valores obtenidos experimentalmente que se presentan mediante correlaciones. El coeficiente de convección h se calcula a partir del número adimensional de Nusselt que se define de la siguiente manera:

$$Nu = \frac{\text{Calor transferido por convección a través del fluido}}{\text{Calor que se transferirá por conducción de una capa de fluido}}$$

$$Nu = \frac{q \cdot D}{k_f} \quad (1.1.10)$$

Y por lo tanto:

$$h = \frac{Nu \cdot k_f}{D} \quad (1.1.11)$$

Donde:

Nu , número de Nusselt

k_f , coeficiente de conductividad térmica

D , diámetro

Haciendo hincapié en el diámetro (D) que es una distancia característica del modelo a estudiar se tiene que este será el diámetro externo de los tubos del banco en la zona de pruebas.



Como se mencionó es importante conocer el valor del coeficiente de transferencia de calor por convección h , por lo cual es necesario conocer el desarrollo del flujo externo en cilindros para determinar el coeficiente de transferencia de calor por convección h en este tipo de sistemas y así conocer la transferencia de calor promedio. Se mostrará el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor por convección para los casos de una placa plana y en el comportamiento de un cilindro, expuesto a un flujo transversal:

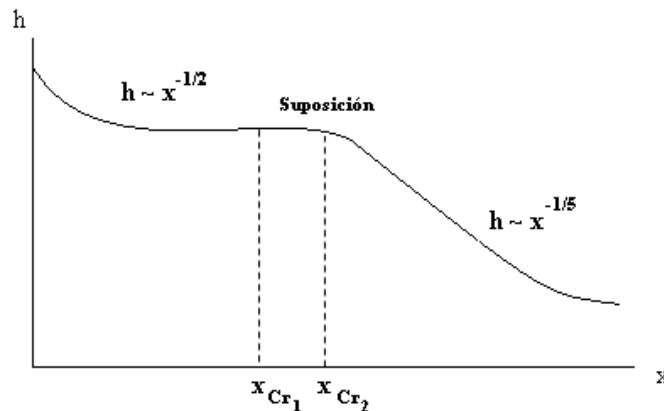


Fig.1.1.6.1.. Comportamiento del coeficiente de convección en una placa

Se muestra el cambio del coeficiente de convección a diferentes longitudes de la placa y se observa una región que aun esta indeterminada es el medio transitorio del flujo laminar al turbulento. Como ya se ha mencionado, la creación de la capa limite representa una pérdida para la transferencia de calor, con esto la destrucción de esta capa es la principal acción que se tendrá que obtener para incrementar u optimizar un proceso de estas características.

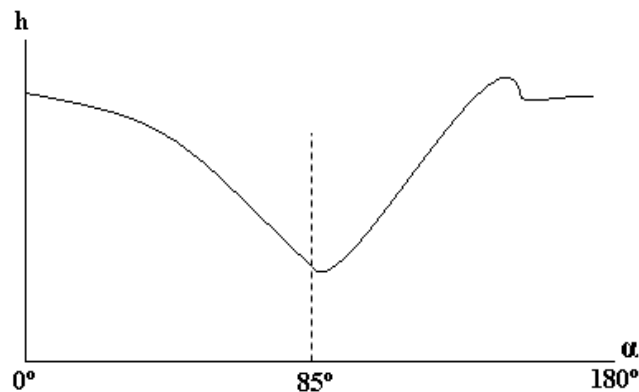


Fig.1.1.6.2. Comportamiento del coeficiente de convección en un cilindro

Este tipo de comportamiento lo veremos más a fondo en el próximo punto de este capítulo además de todos los aspectos que influyen dentro de los cilindros expuestos a un flujo transversal a ciertas condiciones, esta figura nos marca el modo general de cómo se comportara el coeficiente de convección a diferentes ángulos de ataque de la línea de corriente con respecto del tubo.

1.2 FLUJO TRANSVERSAL EXTERNO EN CILINDROS

1.2.1 Flujo alrededor de cilindros

Aunque con frecuencia el ingeniero puede estar interesado en las características de la transferencia de calor en las corrientes dentro de tubos o sobre placas planas, debe darse la misma importancia a la transferencia de calor que puede lograrse en la corriente alrededor de un cilindro, como se muestra en la Figura 1.2.1.1. Como era de esperarse, el desarrollo de la capa límite en el cilindro determina las características de la transferencia



de calor. Mientras que la capa límite permanezca laminar y se comporte bien, es posible calcular la transferencia de calor mediante métodos comunes y analíticos, pero se sabe que la capa límite es perjudicial a la transferencia de calor o mejor dicho es una resistencia térmica. Sin embargo, es necesario añadir al análisis un gradiente de presión, ya que éste influye en el perfil de velocidades de la capa límite de modo apreciable. De hecho, es este gradiente de presión el causante de la región de corriente desprendida que se desarrolla en la parte posterior del cilindro cuando la velocidad de la corriente libre es lo suficientemente grande, como se observa en la figura 1.2.1.2.

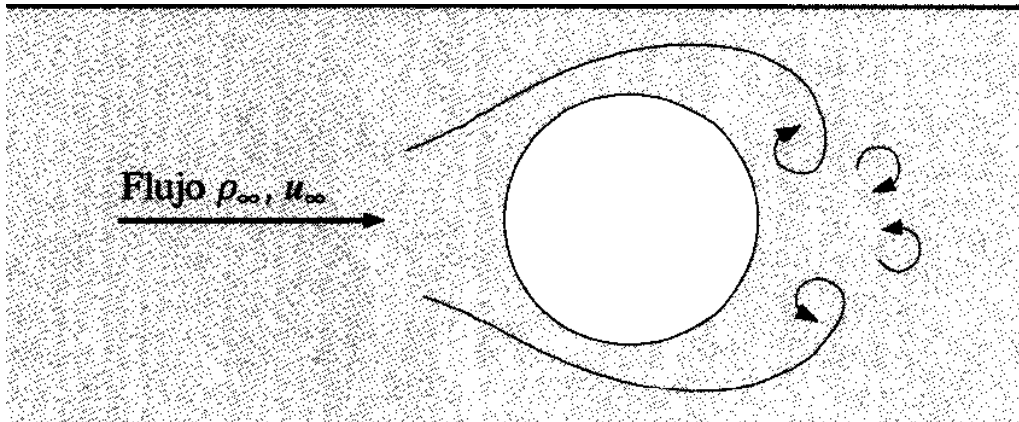


Fig.1.2.1.1. Comportamiento de las corrientes de flujo sobre la superficie de un tubo.

Cuando se tienen un desprendimiento de la capa límite en una forma cilíndrica que generalmente se presenta en los 85° con respecto a la dirección del flujo; pero que esto depende de la velocidad del flujo, que a mayor velocidad, el desprendimiento de la capa límite se presenta a ángulos inferiores de los 85° , se experimenta un vacío el cual ocasiona que este espacio sea ocupado por flujo donde la presión es mayor y esto provoca el cambio de dirección del flujo y por tal motivo el cambio en el perfil de velocidades como se muestra en la figura 1.2.1.2.

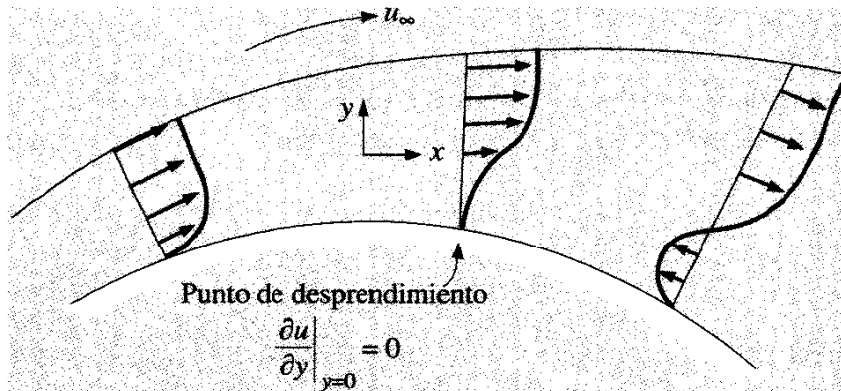


Fig.1.2.1.2. Comportamiento de los perfiles de velocidad sobre la superficie de un tubo.

El razonamiento físico que explica este fenómeno, de forma cualitativa, es el siguiente. De acuerdo con la teoría de la capa límite, la presión a través de ésta es básicamente constante en cualquier posición x del cuerpo. En el caso del cilindro, podría medirse la distancia X a partir del punto de remanso del cilindro. Así, la presión en la capa límite debería seguir a la de la corriente libre del flujo potencial alrededor de un cilindro, dado que este comportamiento no contradice ningún principio básico que deba aplicarse en la capa límite. Mientras la corriente avanza a lo largo de la parte frontal del cilindro, la presión debería disminuir y después aumentar a lo largo de la parte posterior del cilindro, resultando un aumento en la velocidad de la corriente libre en la parte frontal y una disminución en la parte posterior. La velocidad tangencial disminuiría desde el valor de U , en el borde exterior de la capa límite hasta cero en la superficie. Cuando la corriente avanza hacia la parte posterior del cilindro, el aumento de la presión causa una reducción de la velocidad de la corriente



libre y a través de la capa límite. El aumento de presión y disminución de velocidad están relacionadas mediante la ecuación de Bernoulli escrita para una línea de corriente:

$$\frac{dP}{\rho} = -d\left(\frac{u^2}{2g_c}\right) \quad (1.2.1)$$

Puesto que la presión se supone constante a través de la capa límite, se hace notar que puede comenzar una inversión de la corriente en la capa límite cerca de la superficie, esto es, la cantidad de movimiento de las capas de fluido cercanas a la superficie, no es lo suficientemente grande para superar el incremento de presión. Cuando el gradiente de velocidades en la superficie se hace cero, se dice que la corriente ha alcanzado un punto de separación:

$$\text{Desprendimiento de la corriente} \quad \left.\frac{du}{dy}\right|_{y=0} = 0$$

Cuando la corriente avanza, pasado el punto de separación, puede ocurrir el fenómeno de inversión de la corriente, como se muestra en la Figura 1.2.1.2. Finalmente, la región de corriente desprendida en la parte posterior del cilindro se hace turbulenta y de movimiento aleatorio.

El coeficiente de resistencia para cuerpos romos se define como:

$$F_D = C_D A \left(\frac{\rho u_\infty^2}{2g_c}\right) \quad (1.2.2)$$

Donde:

- C_D , es el coeficiente de resistencia
- A , el *área frontal* del cuerpo expuesto a la corriente, que para un cilindro, es el producto del diámetro por la longitud.

En la Figura 1.2.1.3 se obtiene, para cilindros, los valores del coeficiente de resistencia en función del número de Reynolds.

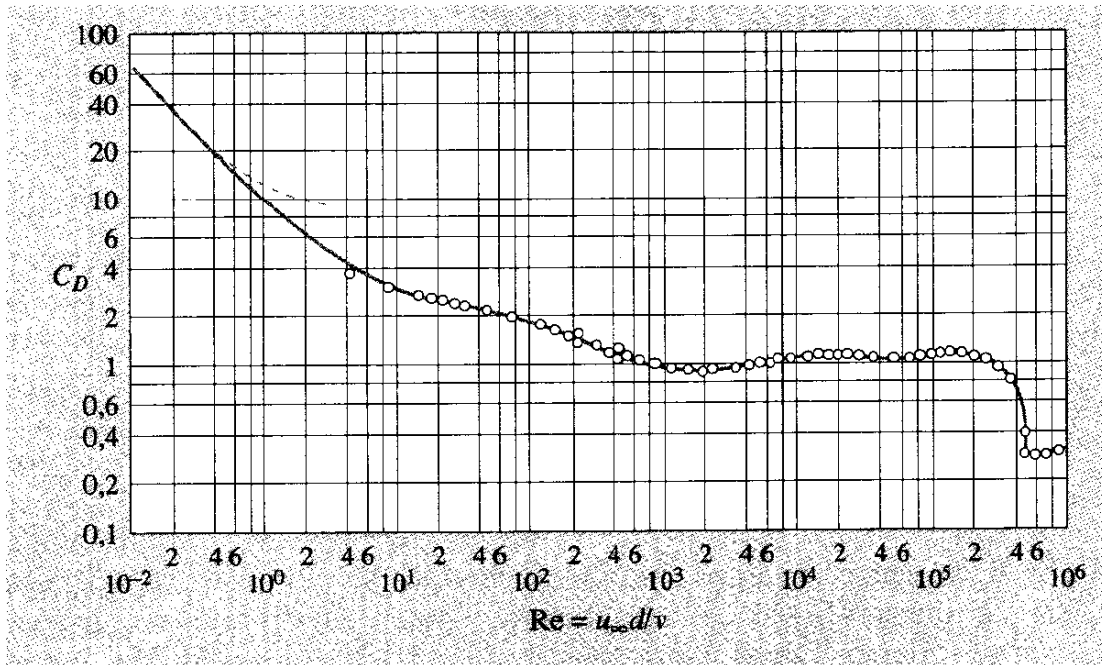


Fig.1.2.1.3 Valores del coeficiente de resistencia parasita dependientes del número de Reynolds.



La resistencia en el cilindro es el resultado de la resistencia de fricción y de la llamada resistencia de forma, o resistencia de presión, resultado de una región de baja presión en la parte de atrás del cilindro debida al proceso de desprendimiento de la corriente. A números de Reynolds del orden unidad, no hay desprendimiento de la corriente y toda la resistencia se debe a la fricción viscosa. A números de Reynolds del orden de 10, la resistencia de fricción y la de forma son del mismo orden, mientras que la resistencia de forma resultante del flujo turbulento desprendido predomina a números de Reynolds mayores que 1.000. A números de Reynolds de aproximadamente 100,000, basados en el diámetro hidráulico, el flujo en la capa límite puede llegar a ser turbulento, resultando un perfil de velocidades más pronunciado y el desprendimiento de la corriente se produce considerablemente tarde. En consecuencia, se reduce la resistencia de forma, representada por un salto en la curva del coeficiente de resistencia a aproximadamente $Re = 300,000$.

Obviamente, los tipos de corriente influyen en la transferencia de calor desde un cilindro caliente hacia la corriente de un fluido. El comportamiento detallado de la transferencia de calor entre un cilindro caliente y aire ha sido investigado por Giedt. Pero podemos decir algo de esto, cuando la temperatura va del flujo hacia la placa se llama “Temperatura de placa constante” y cuando la temperatura va del flujo hacia la placa se llama “Flujo de calor constante”

A bajos números de Reynolds, rango establecido de 70.800 a 101.300 se produce un mínimo en el coeficiente de transferencia de calor, aproximadamente en el punto de desprendimiento. Hay un aumento posterior del coeficiente de transferencia de calor en la parte posterior del cilindro, resultado del movimiento turbulento en la corriente desprendida, como se había mencionado con anterioridad al no existir capa límite, lo cual provoca un incremento en la transferencia de calor se confirma el hecho de que la capa límite es una resistencia térmica. A números de Reynolds más altos se observan dos mínimos. El primero aparece en el punto de transición de la capa límite de laminar a turbulenta y el segundo mínimo aparece cuando la capa límite se desprende. Se produce un aumento rápido en la transferencia de calor cuando la capa límite se hace turbulenta y otro cuando aparece el aumento del movimiento turbulento en el desprendimiento, esto se presenta gráficamente en la figura 1.2.1.4 a diferentes números de Reynolds.

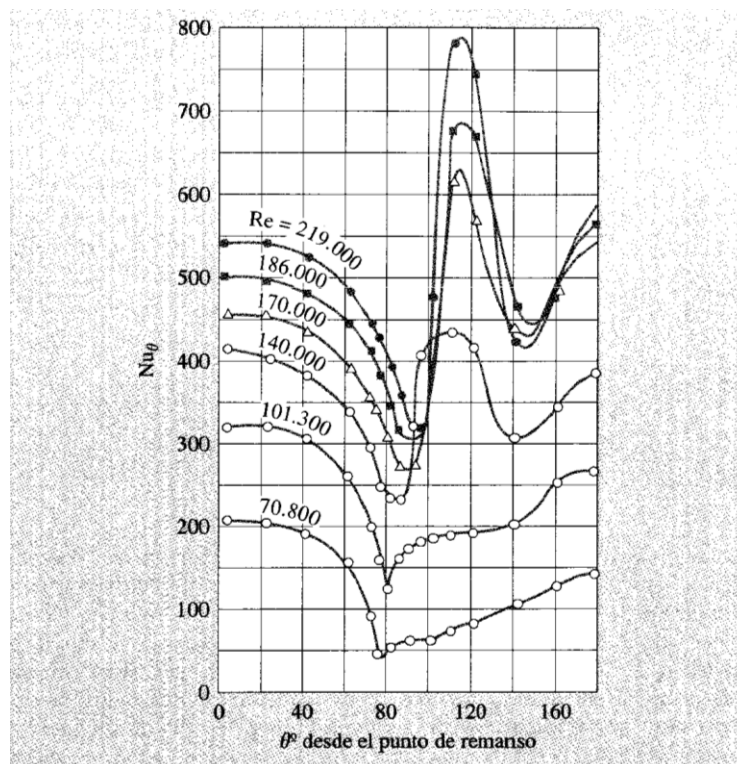


Fig.1.2.1.4. Comportamiento del número de Nusselt a diferentes ángulos del tubo y diferentes números de Reynolds



A causa de la compleja naturaleza de los procesos de separación de la corriente, no es posible calcular analíticamente los coeficientes medios de transferencia de calor en flujo transversal; sin embargo, las correlaciones de los datos experimentales para gases de Hilpert y para líquidos de Knudsen y Katz indican que los coeficientes medios de transferencia de calor en corriente alrededor de cilindros puede calcularse a partir de:

$$\frac{hd}{K_f} = C \left(\frac{u_\infty d}{v_f} \right)^n Pr_f^{1/3} \quad (1.2.3)$$

La ecuación 1.2.3 se observara mas a detalle en el capítulo 2 y 3 respectivamente, ya que haciendo un análisis detallado nos damos cuenta que:

$$\frac{hd}{K_f} = \tilde{Nu} \quad \rightarrow \quad Re = \left(\frac{u_\infty d}{v_f} \right) \quad (1.1.1)$$

Entonces la ecuación 1.2.3 quedará como a continuación se presenta y en los capítulos subsecuentes se analizara con más argumentos.

$$\tilde{Nu} = C(Re)^n Pr_f^{1/3} \quad (1.2.4)$$

Donde las constantes C y n están tabuladas en la Tabla 1.2.1 Los datos de transferencia de calor para el aire están representados en la Figura 18. Las propiedades que se utilizan en la ec. (1.2.4) se evalúan a la temperatura de la capa límite.

Re	C	n
0.40 – 4	0.989	0.330
4 – 40	0.911	0.385
40 – 4000	0.683	0.466
4000 – 40000	0.193	0.618
40000 – 400000	0.0266	0.805

Tabla 1.2.1 valores promedio de C y n dependientes del número de Reynolds.

La obtención de la constante C que se encuentra dentro de la correlación de Nu promedio Ec. (1.2.4) fue realizada a través de experimentos únicamente para un flujo de aire, lo cual no quiere decir que no se puede utilizar para líquidos, para utilizarlo para estos flujos se tiene que realizar algunas consideraciones y un cálculo de más, el cual consiste en introducir un factor a la ec. (1.2.4), este es: $\frac{Pr_f^{1/3}}{0.72^{1/3}}$.

En la fig. 1.2.1.5 se observa la distribución de temperatura alrededor de cilindros calientes, expuestos a una corriente de aire cruzado. Las líneas oscuras son líneas de temperatura constante. Aquí se observa el comportamiento de estas a diferentes regímenes de flujo y diferentes configuraciones del banco de tubos.

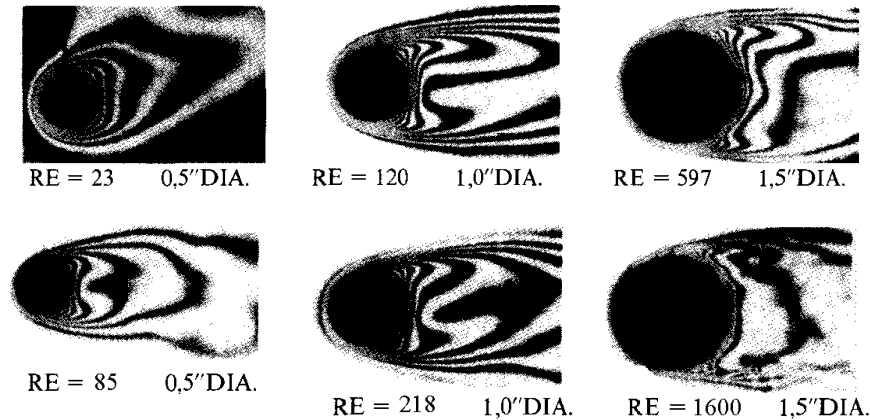


Fig.1.2.1.5 Interferograma que muestra las isotermas alrededor de cilindros calientes expuestos a una corriente de aire transversal



En las primeras tres figuras que corresponden a $Re = 23$, 120 y 597 observamos en la parte superior un acumulamiento de estas isothermas, esto es debido a una aceleración del flujo ya que la distancia transversal es más pequeña, puesto que no aparece en la figura, esta pertenece a un banco de tubos.

En las últimas tres imágenes se observa el mismo fenómeno pero más tenue por el incremento de la velocidad, y una cantidad mayor de calor es transmitida, como se observa las isothermas son más gruesas y tienen un alcance mayor, esto puede dar un principio de porque la perturbación de flujo transfiere más calor.

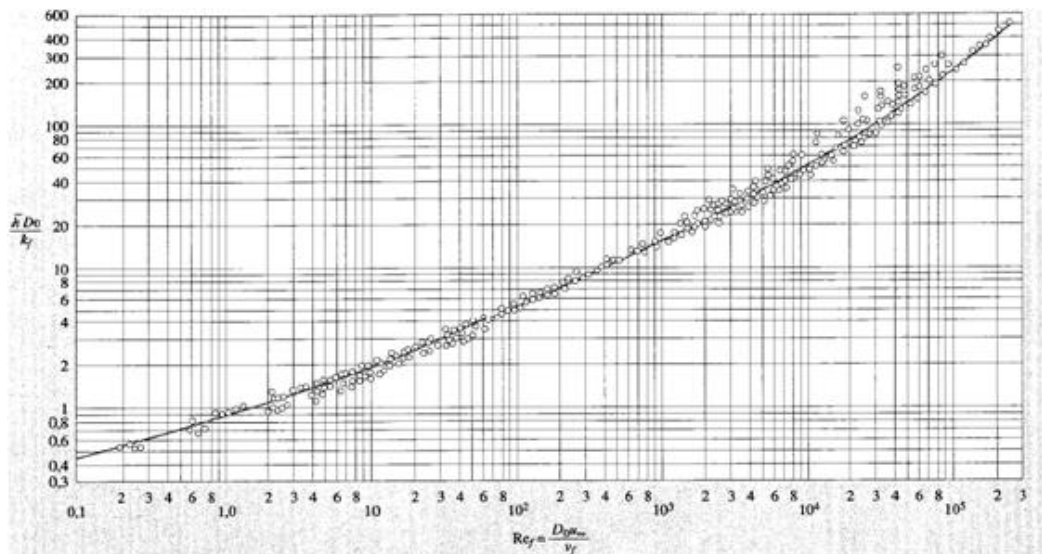


Fig.1.2.1.6 Datos para el calentamiento y enfriamiento de aire perpendicular en un cilindro

La fig.1.2.1.6 nos da una relación de Número de Nusselt a diferentes Números de Reynolds en donde es introducido un flujo perpendicular y se observa el incremento de la transferencia de calor con un aumento en la velocidad del flujo, esto servirá de referencia en la próxima investigación.

1.3 FLUJO TRANSVERSAL EXTERNO EN BANCOS DE TUBOS

1.3.1 Corriente alrededor de un banco de tubos

La transferencia de calor y el coeficiente de transferencia de calor sobre un banco de tubos en flujo transversal y del tipo de flujo es importante puesto que tiene aplicación en el diseño y fabricación, además de que esto influirá en el desempeño de un intercambiador de calor. En los bancos de tubos comúnmente, un fluido fluye dentro de los tubos, mientras un segundo fluido, a diferente temperatura fluye a través de ellos, figura 1.3.1.1.

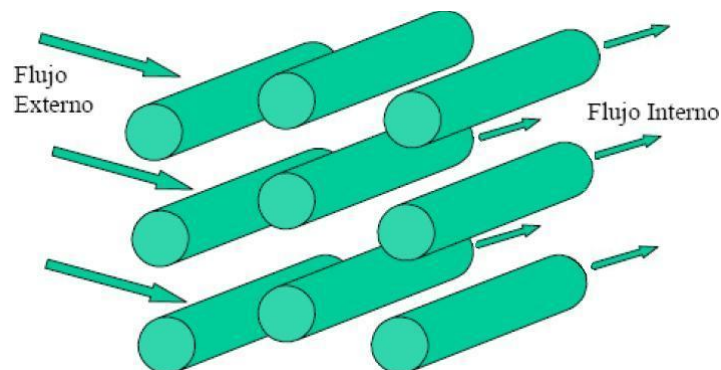


Fig.1.3.1.1. Esquema de un banco de tubos en flujo cruzado

La figura 1.3.1.2 nos muestra una aplicación de los tubos lisos, es una configuración en serpentín de un ciclo de refrigeración, por lo cual sus componentes son: evaporador, Compresor, Condensador y control de flujo.

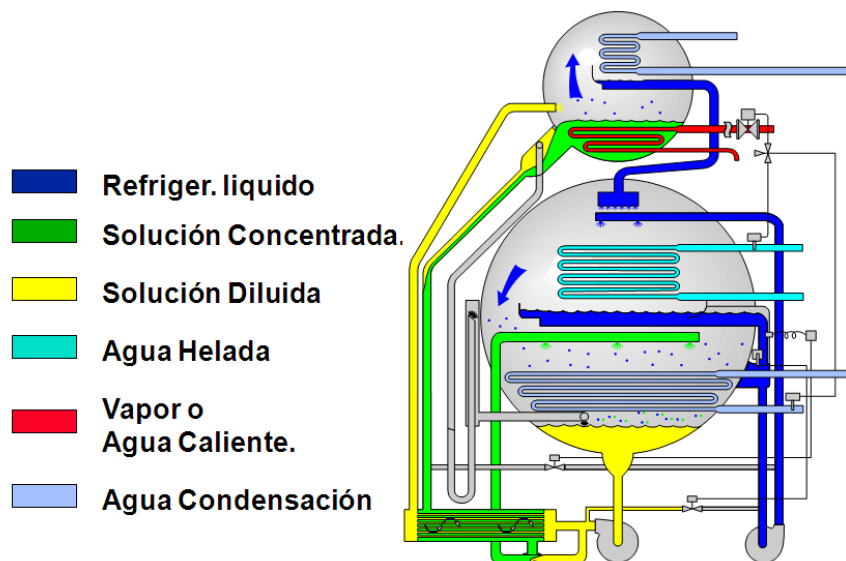


Fig.1.3.1.2. Ciclo de Refrigeración de las unidades YT.

Puesto que muchas de las disposiciones de los intercambiadores de calor constan de múltiples filas de tubos, las características de la transferencia de calor para bancos de tubos tienen un interés práctico importante. Grimson estudió las características de la transferencia de calor en bancos de tubos en triángulo y en línea y, basándose en la correlación de los resultados de diversos investigadores, pudo representar los datos en la forma de la ecuación:

$$\frac{hd}{K_f} = C \left(\frac{u_{\infty} d}{v_f} \right)^n Pr_f^{1/3} \quad (1.2.3)$$

Los datos originales eran para gases teniendo los valores de C y n de la tabla 1.2.1 y con $Pr \approx 0,7$ y se modificó la ecuación 1.2.3 con el mismo factor $1.11 Pr^{1/3}$, esto con el fin de ampliar su uso a líquidos. En la Tabla 1.3.1 se dan los valores de la constante C y del exponente n en función de parámetros geométricos utilizados para determinar la posición óptima del banco de tubos.

$\frac{S_2}{d}$	$\frac{S_1}{d}$							
	1.25		1.5		2.0		3.0	
	C	n	C	n	C	n	C	n
En línea								
1.25	0.386	0.592	0.305	0.608	0.111	0.704	0.0703	0.752
1.5	0.407	0.586	0.278	0.620	0.112	0.702	0.0753	0.744
2.0	0.464	0.570	0.332	0.602	0.254	0.632	0.220	0.648
3.0	0.322	0.601	0.396	0.584	0.415	0.581	0.317	0.608
En triángulo								
0.6	-	-	-	-	-	-	0.236	0.636
0.9	-	-	-	-	0.495	0.571	0.455	0.581
1.0	-	-	0.552	0.558	-	-	-	-
1.125	-	-	-	-	0.531	0.565	0.575	0.560
1.25	0.575	0.556	0.561	0.554	0.576	0.556	0.579	0.562
1.5	0.501	0.568	0.511	0.562	0.502	0.568	0.542	0.568
2.0	0.448	0.572	0.462	0.568	0.535	0.556	0.498	0.570
3.0	0.344	0.592	0.395	0.580	0.488	0.562	0.467	0.574

Tabla. 1.3.1 Correlación de Grimson modificada para la transferencia de calor en bancos de tubos de 10 filas ó más.



El número de Reynolds está basado en la velocidad máxima que se tiene en el banco de tubos, esto es, la velocidad a través del área de flujo mínima. Esta área depende de la configuración ó geometría de los tubos. La nomenclatura para utilizar la Tabla 1.3.1 se observa en la fig. 1.3.1.3

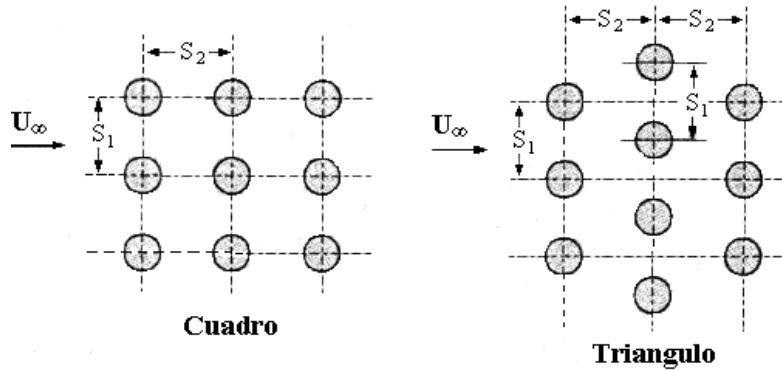


Fig.1.3.1.3. Configuraciones de banco de tubos

Como se observa en la figura 1.3.1.3, las diferentes configuraciones que se pueden utilizar en la ecuación de Grimson ec. (1.2.3) están limitadas por la distancia de un diámetro tanto en la distancia longitudinal como en la transversal, como distancia mínima.

Los datos de la Tabla 1.3.1 corresponden a haces de 10 o más filas de tubos en la dirección de la corriente, para menos filas, en la Tabla 1.3.2 se da un coeficiente de pérdida de h para N filas y h para 10 filas.

N	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Relación para configuración de banco de tubos en triangulo	0.68	0.75	0.83	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99	1.0
Relación para configuración de banco de tubos en cuadro	0.64	0.80	0.87	0.90	0.92	0.94	0.96	0.98	0.99	1.0

Tabla. 1.3.2 Coeficiente de corrección de h para N filas ó más.

1.3.2 Determinación de la velocidad máxima del flujo

En flujo transversal los bancos de tubos en configuración en cuadro ó línea, la velocidad máxima del flujo se producirá donde el área sea menor, normal a la corriente libre incidente de velocidad U .

La velocidad máxima se obtiene de acuerdo al arreglo, para el arreglo en línea la velocidad máxima ocurre entre dos cilindros, y por continuidad se tiene:

$$U_{\infty} S_1 = U_{max} (S_1 - d)$$

Donde, al despejar la velocidad máxima, se tiene la siguiente expresión:

$$U_{max} = \frac{U_{\infty} S_1}{(S_1 - d)} \quad (1.3.1)$$

Para la configuración del banco de tubos en triangulo la velocidad máxima del flujo será igual si el área normal a la entrada del banco es igual al área del paso mínimo. Esto no ocurre cuando el paso longitudinal es pequeño, cuando S_2 es pequeña. En el caso de los bancos de tubos en configuración en triangulo el flujo entra

al banco de tubos a través del área $S_1 - d$ y luego se divide en dos aéreas $\sqrt{(S_1/2)^2 + (S_2)^2 - d^2}$. Si la suma de estas dos aéreas es menor a $S_1 - d$, entonces estamos frente al área de flujo mínima y por consiguiente a la velocidad máxima en el banco de tubos entonces:

$$U_{max} = \frac{U_{\infty} (S_1/2)}{\sqrt{(S_1/2)^2 + (S_2)^2 - d^2}} \quad (1.3.2)$$

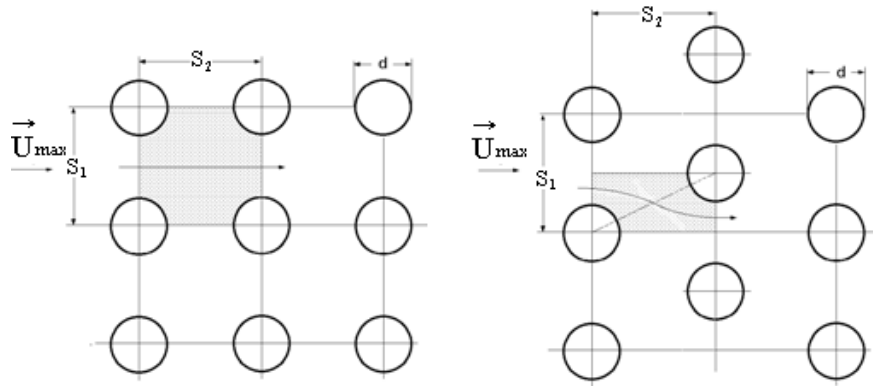


Fig. 1.3.2.1. Velocidades máximas en configuración de cuadro y triangulo.

1.4 TRANSFERENCIA DE CALOR EXTERNA EN CILINDROS EN FLUJO TRANSVERSAL

1.4.1 Morfología de la transferencia de calor en flujo externo

Muchos de los fenómenos que observamos provienen de la geometría de un cuerpo caliente y de la coacción impuesta por el flujo. Generalmente, el flujo está limitado por la presencia de superficies tales como una pared sólida o un interfaz con un fluido de otro tipo.

La dirección relativa del cuerpo caliente con el flujo tiene influencia significativa en la transferencia de calor, las configuraciones bien estudiadas son:

- El flujo paralelo a lo largo de una placa
- Flujos en superficies aerodinámicas
- Y el lado de un cilindro

En muchos estudios de flujo que afectan a un cuerpo es asumido paralelo al eje de simetría del mismo, los cuerpos calientes colocados en modelos geoméricamente regulares, son series principalmente encontradas en los intercambiadores de calor, en donde el calor se transmite de las superficies externas del tubo hacia el fluido, a estas aplicaciones en intercambiadores de calor es llamado banco de tubos.

Se han realizado estudios donde también intervienen soluciones analíticas, pero solo cuando el flujo tiene un régimen laminar hasta el punto de transición cercano al Numero de Reynolds $Re = 2300$, para flujos turbulentos la forma adecuada y más acertada es la experimentación, en donde se encuentran infinidad de valores, para las constantes como C y n de la ecuación (1.2.3), para el caso de intercambiadores de calor de tubos a flujo cruzado.

El avance de dinámica de los fluidos computacional (CFD) ha ampliado la posibilidad de encontrar operaciones detalladas de flujo y de transferencia de calor en muchas situaciones complejas, principalmente para flujo turbulento.

Los fenómenos de transferencia de calor a través de cilindros y tubos, están relacionados con la naturaleza del flujo, esto es debido al comportamiento de la capa límite, motivo por el cual se han realizado estudios de la separación del flujo de manera experimental.

1.4.2 Análisis de transferencia de calor en flujo externo

Para un flujo bidimensional las cinco características en cualquier instante en una posición dada son las dos componentes de la velocidad, la presión, la temperatura, y la densidad. Para propiedades constantes del flujo, el campo de flujo no está acoplado al campo de temperaturas y puede obtenerse por separado. Con un campo de flujo conocido, la ecuación de energía proporcionará el gradiente de temperaturas y anexando los gradientes de velocidad permitirán calcular el coeficiente local de transferencia de calor h :



$$h = \frac{K f \left(\frac{dT}{dn} \right)_S}{T_S - T_0} \quad (1.4.1)$$

Conocemos el valor adimensional que vincula al coeficiente de transferencia de calor:

$$Nu = \frac{hL}{K_f} \quad (1.4.2)$$

El flujo de calor en tránsito puede ser calculado con la ley de enfriamiento de Newton:

$$q = hS(T_S - T_0) \quad (1.1.2)$$

Las pruebas experimentales y análisis de transferencia de calor han desarrollado varias correlaciones empíricas para el coeficiente de transferencia de calor, algunos de los investigadores son los siguientes.

Skierre resolvió las ecuaciones de momento y energía para un cilindro a temperatura constante con flujo transversal en la parte de superficie a la cual se encuentra la capa límite laminar. Demostró que, en el punto de estancamiento y en sus cercanías, es posible calcular el coeficiente de transferencia de calor con la siguiente ecuación:

$$Nu_D = \frac{h_C D}{k} = C \sqrt{\frac{\rho U_\infty D}{\mu}} = C \sqrt{Re_D} \quad (1.4.3)$$

Donde la constante “C” depende del tipo de fluido utilizado en el experimento, además de la temperatura del mismo esto es a través del Número de Prantl tabla 1.4.1

Pr	0.7	0.8	1.0	5.0	10.0
C	1.0	1.05	1.14	2.1	1.7

Tabla. 1.4.1 Valores de la constante C en dependencia del número de Prantl.

Se desarrollo otra relación empírica para la parte delantera del cilindro que se encuentra en un rango de $0^\circ < \theta < 80^\circ$ para el coeficiente de convección h_C :

$$Nu_D = \frac{h_C(\theta) D}{k} = 1.14 \left(\frac{\rho U_\infty D}{\mu} \right)^{0.5} Pr^{0.4} \left[1 - \left(\frac{\theta}{90} \right)^3 \right] \quad (1.4.4)$$

Giedt midió las presiones locales y los coeficientes de transferencia de calor en toda la superficie un cilindro con una corriente de aire dentro de un intervalo del número de Reynolds de 70 000 a 220 000. En la figura 1.2.1.4 se muestran los resultados de la variación local de Nusselt, Nu_θ , en la periferia del cilindro.

Como se observa en la figura 1.2.1.4 tenemos curvas que determinan los números de Nusselt contra la posición del cilindro respecto de la perpendicularidad del flujo. Haciendo un análisis a la fig. 1.2.1.4 tenemos que para cualquier régimen de flujo, el número de Nusselt va en tendencia decreciente desde la incidencia que se maneja como 0° hasta los 80° en donde el valor de Nusselt se reduce considerablemente, esto a causa de la separación de la capa laminar, este punto crece conforme el régimen aumenta hasta un valor aproximado de 89° , después de este punto el Nusselt crece a causa de no existir capa limite y presentar flujo turbulento, ya que la existencia de la capa limite en el proceso de transferencia de calor es un problema pues esta se comporta como un aislante térmico.

Después a un ángulo $\theta \approx 90^\circ$ existe un pequeño aumento en el Nusselt esto es a consecuencia de que se presenta una transición de régimen de laminar a turbulento, manifestándose con una reducción de capa limite, después de esto el valor de Nusselt crece hasta los 140° y en este punto vuelve a caer, punto en donde se presenta una separación del flujo en la región turbulenta y aumenta con θ como resultado de la vorticidad en la región turbulenta del flujo.



Hilpert midió el coeficiente de transferencia de calor promedio de aire que circula sobre cilindros de diferentes diámetros. Más adelante se mostraran los resultados donde el Nusselt promedio está graficado como función del número de Reynolds.

$$\overline{Nu}_D = C Re_D^n Pr^{1/3} \quad (1.4.5)$$

Donde las constantes se encuentran en la tabla 1.4.2

Re_D	C	n
0.4 – 4	0.989	0.330
4 – 40	0.911	0.385
40 – 4 000	0.683	0.466
4 000 – 40 000	0.193	0.618
40 000 – 400 000	0.027	0.805

Tabla. 1.4.2 Constantes de la ecuación 1.4.5 para cilindros circulares en flujo cruzado

Zhukauskas propuso una correlación para un cilindro a temperatura uniforme T_s con flujo transversal donde todas las propiedades se evalúan a la temperatura del flujo de corriente libre T_∞ , excepto Pr_s , que se evalúa a T_s . Existe un intervalo para aplicar la ecuación (1.4.6) y se trata de $0.7 < Pr < 500$ y $1 < Re < 10^6$.

$$\overline{Nu}_D = C Re_D^n Pr^m \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{1/4} \quad (1.4.6)$$

Donde las constantes se encuentran en la tabla 1.4.3

Re_D	C	n
1 – 40	0.75	0.4
40 – 1×10^3	0.51	0.5
10^3 – 2×10^5	0.26	0.6
2×10^5 – 1×10^6	0.076	0.7

Tabla. 1.4.3 Constante C y exponente n a diferentes regímenes de flujo, aplicables a la ec. (1.4.6)

El valor del exponente “m” varía con respecto al número de Prantl en la medida $Pr \leq 10$; $m = 0.37$, y para $Pr > 10$; $m = 0.36$.

Eckert y Drake, recomiendan las siguientes correlaciones para la transferencia de calor a partir de tubos en flujo transversal:

$$Nu = [0.43 + 0.50 Re^{0.50}] Pr^{0.38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25} \quad (1.4.7)$$

$$Nu = [0.25 Re^{0.60}] Pr^{0.38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25} \quad (1.4.8)$$

Para gases se puede omitir el número de Pr y las propiedades del fluido se evalúan a la temperatura de película.

Churchill y Bernstein proporcionaron una correlación aún más completa, aplicable a un intervalo de datos más amplio de $10^2 < Re_D < 10^7$.

$$\overline{Nu}_D = 0.3 + \frac{0.62 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0.4}{Pr} \right)^{2/3} \right]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5} \quad (1.4.9)$$

La correlación es válida para un numero de Prantl, $Pr > 0.2$



Sparrow y Samie midieron el coeficiente de transferencia de calor en la punta del cilindro, encontrando que los coeficientes de transferencia de calor son de 50 a 100% más grandes, según el número de Reynolds.

La turbulencia en la corriente libre próxima al cilindro puede tener una influencia relativamente importante en el coeficiente de transferencia de calor promedio. Yardi y Sukhatme determinaron experimentalmente un incremento de 16% en el coeficiente de transferencia de calor, cuando la turbulencia de la corriente libre se incrementaba en un intervalo de Re de 6 000 a 60 000.

1.4.3 Transferencia de calor en una capa límite térmica turbulenta

En la capa límite térmica turbulenta se caracteriza en regiones internas y externas, en las regiones internas de la capa límite térmica la turbulencia es cada vez más débil y la transferencia de calor se realiza principalmente por efectos de conducción dentro de la subcapa límite. Alejándose de la pared encontramos un perfil de temperatura logarítmico, en las regiones externas de la capa límite térmica la turbulencia es el modo de transferencia de calor dominante.

En el final de la capa límite donde la turbulencia muere y las condiciones de corriente libre uniforme prevalecen, con el resultado que el grosor de la capa límite térmica y dinámica son el mismo. El efecto del número de Prandtl es encontrado en la subcapa cerca de la pared, donde la viscosidad y la conductividad térmica todavía controlan la transferencia de calor.

1.5 TRANSFERENCIA DE CALOR EXTERNA EN BANCOS DE TUBOS

1.5.1 Flujo transversal a través de banco de tubos

La transferencia de calor y la obtención del coeficiente de transferencia de calor sobre un banco de tubos en flujo cruzado son importantes ya que esta aplicación tiene uso en el diseño, análisis y fabricación de la mayoría de los intercambiadores de calor. Este tipo de equipos se encuentran presentes en nuestra vida cotidiana, si bien adopta diversos nombres específicos dependiendo de la función o tipo de trabajo; como ejemplo tenemos los radiadores, que son simples intercambiadores agua-aire; el intercooler que no es más que un intercambiador aire-aire, y para finalizar citaremos a la nevera como representante más común del ciclo de refrigeración, en donde tenemos dos intercambiadores, uno interno que se llama evaporador; que es un intercambiador gas-aire y el otro situado en el exterior llamado condensador que es un intercambiador líquido-aire.

Dentro de este grupo genérico debemos incluir a todos los equipos en donde el calor es cedido desde un fluido a otro, independientemente de que en ellos se efectuó un cambio de fase, como lo presenta un condensador gas a líquido ó los evaporadores líquido a gas.

Es importante realizar y analizar un intercambiador de calor a través de un análisis térmico. El objetivo de este análisis es el de ser capaz de expresar la cantidad de calor transmitido, q , del fluido caliente al fluido frío, en términos del coeficiente global de transferencia de calor, esto en función de la geometría del intercambiador y de las temperaturas de entrada y salida de los fluidos.

Existe una complicación dentro de los intercambiadores de calor y por consiguiente en el alma de algunos de estos aparatos como son los bancos de tubos y esta es el no tener especificado el valor de la temperatura superficial ó de los flujos de calor.

Esta complicación se resuelve a través del uso del coeficiente global de transferencia de calor. Este coeficiente está definido en términos de la resistencia térmica total en la transferencia de calor entre dos fluidos. Este es importante para diseñar o predecir el rendimiento de un intercambiador de calor, es esencial relacionar la transferencia total de calor con cantidades como el coeficiente global de transferencia de calor.

El coeficiente de transferencia de calor total para intercambiadores de calor depende no solo de los coeficientes convectivos de transferencia de calor, sino además de las superficies interior y exterior del tubo. También el coeficiente de transferencia de calor total es importante ya que nos proporciona la cantidad total de calor transferido cuando se multiplica este por área de la superficie del exterior del tubo y ΔT .



Desde el punto de vista del diseño del intercambiador de calor, puede estar basado, tanto en el área del interior del tubo como la exterior.

Los trabajos de Pierson, Huye y Zukauskas realizados para bancos de tubos muestran que el flujo a través de tubos es controlado por un diferencial de presión, la viscosidad y el Número de Reynolds. El flujo en un banco de tubos es muy complejo debido a una no uniformidad del campo de velocidades, alta turbulencia y otros factores incluyendo la geometría del banco de tubos como son los pasos transversal y longitudinal. En conclusión tenemos que la transferencia de calor en un banco de tubos expuesto a un flujo cruzado depende principalmente de la geometría del banco de tubos, en segundo término al tipo de flujo y por último de la turbulencia presentada por el mismo que es función de la velocidad. Las figuras 1.5.1.1 y 1.5.1.2 ilustran los arreglos en los cuales fluye un flujo de agua.

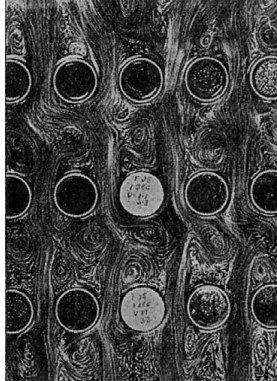


Fig. 1.5.1.1. Arreglo en cuadro



Fig. 1.5.1.2. Arreglo en triangulo

Analizaremos primeramente la figura 1.5.1.1, aquí el flujo se comporta de manera similar al estudio realizado a un solo cilindro expuesto a flujo cruzado pero solo en la primera línea, después de la segunda línea los tubos subsecuente trabajan con la turbulencia de la fila anterior provocando un decremento en el espesor de capa límite y así un incremento en la transferencia de calor del banco de tubos, en este punto es importante el paso longitudinal del banco y así se puede despreciar la turbulencia que pueda presentar el flujo antes de la primera fila del banco ya que solo afectaría a esta fila, puesto que el banco de tubos después de la segunda fila presenta su propia turbulencia.

En un banco de tubos con arreglo triangular con pequeño paso longitudinal la turbulencia generada es un poco más pequeña que en los arreglos en línea, la transferencia de calor depende principalmente de la velocidad de fluido, del diámetro de los tubos y la distancia entre ellos. Sin embargo, en la zona de transición alrededor de los 89° el desempeño de la geometría de tubos en triangulo que presenten un pequeño paso longitudinal es poco superior al de una arreglo de tubos en línea semejante. En régimen laminar, la primera fila de tubos presenta una menor transferencia de calor que las filas corriente abajo, esto a consecuencia de que la turbulencia que se presenta en este arreglo después de la primera fila va incrementándose, ocasionando que se reduzca la capa límite y como resultado de esto se incremente la transferencia de calor. Este fenómeno presenta un comportamiento constante después de la cuarta fila.

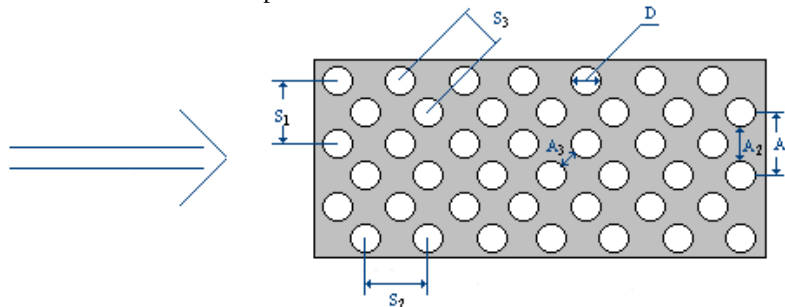


Fig. 1.5.1.3. Mampara con arreglo triangular

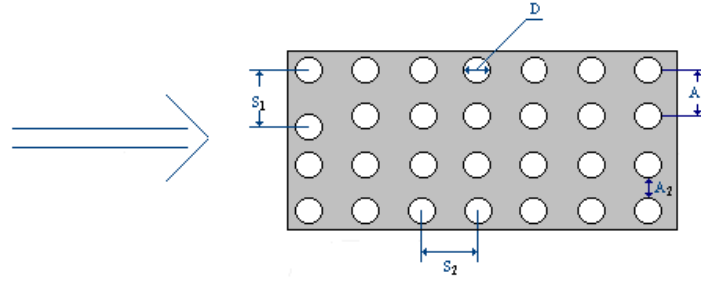


Fig. 1.5.1.4. Mampara con arreglo en cuadro

S_1 , paso transversal

S_2 , paso longitudinal

S_3 , Paso diagonal (arreglo triangular)

A_1 , A_2 y A_3 , áreas frontales de paso de flujo

A bajos Números de Reynolds $Re < 10^3$ la corriente principal del flujo adentro del banco de tubos tiene un comportamiento laminar con regiones de recirculación en forma de remolinos, este efecto en la parte frontal del tubo es atenuado por fuerzas viscosas y por el gradiente de presión.

Los estudios de Zukauskas (1988) muestran que el flujo modelado dentro del banco de tubos cambia significativamente para $Re > 10^3$. El flujo en el espacio formado entre los tubos se hace turbulento, que depende de su configuración y de los pasos relativos tanto longitudinal como transversal. Para un paso transversal S_1 relativamente pequeño, se generan fluctuaciones de corriente en la salida de una línea de tubos. Sin embargo, cuando el flujo entra hacia la próxima línea de tubos estas fluctuaciones son humedecidas más rápidamente que en el caso de un paso transversal más largo, esto debido a un gradiente de presión favorable.

Cuando se presentan bancos de tubos con un paso longitudinal S_2 largo, la transición de flujo laminar a turbulento en el espacio entre tubos ocurre gradualmente con un incremento en el numero de Reynolds (Re). En bancos de tubos con pequeño paso longitudinal S_2 ; esto ocurre en un rango más estrecho de número de Reynolds, pequeñas fluctuaciones son generadas a $Re \approx 10^3$, en este caso el flujo entre tubos se hace turbulento más rápidamente.

Zhukauskas (1972, 1987) ha proporcionado la transferencia de calor comprensiva y correlaciones de presión para bancos de tubo en configuraciones en líneas y en triángulo. La transferencia de calor de los tubos depende de su posición ó geometría en conjunto. En el rango de número de Reynolds bajos, típicamente los tubos en la primera fila muestran una similar transferencia de calor con aquellos en la posición de filas inferiores. Para altos números de Reynolds, el flujo turbulento conduce a una elevada transferencia de calor de las filas subsecuentes a la primera fila. Esto debido a que un banco de tubos genera su propia turbulencia a partir de la cuarta fila, esto ocasiona una capa limite más delgada favoreciendo una mejor transferencia de calor. La transferencia de calor llega a ser invariante con la posición del tubo después de la tercera o cuarta fila en el régimen de flujo mezclado, esto ocurre por encima $Re_{D,max}$, El promedio del número de Nusselt de un tubo es entonces de la forma:

$$\overline{Nu_D} = C * Re_{D,max}^m * Pr^{0.36} * \left(\frac{Pr}{Pr_s}\right)^{1/4} \quad (1.5.1)$$

Para $0.7 \leq Pr < 5000$, $1 < Re_{D,max} < 2 \times 10^4$, and $NL \geq 20$ y donde m se consigue de la tabla 1.5.1

Configuración	$Re_{D,max}$	C	m
Alineada	16–100	0.90	0.40
Triángulo	1.6–40	1.04	0.40
Alineada	100–1000	0.52	0.50
Triángulo	40–1000	0.71	0.50
Alineada ($ST/SL > 0.7$)	1000– 2×10^5	0.27	0.63
Triángulo ($ST/SL < 2$)	1000– 2×10^5	$0.35 (ST/SL)^{0.20}$	0.60
Triángulo ($ST/SL > 2$)	1000– 2×10^5	0.40	0.60
Alineada	2×10^5 – 2×10^6	0.033	0.80



Triangulo ($Pr > 0.70$)	$2 \times 105-2 \times 106$	$0.031 (ST/SL)^{0.20}$	0.80
Triangulo ($Pr = 0.70$)	$2 \times 105-2 \times 106$	$0.027 (ST/SL)^{0.20}$	0.80

Tabla 1.5.1 Parámetro Re_{Dmax} , C y m para varios arreglos en línea y en triangulo

Fila	1	2	3	4	5	7	10	13	16
Alineado($Re_{Dmax} > 1000$)	0.70	0.80	0.86	0.90	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99
Triangulo($Re_{Dmax} 100-1000$)	0.83	0.87	0.91	0.94	0.95	0.97	0.98	0.98	0.99
Triangulo ($Re_{Dmax} > 1000$)	0.64	0.76	0.84	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99

Tabla 1.5.2 Parámetro C_2 para varias configuraciones y líneas de tubo

El número de Reynolds en la ecuación anterior está basado en la velocidad máxima del fluido dentro del banco de tubos que ocurre en el flujo mínimo de sección transversal. Se observa que todas las propiedades excepto Pr_s son evaluadas en la forma aritmética de la entrada del fluido y la salida de temperaturas. La constante C y m son listadas en la tabla 1.5.1, donde puede ser observado que para $S_1/S_2 < 0.7$ la pobre transferencia de calor y la configuración de tubos alineados no debería ser empleados.

Como lo hemos comentado en párrafos anteriores el flujo a través de un banco de tubos experimenta una separación de capa límite la cual depende de la geometría del banco de tubos, del régimen de flujo y del tipo de flujo a utilizar. Además no olvidar el ángulo de incidencia del punto de estudio en el tubo. Por esto podemos decir que:

$$Nu_D = f(\theta, Re, Pr, S_1, S_2) \quad (1.5.2)$$

En este trabajo se estudiará de manera experimental, los datos de transferencia de calor se expresan mediante correlaciones las cuales se expresan de la siguiente manera:

$$Nu_D = C(Re^n Pr^m) \quad (1.5.3)$$

Donde los exponentes n y m dependen directamente de la geometría del banco de tubos y la constante C del tipo de flujo. La temperatura del fluido en la capa límite térmica varía desde T_s en la superficie hasta T_∞ en el borde exterior de la capa límite. Las propiedades del fluido también varían con respecto a la temperatura, por lo tanto variaran en las diferentes posiciones de la capa límite, por lo que las propiedades del fluido se evalúan mediante la temperatura promedio:

$$T_m = \frac{T_s + T_\infty}{2} \quad (1.5.4)$$

Como el fluido experimenta un cambio grande en la temperatura a medida que se mueve por el banco de tubos, la transferencia de calor será a lo largo de la trayectoria del banco de tubos, por lo que la diferencia de temperaturas depende de, $\Delta T = T_s - T_\infty$. Los cambios de temperatura sobre el banco de tubos se muestran en la fig. 1.5.1.5.

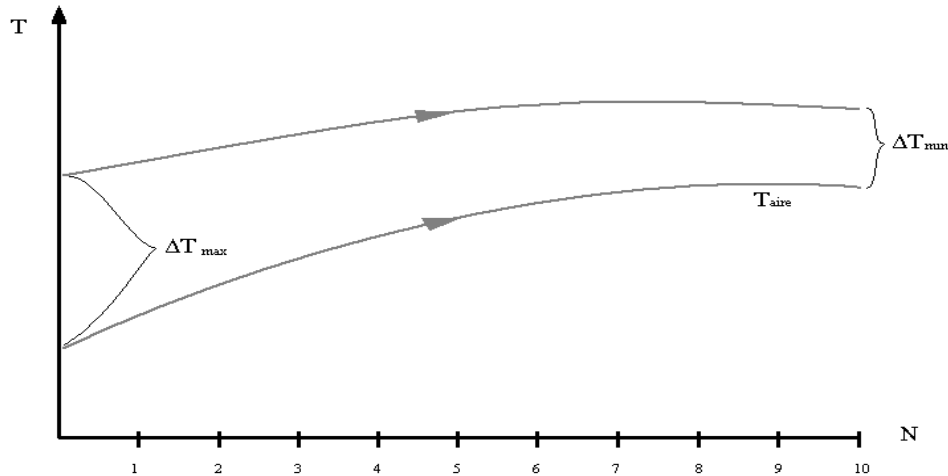


Fig. 1.5.1.5. Distribución de temperaturas, para obtener la diferencia de temperatura media logarítmica



A medida que el fluido cruza cada una de las filas del banco de tubos, su temperatura se aproxima a la temperatura de la superficie y ΔT disminuye, con esto la forma correcta para obtener ΔT es una diferencia de temperaturas medias logarítmicas.

$$\Delta T = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \left(\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} \right)} \quad (1.5.5)$$

Por lo que todas las correlaciones que rigen al flujo externo a través de un banco de tubos están basadas en el Re_{max} , Nu y Pr .

De donde Re_{max} es Reynolds evaluado a la velocidad máxima (U_{max}) igual:

$$Re_{max} = \frac{U_{max} D}{\nu} \quad (1.5.6)$$

El número de Pr es igual a la relación que existe entre la difusividad cantidad de movimiento y la difusividad molecular del calor:

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu C_p}{k} \quad (1.1.8)$$

Ó entre el espesor de la capa límite dinámica y la capa límite térmica:

$$\frac{\delta_\nu}{\delta_T} = Pr^{1/3} \quad (1.1.7)$$

Esta última relación es la parte que vincula a los dos espesores tanto dinámico como térmico y nos dará la posibilidad de ver el análisis desde una perspectiva dinámica.



CAPITULO II

METODOLOGÍAS PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS

Una revisión extensa de la literatura del flujo de fluido y la transferencia de calor de cilindros aislados, cilindro ó series de tubos aletados y bancos de tubo es conducida como un paso crítico para el desarrollo de la fricción de fluido y modelos de transferencia de calor para artefactos de calor de tubos aletados.

Un estudio al flujo y a la configuración geométrica del banco de tubos nos proporcionará ideas dentro de transferencia de calor por convección para la determinación del número de Nusselt y como consecuencia la obtención del coeficiente convectivo h , a través de dos valores a dimensionales como son; el número de Reynolds, y el número de Prandtl. Teniendo en cuenta en este capítulo que se analizaran diferentes investigadores del tema se considerará a todos ellos bajo las mismas condiciones como es la temperatura, la geometría del banco de tubos, el mismo número de Reynolds, el mismo flujo convectivo, además de la misma temperatura de operación. Dependiendo de los objetivos de este estudio, la revisión de la literatura esta expresada en las secciones principales, de la transferencia de calor.



2.1 INTRODUCCIÓN

En la actualidad el consumo de energía es cada vez más demandado por la industria en general. Es necesario un mayor ahorro y eficiencia energética y un incremento en los métodos de transferencia de energías. De este punto partimos para introducir el tema de transferencia de calor por convección en bancos de tubos, que es el principio de funcionamiento de las diferentes aplicaciones industriales.

La transferencia de calor en bancos de tubos con flujo cruzado es importante para el diseño de intercambiadores de calor. Los intercambiadores de calor tienen numerosas aplicaciones en la industria, como la generación o sobrecalentado de vapor en un generador de vapor o en el enfriamiento en el serpentín del aire acondicionado. En los intercambiadores de calor (en bancos de tubos) un fluido se mueve sobre los tubos, mientras que un segundo fluido a una temperatura diferente corre por el interior de los tubos (fig. 2.1.1). Las filas de tubos de un banco están escalonadas mejor conocidas como arreglo en triángulo y alineadas nombrado como arreglo en cuadro.

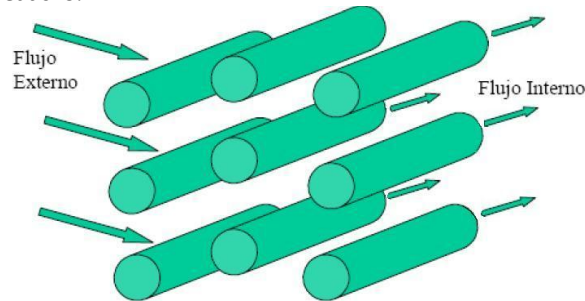


Fig. 2.1.1. Esquema de un banco de tubos en flujo cruzado.

La configuración del banco de tubos se caracteriza por el diámetro exterior del tubo (D) y por el paso (separación) transversal S_1 y el paso (separación) longitudinal S_2 medidas entre los centros de los tubos (fig. 2.1.2 y 2.1.3).

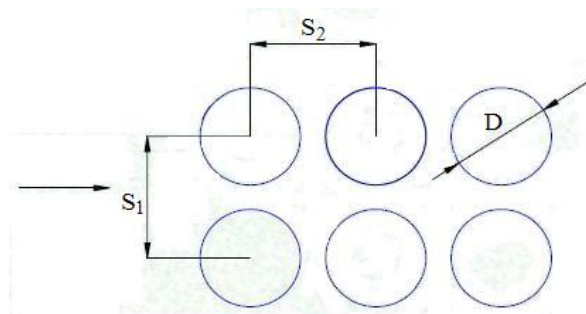


Fig. 2.1.2. Banco de tubos con arreglo en cuadro.

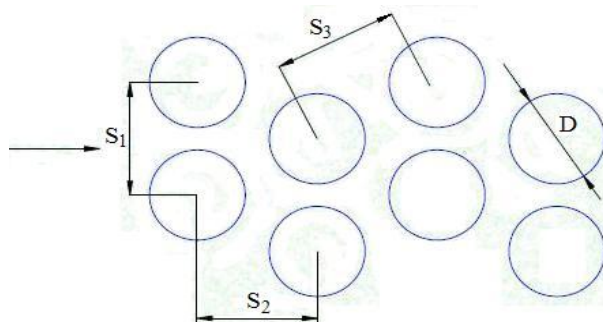


Fig. 2.1.3. Banco de tubos con arreglo triangular.



Las correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos están restringidas a intervalos reducidos de la relación de pasos transversal S_1 y longitudinal S_2 del arreglo del banco. Estas correlaciones están desarrolladas en función de números de Nusselt (Nu), Reynolds (Re) y Prandtl (Pr):

$$Nu = \frac{q \cdot D}{k_f} \quad (2.1.1)$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha} \quad (2.1.2)$$

$$Re_D = \frac{\rho U D}{\mu} = \frac{UD}{\nu} \quad (2.1.3)$$

Donde: k es el coeficiente de conductividad térmica, (W/mK),

μ es la viscosidad dinámica, (kg/ms),

D es el diámetro de los tubos (m);

U es la velocidad (m/s);

C_p es el calor específico a presión constante (kJ/kgK);

ρ es la densidad (kg/m³); ν es la viscosidad cinemática (m²/s);

α es la difusividad (m²/s).

2.1.1 Investigaciones de la transferencia de calor en bancos de tubos, cilindros y tubos aletados

Para el conocimiento del autor, ningún trabajo analítico existe para la fricción de fluido para una serie de cilindros o para artefactos de Calor de tubos aletados. Dentro de nuestro análisis tendremos que hacer énfasis en estos estudios pero solo como métodos comparativos para observar el comportamiento del flujo a través de estos cilindros y tubos aletados. Los recientes estudios de Howland (1934), Howland y McMullen (1936) y Knight y McMullen (1937) proporcionan sólo las funciones potenciales para diferentes grupos de cilindros circulares. Estas funciones pueden ser usadas para determinar la velocidad de un fluido sobre la superficie del cilindro. Después de estos estudios, Beale (1992) propuso expresiones para los potenciales complejos en forma de series de poder. Basado en el método de imágenes, Streeter (1948), Milne-Thomson (1968), y Suh et al. (1989) desarrollaron expresiones de forma cerrada para el potencial complejo para un grupo de cilindros.

2.1.2 Estudios experimentales y Numéricos

Numerosos estudios numéricos y experimentales han sido enfocados sobre el comportamiento del flujo y la transferencia de calor en un cilindro, bancos de tubo, series de cilindros y tubos aletados.

Algunos autores incluyendo Kays y London (1964), Zukauskas (1972), Zukauskas y Ziugzda (1985), Zukauskas y Ulinskas (1988), y Zdravkovich (1997) han publicado libros sobre el comportamiento del flujo y la transferencia de calor de un cilindro, bancos de tubo y series de cilindros y tubos aletados.

El comportamiento del flujo en una serie de cilindros circulares ha sido investigado experimentalmente como numéricamente por numerosos autores. Entre estos encontramos a Zukauskas (1972), Lamb (1957), Roshko (1961), Achenbach (1975), y Schlichting (1979) estudiaron la influencia del número de Reynolds sobre el punto de separación, la fricción en la pared, la distribución de presión así como la velocidad local alrededor del cilindro que será importante para esta investigación principalmente la influencia del numero de Reynolds en nuestra geometría de bancos de tubos. Ya que este parámetro es el que nos dará el punto de comparación de nuestra investigación con las metodologías presentadas en este capítulo.

2.1.3 Series de Cilindros y Placas de tubos aletados

Dentro de la literatura investigada se revela que muchos estudios experimentales y numéricos existen en las series de cilindros o tubos aletados. Por ejemplo, Zdravkovich (1977, 1987) investigó los efectos de interferencia entre dos cilindros circulares en varios arreglos. Igarashi (1981) investigó experimentalmente las características del flujo alrededor de dos y tres cilindros circulares arreglados en tándem. Aiba et al. (1976, 1980, 1981) midió la transferencia de calor alrededor de tres y cuatro cilindros circulares en espacio cerrado en un flujo transversal de aire, mientras que Igarashi y Nishikawa (1975) investigaron la estructura del flujo alrededor de cinco tubos. La investigación expuesta en este documento se realizará con 5 tubos en su zona transversal ya que este número se acercara más al comportamiento real del flujo.



Igarashi y Suzuki (1984) investigó la frecuencia de vertimiento de vórtice, la resistencia y las estructuras de flujo de tres cilindros en línea. Kundu et al. (1991) estudio numéricamente el comportamiento del flujo y la transferencia de calor de una fila de cilindros en línea colocados entre dos placas paralelas. Fowler y Bejan (1993) estudiaron la presión de gota y la transferencia de calor a través de cilindros paralelos en número Reynolds bajos. Sus resultados numéricos cubren el rango $1 \leq ReD \leq 30$ and $0.72 \leq Pr \leq 100$.

Como una aportación más hacia el estudio que se está realizando tenemos que estudiar lo correspondiente a la presión de gota generada por la fricción del flujo sobre el tubo. La convergencia y divergencia del tubo además de otras características físicas afectaran la presión de gota.

Chilton y Genereaux (1933) revisaron los datos existentes sobre la presión de gota a través de bancos de tubo y re calcularon los datos para una base común de las fuentes originales. Ellos recomendaron las correlaciones siguientes de factores de fricción para $40 \leq ReD \leq 30000$ Para bancos de tubo triangulares:

$$f = 0.75 Re_D^{-0.2} \quad (2.1.1)$$

Grimison (1937) produjo un argumento de factor fricción completo para el flujo transversal en bancos de tubo en línea y en triangulo basados en los datos disponibles de Huce (1937) y Pierson (1937). Jakob (1938) estudió los mismos datos y obtuvo los factores de fricción para arreglos en línea y en triangulo en términos de distancias longitudinales y transversales y del numero de Reynolds basado en el diámetro del tubo ($2000 \leq ReD \leq 40000$).

$$f = \left\{ 0.25 + \frac{0.1175}{(a-1)^{1.08}} \right\} Re_{Dmax}^{-0.16} \quad (2.1.1)$$

Para el rango viscoso, la función para el número de Reynolds es

$$\frac{f}{2} = \frac{90}{Re_{Dmax}} \quad (2.1.2)$$

Y en rango turbulento es

$$\frac{f}{2} = \frac{0.96}{Re_{Dmax}^{-0.145}} \quad (2.1.3)$$

Para bancos de tubo en línea y en triangulo, Zukauskas y Ulinskas (1983) recomendaron después relaciones empíricas basadas en el número de Reynolds y distancias longitudinales y transversales, para nuestro análisis enfocaremos nuestra atención al arreglo triangular, esto se observa en la tabla 2.1.3:

ST	ReD Range	f/K1	K1
1.25	$3 < ReD < 1000$	$0.795 + \frac{247}{Re_D} + \frac{335}{Re_D^2} + \frac{1550}{Re_D^3} + \frac{2410}{Re_D^4}$	$\left(\frac{S_T}{S_L}\right)^{-0.048} y Re_D = 10^3$
	$103 < ReD < 2 \times 10^6$	$0.245 + \frac{3390}{Re_D} + \frac{0.984 \times 107}{Re_D^2} + \frac{0.132 \times 1011}{Re_D^3} + \frac{0.599 \times 1013}{Re_D^4}$	$0.5 < \left(\frac{S_T}{S_L}\right) < 3.5$
1.50	$3 < ReD < 1000$	$0.684 + \frac{111}{Re_D} + \frac{97.3}{Re_D^2} + \frac{426}{Re_D^3} + \frac{574}{Re_D^4}$	$1.28 - \frac{0.708}{\left(\frac{S_T}{S_L}\right)} + \frac{0.55}{\left(\frac{S_T}{S_L}\right)^2} + \frac{0.113}{\left(\frac{S_T}{S_L}\right)^3}$
	$103 < ReD < 2 \times 10^6$	$0.203 + \frac{2480}{Re_D} + \frac{0.758 \times 107}{Re_D^2} + \frac{0.104 \times 1011}{Re_D^3} + \frac{0.482 \times 1013}{Re_D^4}$	$0.45 < \left(\frac{S_T}{S_L}\right) < 3.5 y Re_D = 10^4$



2.0	$7 < Re_D < 100$	$0.713 + \frac{44.8}{Re_D} + \frac{126}{Re_D^2} + \frac{582}{Re_D^3}$	$0.93 \left(\frac{S_T}{S_L} \right)^{0.48}$
	$100 < Re_D < 1 \times 10^4$	$0.343 + \frac{303}{Re_D} + \frac{0.717 \times 10^5}{Re_D^2} + \frac{0.88 \times 10^7}{Re_D^3} + \frac{0.38 \times 10^9}{Re_D^4}$	$1.25 < \left(\frac{S_T}{S_L} \right) < 3.5 \text{ y } Re_D = 10^2$
2.5	$100 < Re_D < 5000$	$0.33 + \frac{98.9}{Re_D} + \frac{0.148 \times 10^5}{Re_D^2} + \frac{0.192 \times 10^7}{Re_D^3} + \frac{0.862 \times 10^8}{Re_D^4}$	$0.951 \left(\frac{S_T}{S_L} \right)^{0.254}$
	$5000 < Re_D < 2 \times 10^6$	$0.119 + \frac{4980}{Re_D} + \frac{0.507 \times 10^8}{Re_D^2} + \frac{0.251 \times 10^{12}}{Re_D^3} + \frac{0.463 \times 10^{15}}{Re_D^4}$	$1.25 < \left(\frac{S_T}{S_L} \right) < 3.5 \text{ y } Re_D = 10^3$

Tabla 2.1.3 relaciones empíricas basadas en el número de Reynolds y distancias longitudinales y transversales

Hattori y Takahashi (1993) desarrollaron experimentos sobre la transferencia de calor por convección forzada de una fila transversal de cilindros en el flujo transversal. Ellos midieron el número de Nusselt local y promedio para un cilindro en el rango de número de Reynolds de 6000 a 80,000 y dio una correlación para el número de Nusselt promedio. Posteriormente Yamamoto y Hattori (1996) verificaron numéricamente sus valores de transferencia de calor para el mismo arreglo. Ellos encontraron buenos arreglos con aquellos obtenidos de experimentos en el agua por Hattori y Takahashi (1993).

Wang y Sangani (1997) desarrollaron un estudio numérico para determinar el número de Nusselt para flujo perpendicular para series de cilindros en el límite de pequeños números de Reynolds y grandes números de Peclet. Ellos obtuvieron una fórmula para relacionar el número de Nusselt y la permeabilidad de Darcy de las series de resultados obtenidos de sus simulaciones numéricas.

Este estudio se realizará para analizar la variación del exponente n (Re^n) respecto de los pasos longitudinal y transversal (S_1/S_2) bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo en el intervalo de $Re = 1\ 000$ a $15\ 000$ y para las relaciones $S_1/S_2 = 1.0, 2.0, 3.0, 4.0$ y 4.5 . Se presenta un resumen de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con flujo cruzado, los tipos de arreglos y los parámetros característicos de estos arreglos, así como una recopilación de algunas correlaciones.

2.2 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE COLBURN

Basado en los datos pertinentes disponibles hasta 1933, Colburn (1933) propuso una correlación simple de transferencia de calor para flujo a través de bancos de tubos de tubos en arreglo triangular:

$$Nu_D = 0.33 Re_{Dmax}^{0.6} Pr^{1/3} \quad (2.2)$$

Esta correlación trabaja bien para 10 o más filas de tubos en el arreglo triangular y para $10 < Re_D < 40000$. Entonces Hoge (1937), Pierson (1937), Omohundro et al. (1949), Bergelin et al. (1949, 1950, 1952), Jones y Monroe (1958), Gramo et al. (1958), Zukauskas (1972), Aiba et al. (1981, 1982), y Zukauskas y Ulinskas (1988) reportaron datos extensos experimentales sobre la transferencia de calor y la fricción del fluido durante flujo viscoso a través de los bancos de tubos en línea y en triángulo sobre diferentes condiciones de límite termales.



En esta metodología podemos observar que los valores del Número de Nusselt se mantendrán constantes, no importando la configuración de la geometría del banco de tubos ni de sus distancias longitudinales y transversales, solo dependerá directamente del Número de Reynolds, y en esta investigación se calculara en el rango $5000 < Re < 25000$ observando que esta metodología queda en el rango optimo estudiado $10 < Re_D < 40\,000$.

Observamos en el comportamiento de la metodología de Colburn, unas condiciones de banco de tubos de 10 filas, un mismo fluido que en este caso es el aire, un rango de número de Reynolds que oscila entre los 5000 y 25000 que es el rango que más se maneja en la industria, además con diferentes configuraciones de banco de tubos como son $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 . Por este motivo la metodología de Colburn puede ser una buena elección en nuestro estudio de transferencia de calor ya que su comportamiento permanece constante a lo largo de nuestro rango de Número de Reynolds y puede ser un buen parámetro para nuestras diferencias relativas y absolutas.

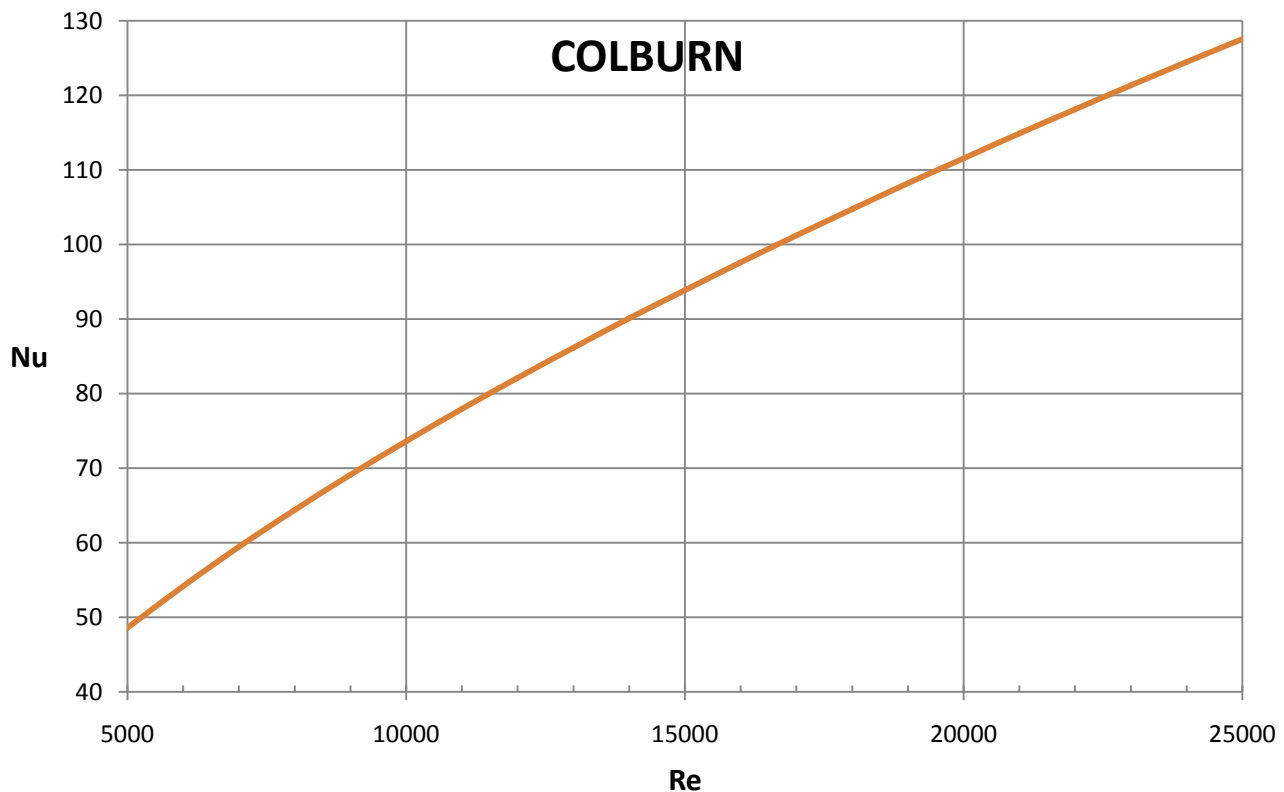


Figura 2.2 Correlación de Colburn para una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293 °K, $5000 < Re_D < 25000$, para 10 filas en adelante, medio de trabajo Aire, $Pr=0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 .

2.3 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE GRIMISON

Grimison estudió las características de bancos de tubos con arreglo en triángulo y en línea, y en base de los resultados obtenidos por sus investigaciones obtuvo a la siguiente correlación:

$$\overline{Nu}_D = C_1 Re_D^n Pr^{1/3} \quad (2.3)$$



La correlación es válida para un número de filas $N_1 \geq 10$ en un intervalo de $2\,000 < Re_D < 80\,000$ y para $Pr = 0.7$. Las propiedades de esta correlación fueron evaluadas a la temperatura promedio entre la superficie y el fluido. En la ecuación anterior C_1 y n se obtienen de la tabla 2.3 que relaciona el paso transversal con el diámetro y el paso longitudinal con el diámetro, así con estos valores podemos obtener las relaciones $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 que pertenecen a nuestro estudio, en donde las condiciones son banco de tubos de 10 filas, un mismo fluido que en este caso es el aire.

S_1/D								
	1.25		1.5		2.0		3.0	
S_2/D	C_1	n	C_1	n	C_1	n	C_1	n
Alineado								
1.25	0.348	0.592	0.275	0.608	0.100	0.704	0.0633	0.752
1.5	0.367	0.586	0.250	0.620	0.101	0.702	0.0678	0.744
2.00	0.418	0.570	0.299	0.602	0.229	0.632	0.1980	0.648
3.00	0.290	0.601	0.357	0.584	0.374	0.581	0.2860	0.608
Triangular								
0.600	-	-	-	-	-	-	0.213	0.636
0.900	-	-	-	-	0.446	0.571	0.401	0.581
1.000	-	-	0.497	0.558	-	-	-	-
1.125	-	-	-	-	0.478	0.565	0.518	0.560
1.250	0.518	0.556	0.505	0.554	0.519	0.556	0.522	0.562
1.500	0.451	0.568	0.460	0.562	0.452	0.568	0.488	0.568
2.000	0.404	0.572	0.416	0.568	0.482	0.556	0.449	0.570
3.000	0.310	0.592	0.356	0.580	0.440	0.562	0.428	0.574

Tabla 2.3 Coeficientes C_1 y n en la ecuación para diferentes arreglos de los bancos de tubos

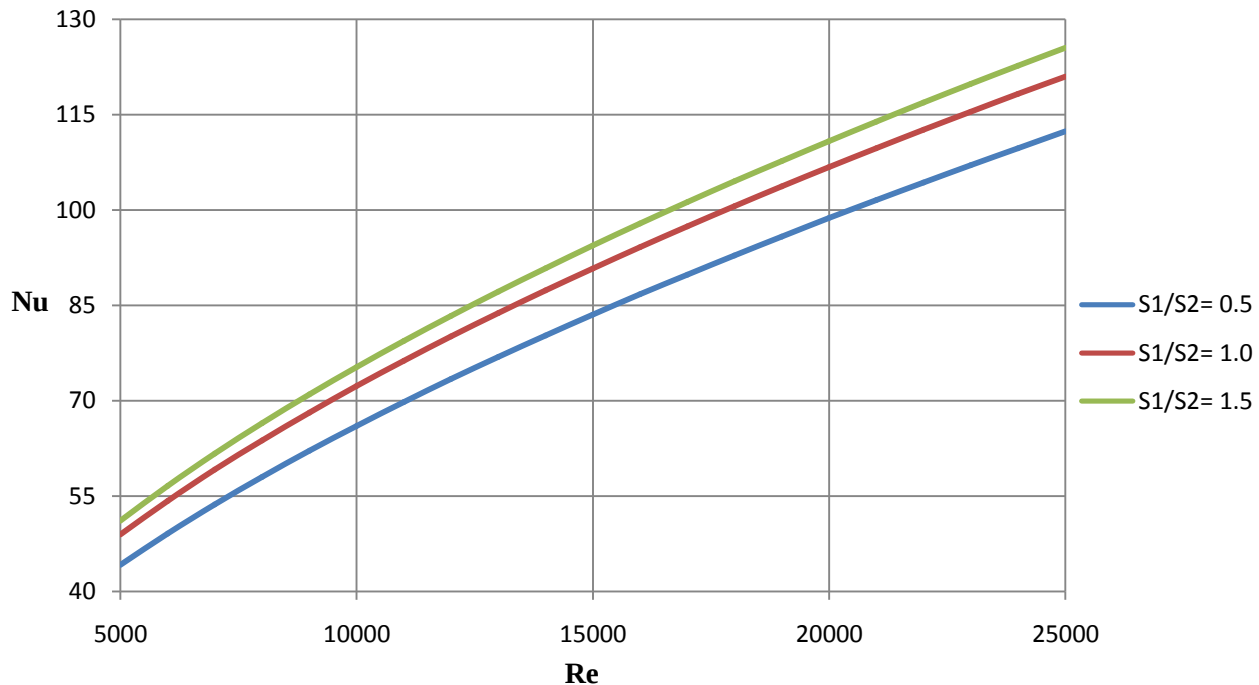


Figura 2.3 Correlación de Grimison para una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293 °K, $5000 < Re_D < 25\,000$, para 10 filas en adelante, medio de trabajo Aire, $Pr=0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2=0.5, 1.0$ y 1.5 .



Con todo lo mencionado observamos que en la metodología de Grimison la pendiente de la relación Número de Nusselt contra Número de Reynolds aumenta, además que el Número de Nusselt aumenta con cada valor de Número de Reynolds. Esto es a consecuencia de que las variables que presenta la metodología de Grimison, que son la C_1 y n , aumenta y disminuye respectivamente cuando la relación S_1/S_2 se está incrementando. Con esto obtenemos que para la metodología de Grimison influye mucho la geometría del banco de tubos, y cuanto mayor sea la distancia longitudinal con respecto a la transversal, será mayor el Número de Nusselt y por consiguiente será mayor el coeficiente de convección, recordando que este estudio será al valor máximo de $S_1/S_2 = 1.5$. Por esto para que podamos asignar la metodología de Grimison tendríamos que saber la geometría y espacio disponible de trabajo. Marcando otro punto importante que es la diferencial de presión que se presenta con el aumento de la relación de pasos que forma parte de la geometría del banco de tubos y que afecta a la transferencia de calor, con esto la realización del estudio se tiene que hacer con las condiciones óptimas teniendo como principal punto la geometría para obtener el máximo número de Nusselt.

2.4 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE ZHUKAUSKAS

La correlación propuesta por Zhukauskas [3] tiene la siguiente estructura:

$$\overline{Nu}_D = C Re_D^n Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{1/4} \quad (2.4.1)$$

Válida para un número de filas $N_L \geq 20$ en un intervalo $0.7 < Pr < 500$ y de $1000 < Re_D < 2 \times 10^6$.

Todas las propiedades se evalúan a la temperatura media logarítmica (LMTD), entre la entrada y la salida, excepto Pr_s que es evaluado a la temperatura de la superficie. La constante C para la correlación de Zhukauskas depende del arreglo como se muestra en la tabla 2.4.1

Disposición	Re_D	C	n
Alineada	$10-10^2$	0.8	0.4
Triangular	$10-10^2$	0.9	0.4
Alineada	10^2-10^3	Cilindro aislado	-
Triangular	10^2-10^3	Cilindro aislado	-
Alineada $S_1/S_2 < 0.7$	$10^3-2 \times 10^5$	0.27	0.63
Triangular $S_1/S_2 < 2$	$10^3-2 \times 10^5$	$0.35 (S_1/S_2)^{0.5}$	0.6
Triangular $S_1/S_2 > 2$	$10^3-2 \times 10^5$	0.4	0.6
Alineada	$2 \times 10^5 - 2 \times 10^6$	0.021	0.84
Triangular	$2 \times 10^5 - 2 \times 10^6$	0.022	0.84

Tabla 2.4.1 Propuesta por Zhukauskas para proponer los valores de C y n a diferentes números de Reynolds.

La tabla propuesta por Zhukauskas marca que para una relación S_1/S_2 con tendencia a incrementar, el valor de C aumenta, con valores inferiores e iguales de 2 y a valores mayores de 2 el valor de C permanece constante, y el valor de n permanece constante para ambos casos. Con esto se observa que cuando la relación $S_1/S_2 > 2$ los valores del coeficiente de convección dependerá únicamente de los valores del Número de



Reynolds, con lo cual podemos deducir que el coeficiente de convección presenta un incremento con cada incremento de número de Reynolds y graficando el Número de Nusselt contra el número de Reynolds se observa también un incremento visible en la pendiente de dicha relación.

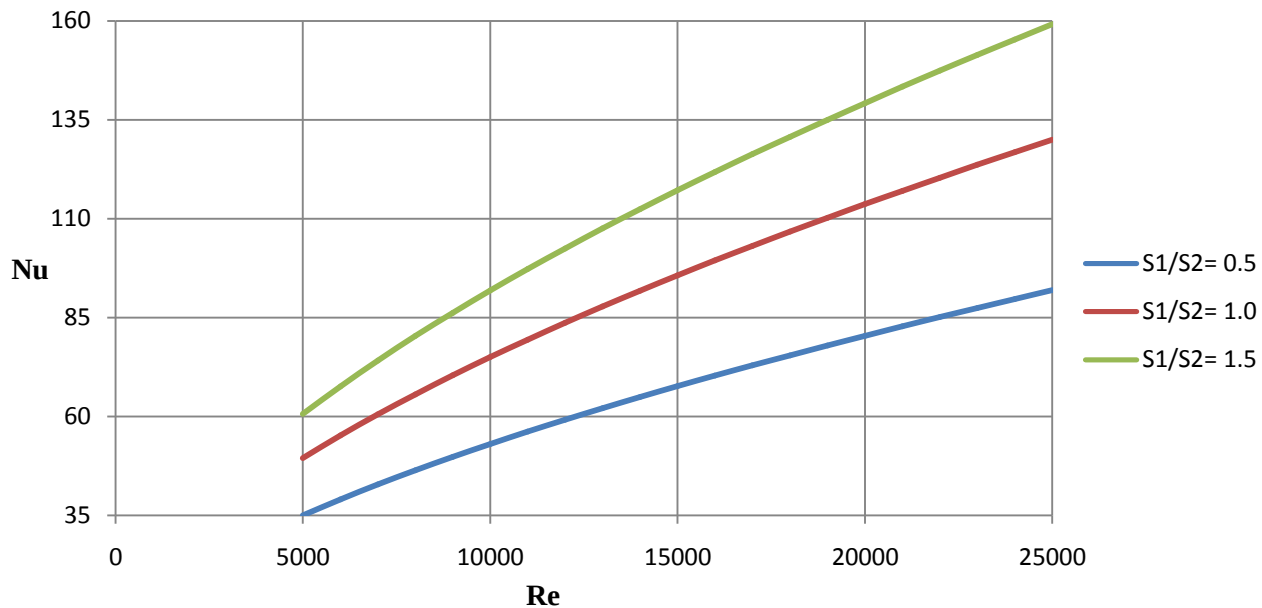


Figura 2.4.1 Correlación de Zhukauskas con una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293°K, $5000 < Re_D < 25000$, para 10 filas en adelante, medio de trabajo Aire, $Pr=0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2=0.5, 1.0$ y 1.5 .

En esta investigación se presentan dos diferentes modelos de metodologías para el cálculo de la transferencia de calor expuestas por Zhukauskas, en donde se observara la variación del cálculo de la transferencia de calor por ambas metodologías y obtener la más apropiada dentro de nuestras condiciones. De primera observación tenemos que esta metodología es válida para un mayor número de filas, pero analizaremos la diferencia de acuerdo a valores de Nusselt para cada Número de Reynolds y deduciremos si esta se encuentra dentro de los parámetros permitidos y de ser así la tomaremos en cuenta para nuestro análisis.

La otra metodología de Zhukauskas (1972) presento una relación experimental para el número de Nusselt promedio para un banco de tubos:

$$\overline{Nu}_D = FC Re_{Dmax}^n Pr^m \quad (2.4.2)$$

Donde los coeficientes C, m, y n están dados en la tabla 2.4.2

Geometría	C	n	m	Condición
Línea				
	0.9	0.4	0.36	$10 \leq ReDmax \leq 100$
	0.52	0.5	0.36	$100 \leq ReDmax \leq 10^3$
	0.27	0.63	0.36	$10^3 \leq ReDmax \leq 2 \times 10^5$
	0.21	0.84	0.4	$ReDmax > 2 \times 10^5$
Triangulo				
	1.04	0.4	0.36	$10 \leq ReDmax \leq 500$
	$0.35 \left(\frac{S_T}{S_L} \right)^{0.2}$	0.60	0.36	$\frac{S_T}{S_L} < 2$ $10^3 \leq ReDmax \leq 2 \times 10^5$
	0.40	0.60	0.36	$\frac{S_T}{S_L} > 2$ $10^3 \leq ReDmax \leq 2 \times 10^5$
	0.022	0.84	0.36	$ReDmax > 2 \times 10^5$

Tabla 2.4.2 Zhukauskas para determinar C, n y m para diferentes condiciones de número de Reynolds y relaciones S_1/S_2 .



Y el parámetro F esta dado en la siguiente tabla 2.4.3.

Líneas	1	2	3	4	5	7	10	13	16
Línea	0.70	0.80	0.86	0.90	0.93	0.96	0.98	0.99	1.00
Triangulo	0.64	0.76	0.84	0.89	0.93	0.96	0.98	0.99	1.00

Tabla 2.4.3 Determina el factor de corrección para la relación de Zhukauskas.

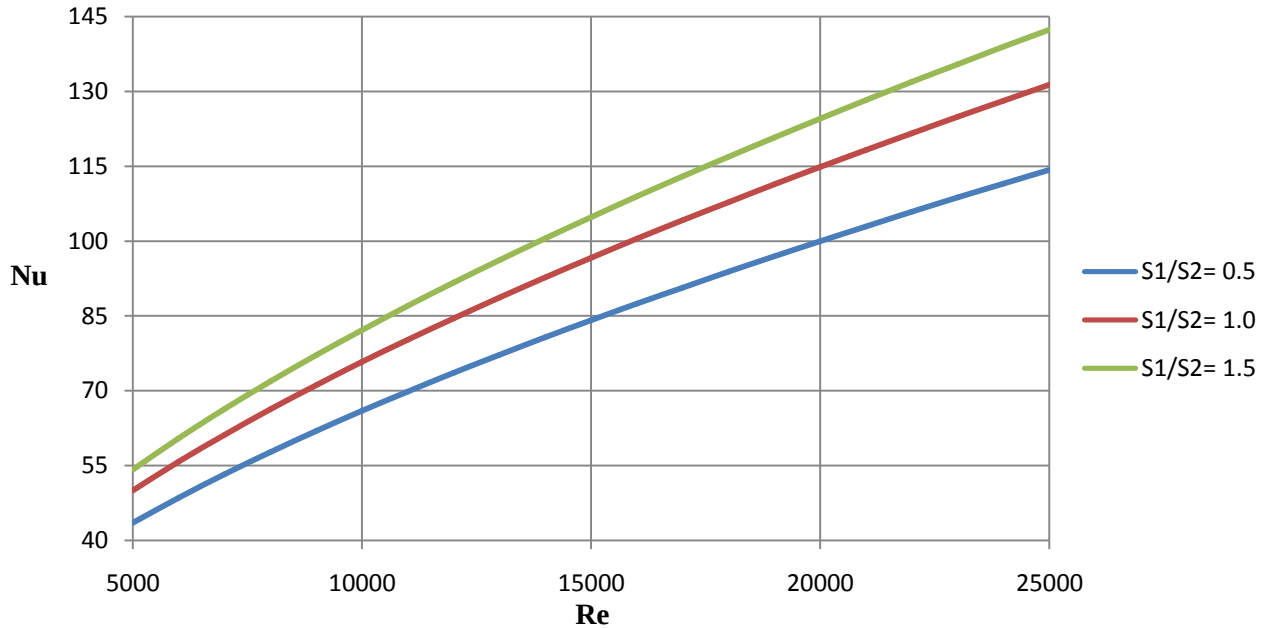


Figura 2.4.2 Correlación de Zhukauskas con una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293°K, $5000 < Re_D < 25000$, para 10 filas en adelante, medio de trabajo Aire, $Pr=0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2=0.5, 1.0$ y 1.5 . Correlación de Zhukauskas para un intervalo de $1000 < Re_D < 2 \times 10^6$.

Presentamos las dos metodologías realizadas por Zhukauskas en donde observamos que la figura 2.4.2 tiene intervalos más pequeños en sus diferencias de máximos y mínimos para cada relación de pasos y para cada número de Reynolds, lo cual nos dice que la segunda relación es la más apropiada para nuestra comparación ya que si somos un poco mas minuciosos nos daremos cuenta que la relación de paso $S_1/S_2=1.0$ para ambas metodologías son exactamente iguales con lo que se confirma lo mencionado en párrafos anteriores, que la relación optima para el diseño de un intercambiador de calor, desde el punto de vista económico, mantenimiento y caída de presión es la que tiene el valor de 1. Retomando el tema se seleccionara la segunda metodología de Zhukauskas; con la primera tenemos valores mayores en las relaciones $S_1/S_2=0.5$ y 1.5 , ya que la segunda nos obligara a tener una mejor exactitud en el valor obtenido de numero de Nusselt en la investigación.

2.5 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE CHEN Y WUNG

Chen y Wung [8] validaron las ecuaciones de Zhukauskas utilizando una solución numérica para régimen laminar de $50 < Re_D < 1000$ en el régimen de transición a $10^3 < Re_D < 2 \times 10^5$ Donde el exponte n de Re_D varía de 0.55 a 0.73 para bancos de tubos con arreglo en línea con un valor promedio de 0.63 y $S_1/S_2 \geq 0.7$

$$\overline{Nu}_D = 0.27 Re_D^{0.63} Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0.25} \quad (2.5.1)$$



Para bancos de tubos con arreglo en triángulo con $S_1/S_2 < 2$ la correlación es la siguiente:

$$\overline{Nu}_D = 0.35 \left(\frac{S_1}{S_2} \right) Re_D^{0.60} Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0.25} \quad (2.5.2)$$

Con $S_1/S_2 \geq 2$ la correlación es:

$$\overline{Nu}_D = 0.40 Re_D^{0.60} Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0.25} \quad (2.5.3)$$

Para régimen turbulento $Re_D = 2 \times 10^5$ el exponente n de Re es mayor a 0.8 lo que corresponde a un exponente de capa límite turbulenta para la parte frontal del tubo y para la parte posterior el exponente $n = 0.84$. Por lo tanto para banco de tubos en línea la correlación es:

$$\overline{Nu}_D = 0.021 Re_D^{0.84} Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0.25} \quad (2.5.4)$$

Para banco de tubos con arreglo en triángulo y $Pr > 1$:

$$\overline{Nu}_D = 0.022 Re_D^{0.84} Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0.25} \quad (2.5.5)$$

Y si $Pr = 0.7$ entonces la correlación es la siguiente:

$$\overline{Nu}_D = 0.019 Re_D^{0.84} \quad (2.5.6)$$

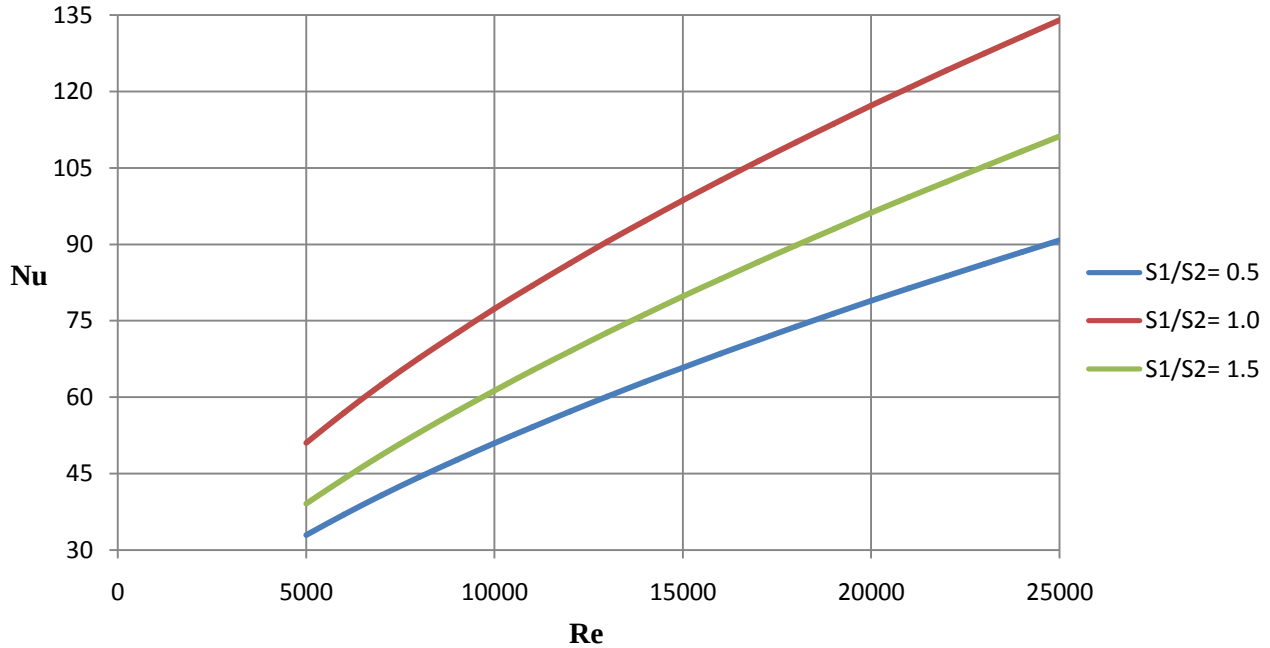


Figura 2.5 Comportamiento de la correlación de Chen y Wung con una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293°K, $5000 < Re_D < 25\,000$, válida para un número de filas $N_L \geq 10$, medio de trabajo Aire, $Pr=0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 .

Observamos que en la metodología de Wung y Chen la configuración del banco de tubos marca un cambio significativo en la transferencia de calor, donde de forma similar con la metodología de Zhukauskas marca un punto importante en donde la pendiente y valores de Nusselt se vuelven constantes y este es cuando $S_1/S_2 \geq 2$,



cuando esta relación es menor a 2 la geometría del banco de tubos tiene una influencia importante en el incremento de la pendiente en la relación de Numero de Nusselt y el Numero de Reynolds, además de un incremento en el coeficiente de convección. Hablando de la mayoría de los investigadores en transferencia de calor con intercambiadores de calor presentan valores similares de la constante C y del exponente n en sus metodología después de una relación de paso $S_1/S_2 = 2$, esto es una observación muy valiosa para la investigación y además se obtendrá el porqué de esta deducción.

En estudios más especializados cuando se manejan número de Reynolds más elevados hablando en el régimen turbulento la metodología de Chen y Wung cambia, pero ese estudio permanece lejos de los márgenes de Número de Reynolds utilizados en el giro industrial y por consiguiente en el interés de esta investigación.

2.6 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE ACHENBACH

Achenbach amplió los datos para bancos de tubos en arreglo triangular para:

$$4.5 \times 10^5 < Re_D < 7 \times 10^6$$

Con extremo transversal $S_1/D = 2$ y con extremo lateral $S_2/D = 1.4$ por lo que la correlación a la cual llegó es:

$$\overline{Nu}_D = 0.0131 Re_D^{0.883} Pr^{0.36} \quad (2.6)$$

Achenbach también investigó el efecto que produce la rugosidad en los tubos en la transferencia de calor y la caída de presión en bancos de tubos con arreglo en línea en régimen turbulento.

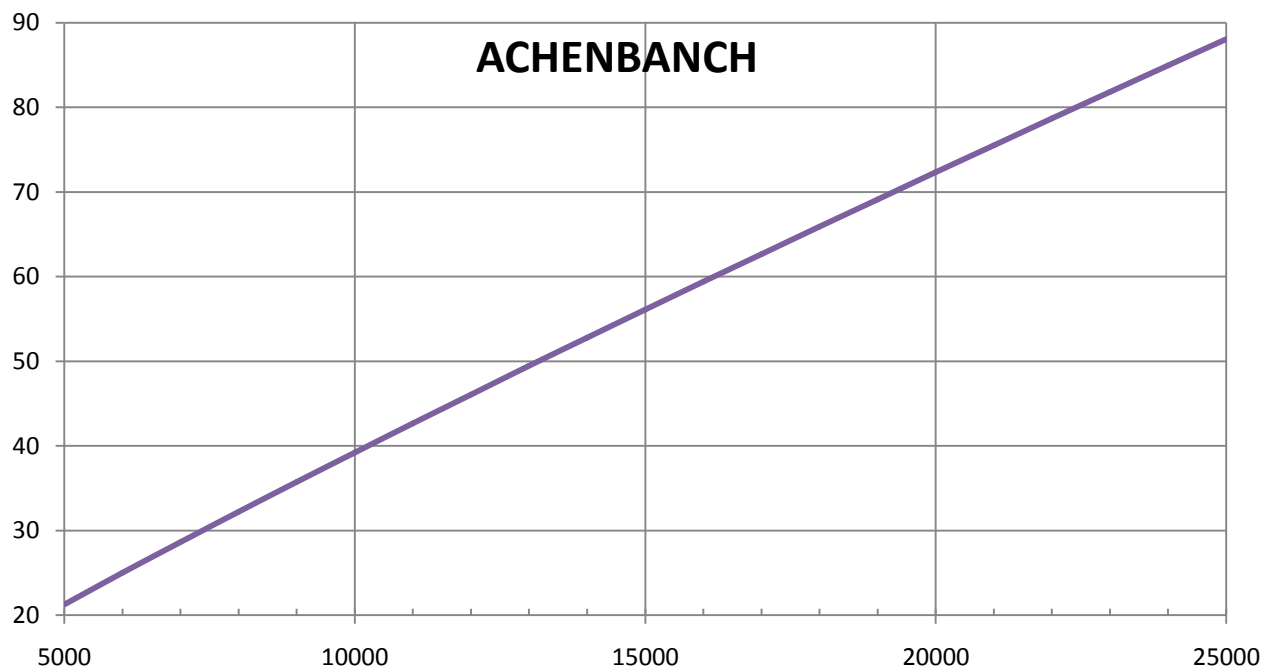


Figura 2.6 Correlación de Achenbach para un intervalo de $4.5 \times 10^5 < Re_D < 7 \times 10^6$ para $Pr = 0.7$ y válida para un número de filas.



Como observamos esta metodología se encuentra en unos valores de Reynolds mucho mayores que los investigados en este estudio, por eso no es considerado en la comparación que es realizada en este capítulo. Simplemente se colocó para observar que tan distante está esta metodología de las demás. A la figura 2.6 se le aplicaron las mismas condiciones que las demás metodologías y se obtuvo una pendiente con tendencia recta que en los otros casos y números de Nusselt muy pequeños, además que en esta metodología no cambia el número de Nusselt con el incremento o decremento de las relaciones de paso, con esto se decidió descartar a este investigador.

Correlación de Aiba

Aiba y sus colaboradores demostraron que en una sola fila de tubos muy cercanos entre sí existe un número de Reynolds crítico (Re_{Dc}). Debido a que por debajo de Re_{Dc} , se forma una región de estancamiento detrás del primer cilindro y a que la transferencia de calor se reduce en los cilindros restantes y que por encima de Re_{Dc} , la región de estancamiento se transforma en un vórtice e incrementa la transferencia de calor en los cilindros subsecuentes. Por lo que para un intervalo de $1.15 \leq S_2/D \leq 3.4$, se tiene la siguiente correlación:

$$Re_{Dc} = 1.14 \times 10^5 \left(\frac{S_2}{D} \right)^{-5.84}$$

A partir de los datos para bancos de tubos muy cercanos entre sí ($1.01 \leq S_1/D = S_2/D \leq 1.05$) se concluye que no se presenta el comportamiento discontinuo cuando la fila única de tubos se coloca en un banco compuesto de varias filas de tubos.

2.7 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE HUGUE Y PIERSON

Los datos experimentales de Hugel (1937) y Pierson (1937) para ambos arreglos los llevaron a una ecuación de la forma:

$$\overline{Nu}_D = C Re_{Dmax}^n \quad (2.7)$$

Esta relación empírica para bancos de tubos tenía 10 a más líneas de tubos en la dirección del flujo. Los valores de C y n están dados en la siguiente tabla 2.7

S_1/D								
	1.25		1.5		2.0		3.0	
S_2/D	C_1	n	C_1	n	C_1	n	C_1	n
Alineado								
1.25	0.348	0.592	0.275	0.608	0.100	0.704	0.0633	0.752
1.5	0.367	0.586	0.250	0.620	0.101	0.702	0.0678	0.744
2.00	0.418	0.570	0.299	0.602	0.229	0.632	0.1980	0.648
3.00	0.290	0.601	0.357	0.584	0.374	0.581	0.2860	0.608
Triangular								
0.600	-	-	-	-	-	-	0.213	0.636
0.900	-	-	-	-	0.446	0.571	0.401	0.581
1.000	-	-	0.497	0.558	-	-	-	-
1.125	-	-	-	-	0.478	0.565	0.518	0.560
1.250	0.518	0.556	0.505	0.554	0.519	0.556	0.522	0.562
1.500	0.451	0.568	0.460	0.562	0.452	0.568	0.488	0.568
2.000	0.404	0.572	0.416	0.568	0.482	0.556	0.449	0.570
3.000	0.310	0.592	0.356	0.580	0.440	0.562	0.428	0.574

Tabla 2.7 C y n para diferentes condiciones de relaciones S_1/S_2 y arreglos triangular y en línea.

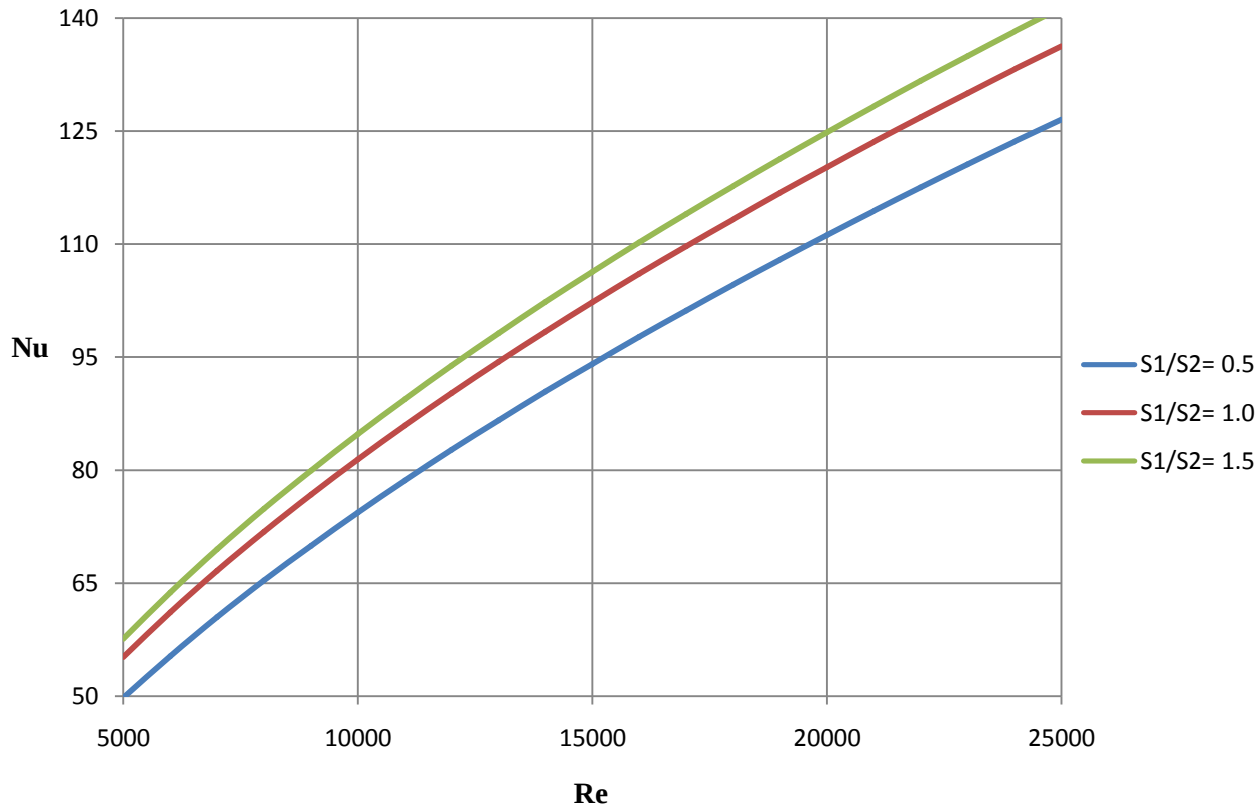


Figura 2.7 Comportamiento de la correlación de Hugen y Pierson con una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293°K, $5000 < Re_D < 25\,000$, válida para un número de filas $N_L \geq 10$, medio de trabajo Aire, $Pr = 0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 .

Correlación de Hugen y Pierson para un intervalo de $1000 < Re_D < 40000$ para $Pr = 0.7$ y válida para un número de filas.

Con observamos la pendiente de la metodología de Hugen y Person la relación número de Nusselt contra número de Reynolds aumenta, además que el número de Nusselt aumenta con cada valor de número de Reynolds. Con esto obtenemos que para la metodología de Hugen y Pierson influye mucho la geometría del banco de tubos, y esto nos llevara a tener Números de Nusselt elevados cuando la sección longitudinal sea mayor con respecto a la transversal y por consiguiente será mayor el coeficiente de convección y así determinamos que en las metodologías presentadas marca mucho la configuración del banco de tubos como principal punto. Prestando más atención a la figura 2.7 tenemos que las relaciones de pasos de 1 y 1.5 presentan un intervalo más pequeño entre sus máximos y mínimos con lo cual se podría seleccionar esta metodología para estas relaciones en nuestra investigación como punto comparativo. Pero esto no los dirá nuestra comparación general presentada en los próximos puntos de este capítulo.

2.8 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE HAMILTON

Hamilton et al. (2002) usó un elemento finito de 3-D basado en una simulación numérica para modelar las características de transferencia de calor de un intercambiador de calor de serie bancos de tubos aletados en triángulos cortos. La simulación fue validada contra datos experimentales, y luego usada para estimar en general la serie del coeficiente de transferencia de calor promedio y la presión de gota para varias configuraciones de tubos aletados y números de Reynolds.



Ellos propusieron la siguiente relación de número de Nusselt para un rango limitado de configuraciones y numero de Reynolds:

$$\overline{Nu}_D = C Re_{Dmax}^n \dots \dots \dots (2.8)$$

Donde los valores de C y n están dados en la tabla 2.8

SL/D	ST/D							
	1.25		1.5		2.0		3.0	
	C ₁	n	C ₁	n	C ₁	n	C ₁	n
1.25	0.0905	0.7140	0.1024	0.7099	0.0860	0.7355	0.1377	0.6832
1.5	0.1881	0.6277	0.1247	0.6850	0.1465	0.6696	0.1826	0.6476
2.00	0.1406	0.6542	0.0813	0.7297	0.1203	0.6935	0.1619	0.6621
3.00	-	-	0.0750	0.7309	0.1504	0.6692	0.1094	0.7019

Tabla 2.8 C y n para diferentes condiciones de relaciones S_T/S_L y arreglos triangular y en línea.

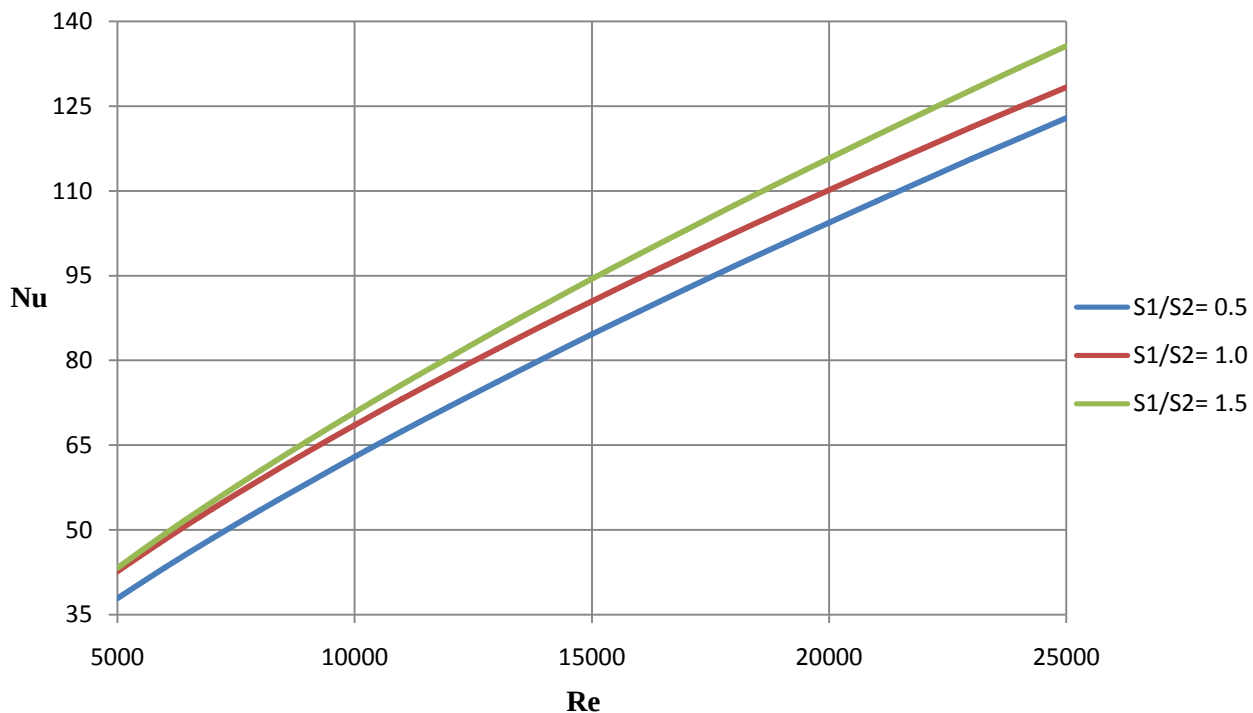


Figura 2.8 Comportamiento de la correlación de Hamilton con una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293°K, $5000 < Re_D < 25\,000$, válida para un número de filas $N_L \geq 10$, medio de trabajo Aire, $Pr=0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 .

Esta relación trabaja solo para $3500 < Re_{Dmax} < 14000$. Donde los valores de **C** y **n** están dados en una tabla donde se encuentran relacionados el paso transversal con el diámetro y el paso longitudinal con el diámetro, así con estos valores podemos obtener las relaciones $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 , que pertenecen a nuestro estudio.

Con lo expuesto en este capítulo hasta el momento nos podemos dar cuenta que los investigadores en transferencia de calor para bancos de tubos se basaron en una relación característica donde predominan dos



variables importantes, una constante C y un exponente n en el numero de Reynolds, cambiando el valor de los mismos para cada investigador, deduciendo su valor a través de sus pruebas y en la forma del como se hizo, de ahí, radica el intervalo de máximos y mínimos que se presentaran más adelante, justificando así, hacer una buena investigación para que los valores comparativos de esta se encuentren en los intervalos marcados en este capítulo.

Se propone hacer una tendencia a la grafica de Hamilton para que la metodología pueda ser requerida dentro de la comparación que se efectuara posteriormente, en donde se deducirán los valores máximos y mínimos para cada valor de numero de Reynolds y así poder hacer la comparación de metodologías, en donde se presume que se ubicaran los valores experimentales de este estudio, haciendo así una justificación del experimento.

Realizando una investigación más profunda, obtenemos que Hamilton en las configuraciones geométricas $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 tiene diferencias muy pequeñas lo cual nos dice que a pesar de su rango en el número de Reynolds es una metodología muy importante que nos obliga a tener valores más exactos en nuestro experimento. Esta idea hace una justificación en donde la tendencia que se realizo a la metodología para su intervención en esta investigación sea aceptada.

2.9 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBO DE TAHAT

Los rendimientos del estado fijo termal y la resistencia de flujo de aire fueron investigados experimentalmente por Tahat et al. (1994). El estudió los efectos de varias configuraciones geométricas de aletas y encontraron la separación de aletas óptima en ambas direcciones para alcanzar la velocidad máxima de transferencia de calor. El estableció una relación general empírica para el número de Nusselt promedio que puede ser usado tanto para arreglos en línea como para en triángulo.

$$Nu_D = 0.355 \left(\frac{S_T}{W} \right)^{0.0446} + \left(\frac{S_L}{L} \right)^{0.048} Re_{Dmax}^{0.585} \dots\dots\dots (2.9)$$

Tahat et al. (2000) repitió experimentos previos para un rango mayor de Re_{Dmax} , ST/W , and SL/L , para conseguir relaciones separadas para los arreglos de línea y en triángulo.

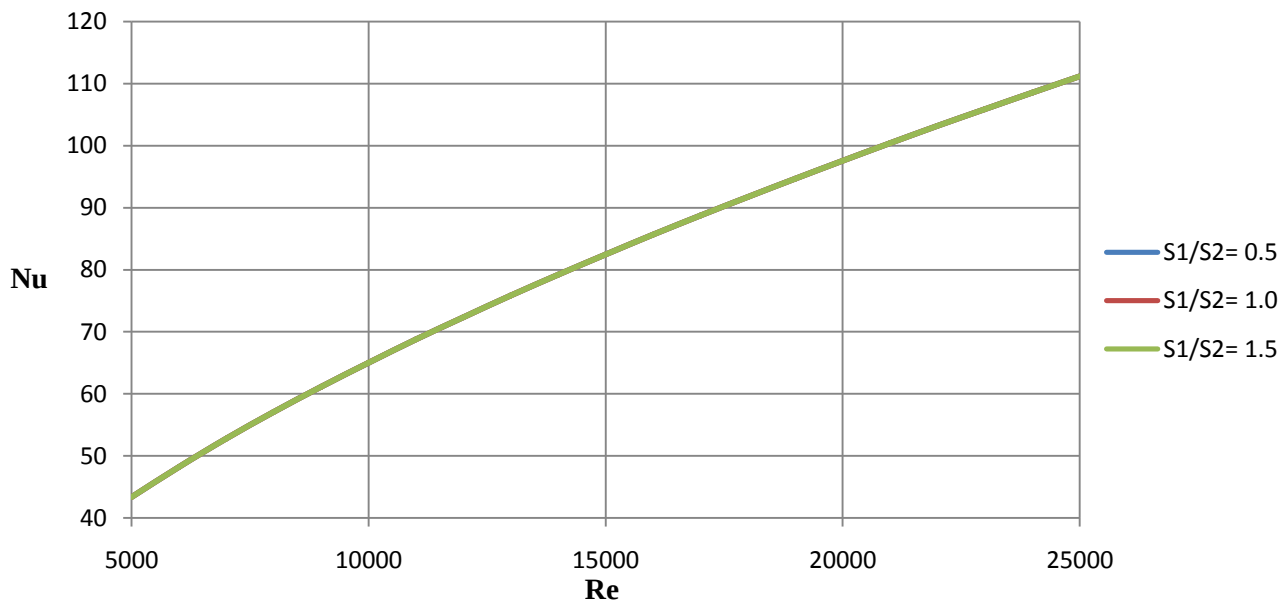


Figura 2.9 Correlación de Tahat comportamiento con una presión de 101.325 Kpa. Temperatura de entrada de 293°K, $5000 < Re_D < 25000$, válida para un número de filas $N_L \geq 10$, medio de trabajo Aire, $Pr=0.7$ y relaciones de paso $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 .



Esta metodología es válida para un intervalo de $1000 < Re_D < 40000$.

Observando el modelo presentado por Tahat, a simple vista podemos deducir que se trata de un modelo que está directamente relacionado con la configuración geométrica del banco de tubos, pero dando un vistazo a la figura 2.9 tenemos que para las diferentes relaciones de pasos como son $S_1/S_2 = 0.5, 1.0$ y 1.5 se presenta solo una curva, esto se debe a que para los mismos números de Reynolds presentan el mismo número de Nusselt a causa de que lo que varía en la ecuación 2.9 es simplemente el paso longitudinal y el paso transversal, además de la longitud y ancho del banco de tubos, pero ambos están vinculados, el paso transversal con el ancho y el paso longitudinal con la longitud del banco de tubos son directamente proporcionales con lo cual cuando varía el ancho del banco de tubos automáticamente cambia el paso transversal y así similarmente con la longitud y el paso longitudinal del mismo, cumpliéndose esto únicamente respetando el mismo número de tubos a lo ancho y el mismo número de filas del banco de tubos, por esta razón se presenta solo una curva.

Más tarde en 2004 Khan repitió experimentos previos para un rango mayor de Re_{Dmax} , ST/W , and SL/L , para conseguir relaciones separadas para los arreglos de línea y en triangular. En todas las metodologías desarrolladas para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos, los coeficientes principales en las ecuaciones son: C y n dados en tablas para diferentes arreglos de los tubos.

2.10 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA BANCOS DE TUBOS LISOS

La única metodología del cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos que propone dependencias para los coeficientes principales esta publicada en el Manual para el cálculo de intercambiadores de calor y bancos de tubos aletados (2007), En esta metodología el coeficiente C_q y exponente n son funciones de los parámetros geométricos del banco de tubos aletados (X).

$$Nu_c = 1.13 \cdot C_q Re^n \cdot Pr^{0.33} \quad (2.10.1)$$

Donde:

$$n = 0.7 + 0.08 \cdot \tanh(X) + 0.005 \cdot \psi_A \quad (2.10.2)$$

$$C_q = (1.36 - \tanh(X)) \left(\frac{1.1}{\psi_A + 8} - 0.014 \right) \quad (2.10.3)$$

$$X = \frac{S_1}{S_2} - \frac{1.26}{\psi_A} - 2 \quad (2.10.4)$$

Las ecuaciones (11-14) están desarrolladas para bancos de tubos con aletas redondas, cuadradas o espirales. El parámetro ψ_A es el coeficiente aletado y para aletas anulares es igual a:

$$\psi_A = \frac{1}{2d \cdot S_A} D^2 - d^2 + 2 \cdot D \cdot \delta_2 + 1 - \frac{\delta_1}{S_A} \quad (2.10.5)$$



Donde: d y D son diámetros del tubo externo y de aleta; δ es el espesor de aleta; S_A es la separación entre de aletas. El parámetro ψ_A significa la relación de áreas de intercambio de calor de tubo aletado y de tubo liso. Para tubo liso el parámetro $\psi_A = 1$.

Las graficas en la figura 2.10.1 presentan los cálculos de intercambio de calor externo en bancos de tubos aletados con arreglo triangular con relaciones de pasos S_1/S_2 de 0.5 hasta 6.0 y coeficientes de aletado de 1.2 a 35 en el flujo de aire con $Re=10000$. El banco de tubos con aletas pequeñas $\psi_A = 1.2$ (altura de la aleta un poco mayor que el capa límite del fluido) el número de Nusselt cambia desde 64 hasta 95 en dependencia de relación de pasos y tiene valor máximo para $S_1/S_2 = 3.0$. El exponente n en la ecuación (2.10.1) cambia de 0.62 a 0.78 (figura 5) para $\psi_A=1.2$ como tangente hiperbólico. El coeficiente C_q en la ecuación (2.10.1) cambia de 0.038 a 0.249 (figura 2.10.3) para $\psi_A=1.2$ como tangente hiperbólico.

Es posible que en bancos de tubos lisos los coeficientes C_q y n también cambian como tangentes hiperbólicos y existen relaciones de los pasos S_1/S_2 con coeficientes de transferencia de calor máximos.

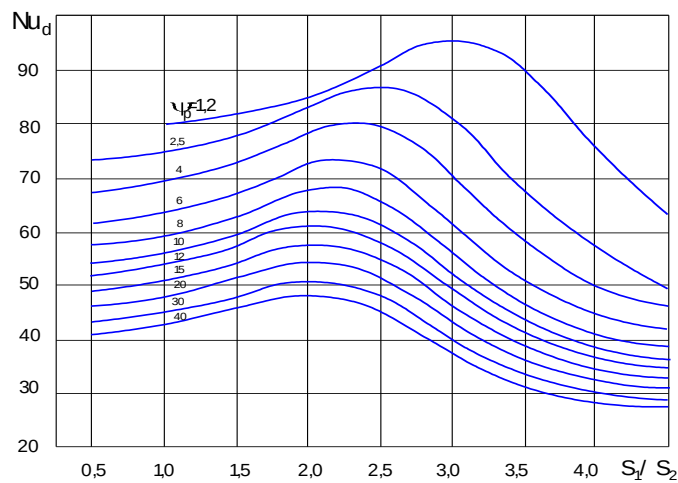


Fig. 2.10.1. Relación entre el número Nu_d respecto al coeficiente de aletado ψ_A y al parámetro S_1/S_2 para los bancos de tubos con arreglo en cuadro girado y un $Re_d = 10000$.

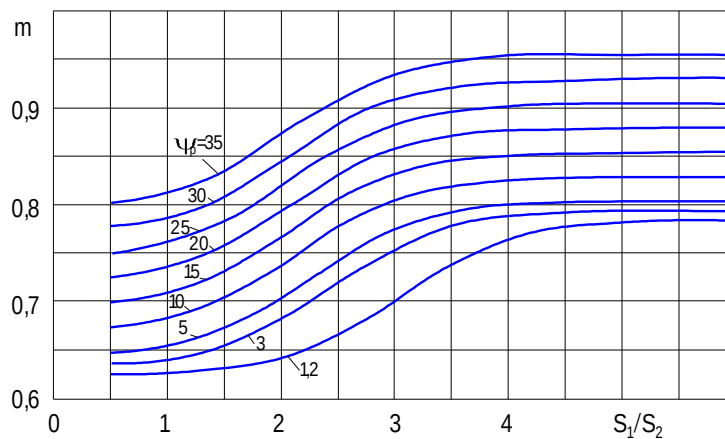


Fig. 2.10.2. Relación entre el exponente n del número de Reynolds en la ecuación (2.28) respecto a las características geométricas de los bancos de tubos con arreglo en cuadro girado

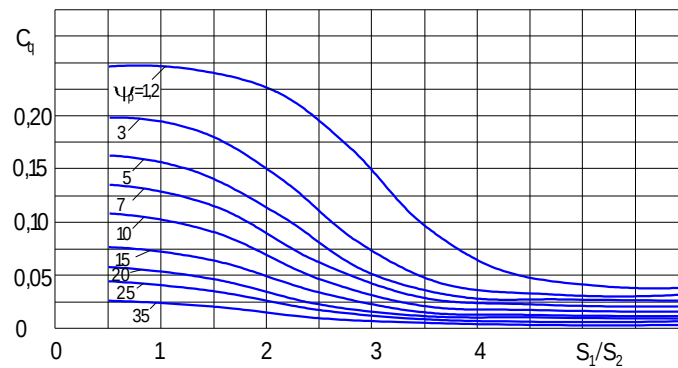


Fig. 2.10.3. Relación entre el coeficiente C_q en la ecuación (2.28) con respecto a las características geométricas de los bancos de tubos con arreglo en cuadro girado.

2.11 COMPARACIÓN DE METODOLOGÍAS PARA EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS

En las figuras 2.11.1, 2.11.2 y 2.11.3 se muestra resultados de los cálculos de la transferencia de calor usando las ecuaciones (2.2-2.10) que alcanzan nuestro estudio para las cuales tenemos las mismas condiciones. Estas condiciones son: los tres bancos de tubos con arreglo triangular y relaciones de los pasos transversal y longitudinal 0.5, 1.0 y 1.5; diámetros exteriores de los tubos $d=12.7\text{mm}$; fluido de trabajo externo – aire a condiciones estándar – $P=1\text{bar}$, $T=293\text{K}$.

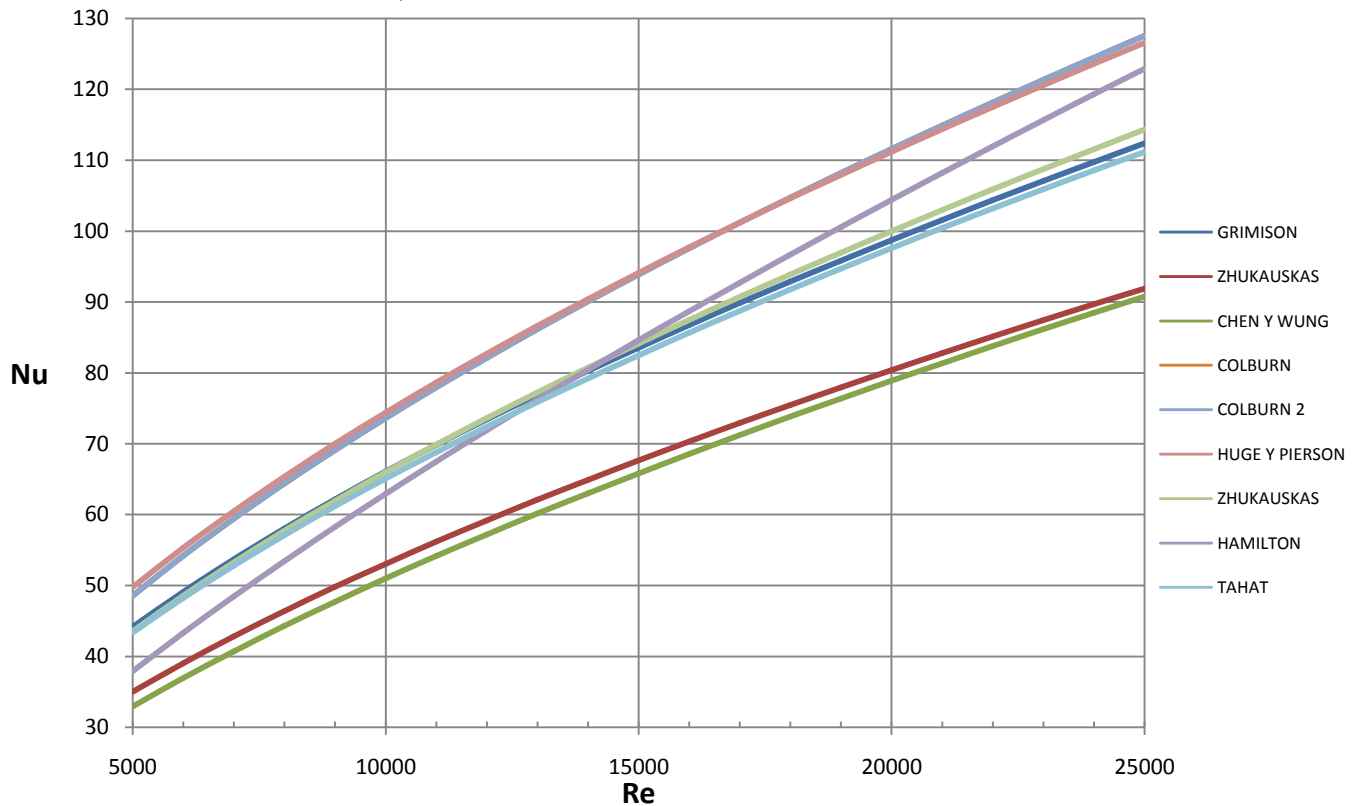


Figura 2.11.1 Gráfica comparativa de la correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo. Para una relación $S_1/S_2 = 0.5$.



Observamos que algunos metodos llevan la misma tendencia pero un poco se llegan a crecer o a decrecer tal es el caso de Grimison [16], Zhukauskas [3, 5] y Tahat [27] esto se debe a que sus metodologías se basan directamente en la geometria del banco de tubos en su caso Zhukauskas [5] y Grimison [16] por una tabla para obtener los constantes y Tahat directamente con su modelo presentado. Huye y Pearson [17, 18] es de 0.58 y para Colburn [15] es de 0.6, ademas que la constante C tiene un valor promedio de 0.34 entre ambas metodologías. Para esta geometria se puede decir que ambas son identicas.

Analizamos tambien el metodo de Wung y Chen [11] ubicado en la parte minima de la figura 7. Esto es originado por el anexo que se le hizo a su modelo que es la relacion de distancias transversal y longitudinal, puesto que si observamos a detalle se observa que es el mismo modelo que Zhukauskas [5] que Colburn [15], que Grimison [16] pero con Wung y Chen [11] se tiene que los valores de n y C son constantes y que el valor que cambia es la relacion de distancias $S_1/S_2 = 0.5$. Por lo cual tendra un decremento en el valor de Numero de Nusselt para este arreglo de bancos de tubos.

Por ultimo observamos la metodologia de Hamilton la cual presenta la pendiente mas significativa, ademas de que sus valores maximo y minimo se encuentran en los valores promedios presentados en todas las metodologías, se tiene un punto de interseccion con algunas metodologías en el numero de Reynolds con valor de 12500. Esto es a consecuencia de que la constante n presentada en la metodologia es mucho mayor y como ésta se encuentra en un factor de cambio exponencial y esto causa un incremento en la pendiente. Nos damos cuenta en un punto importante que el numero de Nusselt calculado en las pasadas metodologías se incrementa de forma pequeña cuando se incrementa la relacion de pasos, como se observa en las fig. 2.11.1 este incremento se representa aproximadamente en un 15% en la parte mas pequeña del numero de Reynolds y un 12% en el valor maximo del numero de Reynolds presentado en esta investigacion.

Podemos marcar de forma empirica que se obtiene un incremento del Numero de Nusselt, cuando se tiene un valor incremental del numero de Reynolds, de manera similar cuando se realiza un cambio en su geometria, para definirlo concretamente cuando se incrementa la relacion de pasos S_1/S_2 , esto nos marca que si se mantiene constante el paso transversal S_1 ; que es la situación que se realizará en esta investigación, obtendremos bancos de tubos con un paso longitudinal S_2 pequeño lo cual nos dice que serán bancos de tubos con una longitud pequeña con relación a su sección transversal.

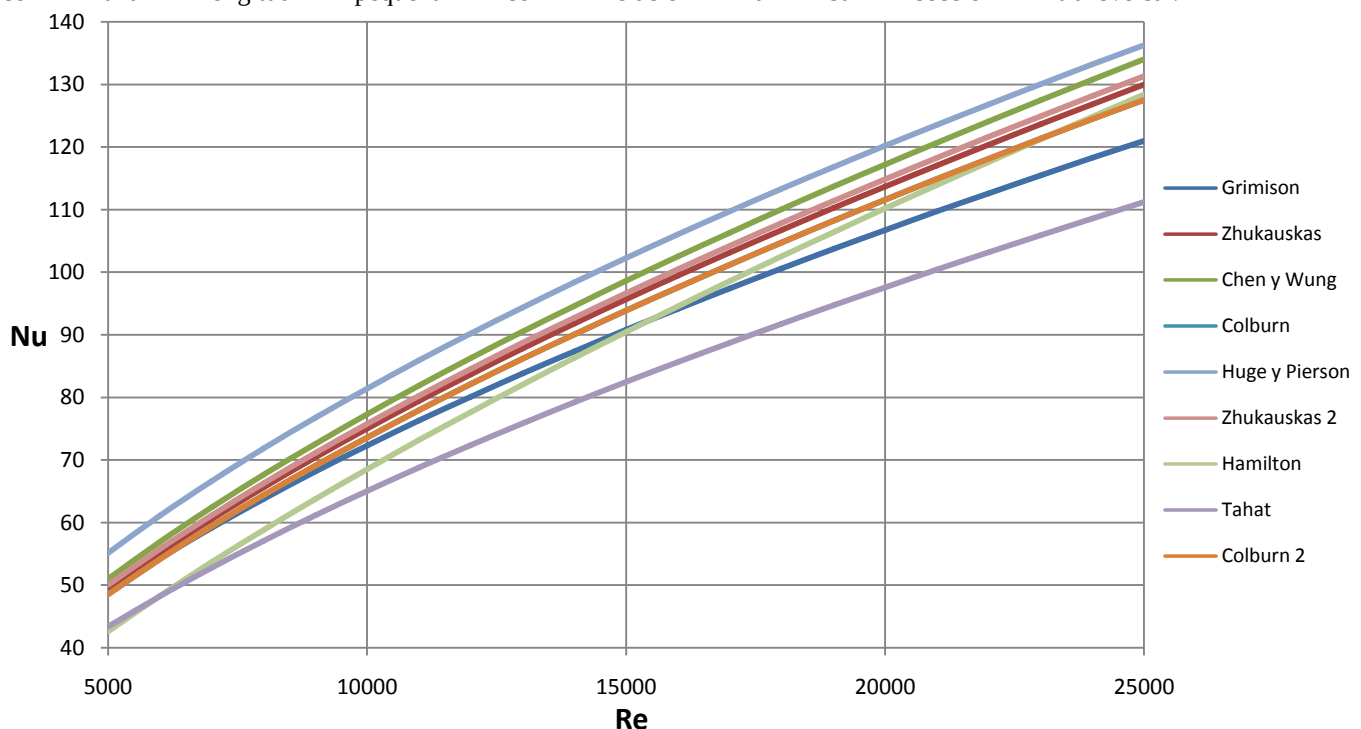


Figura 2.11.2 Gráfica comparativa de la correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo. Para una relación $S_1/S_2 = 1.0$.



En la figura 2.11.2 tenemos que la mayoría de las curvas presentan una variación en los valores del Numero de Nusselt casi proporcional una con respecto a la otra, además que todas presentan la misma pendiente y los valores máximo y mínimo se acortaron, lo cual nos dice que el arreglo de banco de tubos con relación de 1.0 es un arreglo que puede ser de suma importancia para nuestro estudio ya que se deberá presentar valores aproximados a los presentados en esta figura y que si por algún motivo este es mayor o menor tendríamos que reiniciar la investigación y encontrar en que parte está el error o reconsiderar las condiciones iniciales y finales de nuestras pruebas a realizar. La comparación de todos los métodos presentados es para observar la posible tendencia que deberá llevar los valores que se deberán obtener con las pruebas dentro de nuestra investigación. Estos valores obtenidos son presentados con las mismas condiciones geométricas del banco de tubos, que es la relación $S_1/S_2 = 0.5$, tomando en cuenta el mismo fluido que es el aire, un mismo rango de Número de Reynolds y un número de filas igual a 10.

En esta relación de paso $S_1/S_2 = 1.0$ obtenemos un porcentaje de variación del numero Nusselt para un posible error del 21% en el valor de 5000 del numero de Reynolds, haciendo su tendencia decreciente conforme aumenta el número de Reynolds y alcanzando un porcentaje del 17% en el valor de 25000 para el Reynolds. Por otra parte recordando y haciendo hincapié de que por cuestiones de un fácil mantenimiento y una fácil construcción y a causa de la caída de presión, los investigadores enfocaron sus experimentos a una configuración geométrica de $S_1/S_2 = 1.0$, por lo cual la figura 2.11.2 muestra diferencias pequeñas en su número de Nusselt. Y por esta cuestión pondremos más énfasis en esta configuración para nuestras pruebas experimentales.

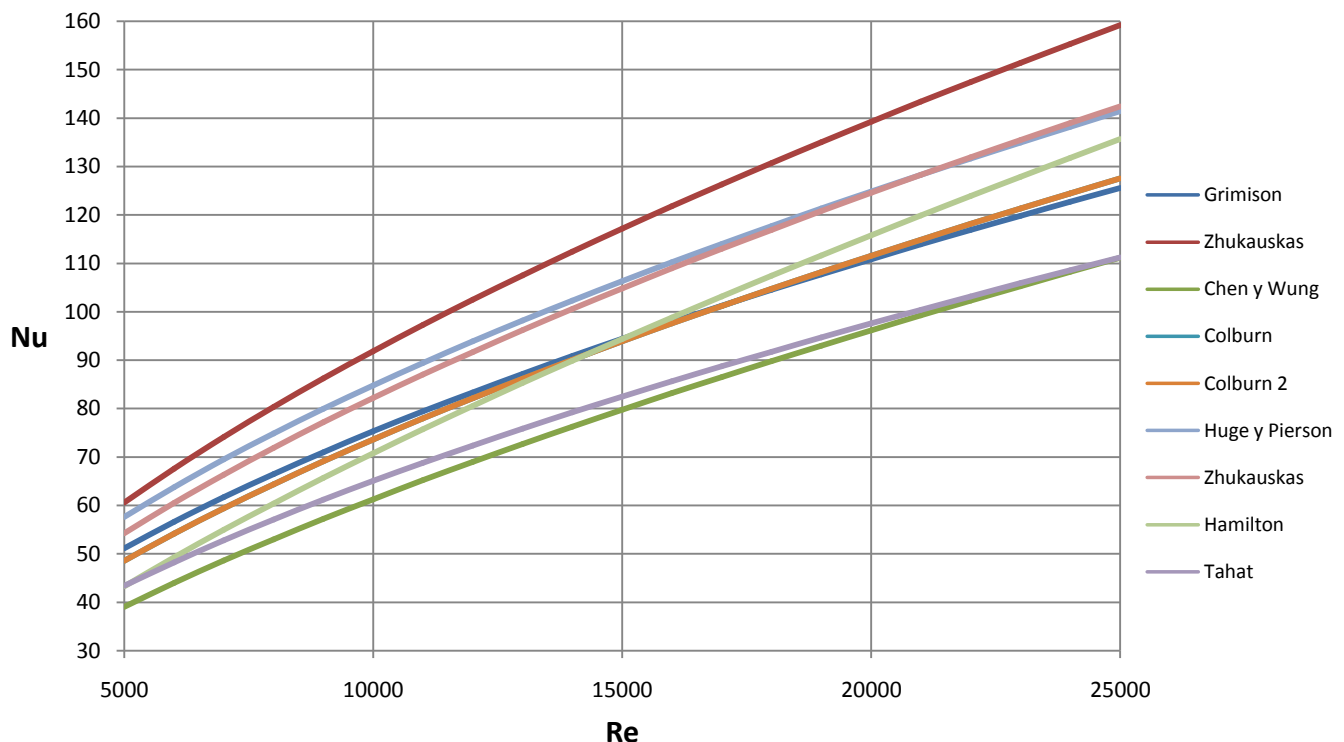


Figura 2.11.3 Gráfica comparativa de la correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo. Para una relación $S_1/S_2 = 1.5$.

Se observa y se justifica en las figuras 2.11.1, 2.11.2 y 2.11.3 que como se había mencionado con anterioridad la geometría de los bancos de tubos resulta ser de suma importancia para el desempeño del Numero de Nusselt, puesto que se presentan tres configuraciones diferentes con relaciones de distancias de $S_1/S_2 = 0.5$, 1.0 y 1.5 y se obtuvo un incremento en el Numero de Nusselt.



Como tenemos en la fig. 2.10.1 observamos que el máximo valor de numero de Nusselt se consigue con un valor de $S_1/S_2 = 3.5$, pero el problema que se presenta cuando se incrementa esta relación es que se genera una caída de presión que es contraproducente para el valor del numero de Nusselt.

Este gradiente de presión puede presentarse en un valor más pequeño en bancos de tubos lisos y esto se verificará experimentalmente en el próximo capítulo.

Algunos de los investigadores presentados en este estudio como punto comparativo, presentan valores de numero de Nusselt que dependen únicamente del numero de Reynolds, tal es el caso de Colburn, Achenbach y Tahat, los cuales observamos en su respectiva grafica. Se hace hincapié a esta observación puesto que la relación $S_1/S_2 = 1.5$ es el punto límite en donde los demás investigadores se comportan de forma ascendente en el numero de Nusselt con el incremento de las relaciones de paso S_1/S_2 , comenzando el valor de 2 en la relación de paso el valor de numero de Nusselt se comporta de forma constantes.

Tenemos en la figura 2.11.3 que en el valor 5000 del número de Reynolds todas las metodologías tienen diferente valor de numero Nusselt pero para los valores máximos de Nusselt de este estudio existen varias metodologías que coinciden con el valor como son Chen y Wung con Tahat, Hüge y Pierson con Zhukauskas y Grimison con Colburn, esto a consecuencia de que están presentando esa tendencia de ser constantes en el numero de Nusselt, y que variaran un poco algunas metodologías por las diferentes condiciones en las cuales cada uno de estos investigadores realizaron sus pruebas, y eso se refleja en los valores presentados de los valores de la constante C y del exponente n utilizados en los modelos de cada investigador.

2.12 DETERMINACION DEL VALOR MEDIO DE NUSSELT EN EL CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN BANCOS DE TUBOS.

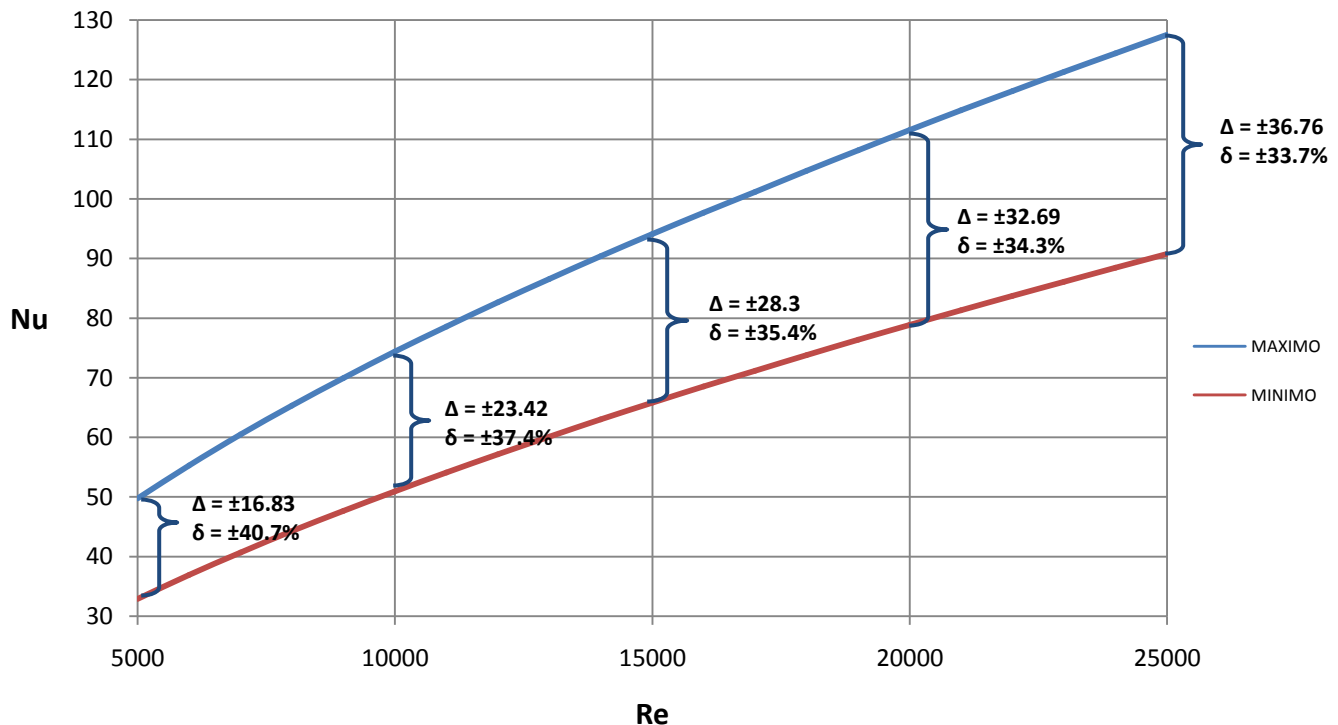


Figura 2.12.1 Gráfica comparativa de las correlaciones máximas y mínimas para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo. Para una relación $S_1/S_2 = 0.5$.

Se observa en la figura 2.12.1 un rango de número de Nusselt que existe entre la relación máxima y mínima con respecto a su Reynolds, y esto lo aplicamos a la investigación de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo triangular. La diferencia entre los valores máximos y mínimos del número de Nusselt



poco cambia con respecto a un incremento del número de Reynolds. Para el número de $Re=5000$ el número de $Nu=34\dots50$ (diferencia absoluta 16.8 y relativa 40.7%).

Para el número de $Re=25000$ el número de Nusselt tiene valores mínimos y máximos de 91 y 127 (diferencia absoluta 36.8 y relativa 33.7%). La diferencia absoluta desde una comparativa de diseño será de gran utilidad para nuestro estudio ya que para cada valor de numero de Reynolds comenzando desde el valor más bajo que es el de 5000 hasta los 25000 y para cada relación de paso debemos estar dentro de este rango para poder así justificar nuestro estudio y darle una utilidad. Se presume que esta aseveración será correcta y ustedes se preguntaran entonces ¿dónde está el cambio o la optimización de este experimento? Pues la respuesta se encuentra en el proceso de manufactura y mantenimiento entre un tubo aletado y un tubo liso ya que se costea mas en estos términos un tubo aletado que uno liso ahí radica la optimización en costo y en lo correspondiente a la transferencia de calor buscar un arreglo que pueda igualar estos valores de Nusselt y coeficiente de convección.

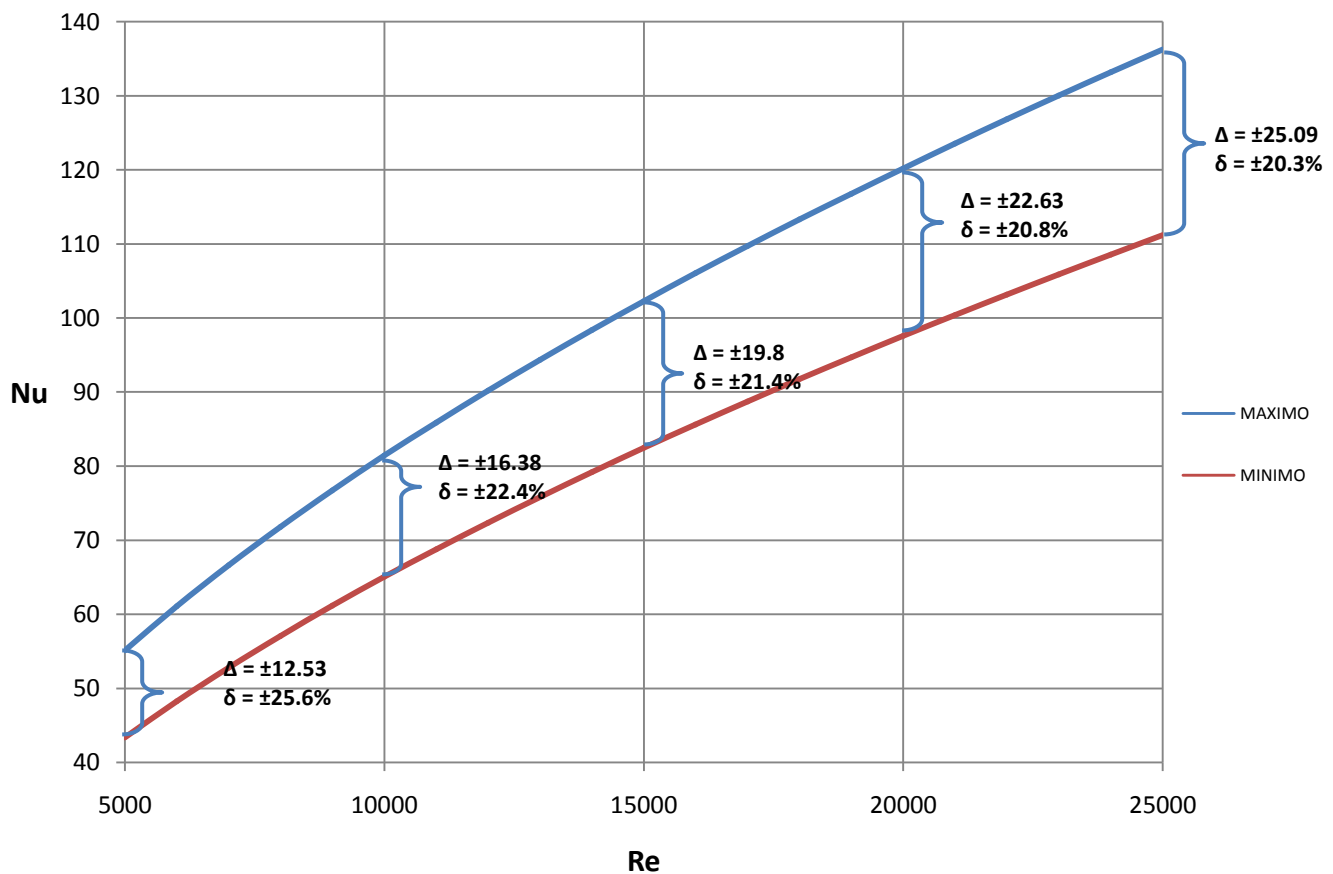


Figura 2.12.2 Gráfica comparativa de las correlaciones máximas y mínimas para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo. Para una relación $S_1/S_2 = 1.0$.

En las figuras 2.12.2 y 2.12.3 se presentan los cálculos de la transferencia de calor en bancos de tubos con una relación de pasos $S_1/S_2=1.0$ y 1.5. Podemos observar que diferentes métodos del cálculo de transferencia de calor publicados en libros de texto y en artículos actuales presentan resultados diferentes para los mismos bancos de tubos y en condiciones adecuadas. Las diferencias absolutas en valores de números de Nusselt cambian de 12.5 a 48.0 y relativas de 21% a 48%.



Como lo hemos manejado con anterioridad la relación de paso $S_1/S_2 = 1.0$ presenta los valores más pequeños para las diferencias tanto absolutas como relativas dejándonos un rango de número de Nusselt escaso para la investigación y causando que se reduzcan las perdidas en el experimento como son por viscosidad y por fricción. Tenemos en cuenta que el fluido de trabajo es aire y que las pérdidas que se generen por las causas ya mencionadas pueden ser resultas, en primer lugar por un buen diseño en los aparatos a construir y otro punto importante es que la viscosidad de una sustancia depende de la temperatura a la que este expuesta esta, con esto tenemos soluciones a los posibles problemas que se presenten en la experimentación que se realizara a futuro y que se comentara en los próximos capítulos.

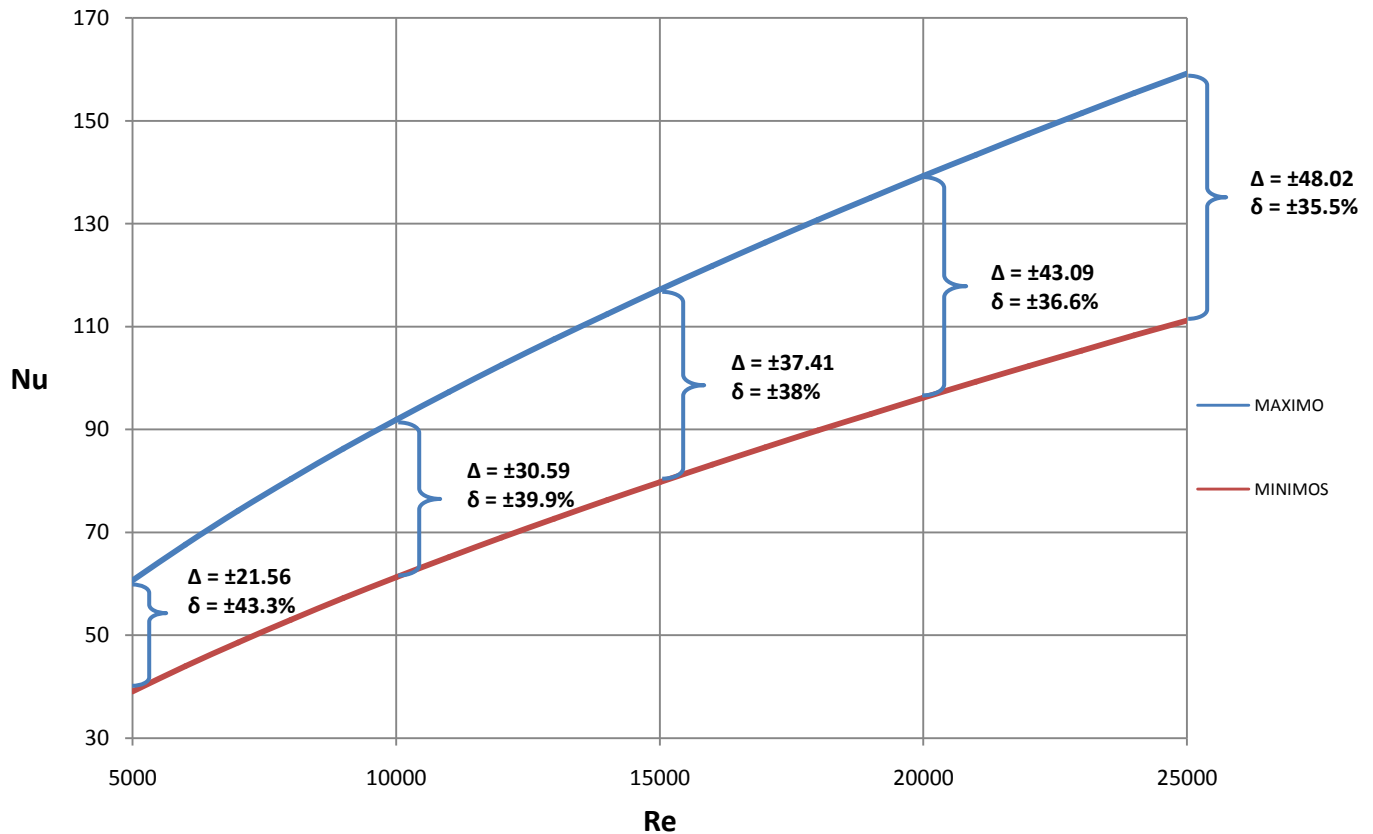


Figura 2.12.3 Gráfica comparativa de las correlaciones máximas y mínimas para el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo. Para una relación $S_1/S_2 = 1.5$.

Esto significa, que el diseñador teniendo en cuenta estos diferentes métodos del cálculo para el coeficiente de transferencia de calor en fin de diseño, va a tener las áreas de transferencia de calor diferentes, con diferencia de 30% a 50%. En esta relación tenemos los valores mas grandes en las diferencias tanto absolutas como relativas, esto nos lleva a deducir que las metodologías presentadas fueron realizadas a diferentes condiciones ambientales y con instrumentos de medición que difieren mucho con los valores reales, con lo cual atenderemos este problema y se resolverá quien o cual es la metodología a seguir por este experimento.

Como se observa en las tres figuras 2.12.1, 2.12.2 y 2.12.3 para diferentes configuraciones geométricas de bancos de tubos se realizo una comparativa completa la cual será de suma importancia en el experimento, el cual su resultado final será seguir el mismo modelo matemático presentado por la mayoría de las metodologías que aquí se escriben pero, culminando con la diferencia de que los valores de C y n puedan calcularse a través de una ecuación matemática o sea de modo analítico y sobre todo tratar de ver porque



todas las metodologías se vuelven constantes en los valores de Nusselt para una configuración de pasos mayor a dos y ver si nuestro modelo va a presentar esta tendencia.

Con esto terminamos un análisis a las metodologías que rigen este fenómeno que es el de la transferencia de calor por convección en bancos de tubos con arreglo triangular y que nos servirá de guía para la obtención de nuestros valores de número de Nusselt y coeficiente de convección. Lo cual no es lo mismo decir que conseguiremos los mismos resultados pero si aproximados, justificando nuestro trabajo de investigación.



CAPITULO III

DESARROLLO DE METODOLOGÍA DE ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR



3.1 METODOLOGÍA DE DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN B. DE TUBOS

La metodología para realizar la medición de los parámetros necesarios para el estudio de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo para los distintos arreglos geométricos, se muestra en la figura 3.1.1 de manera simplificada.

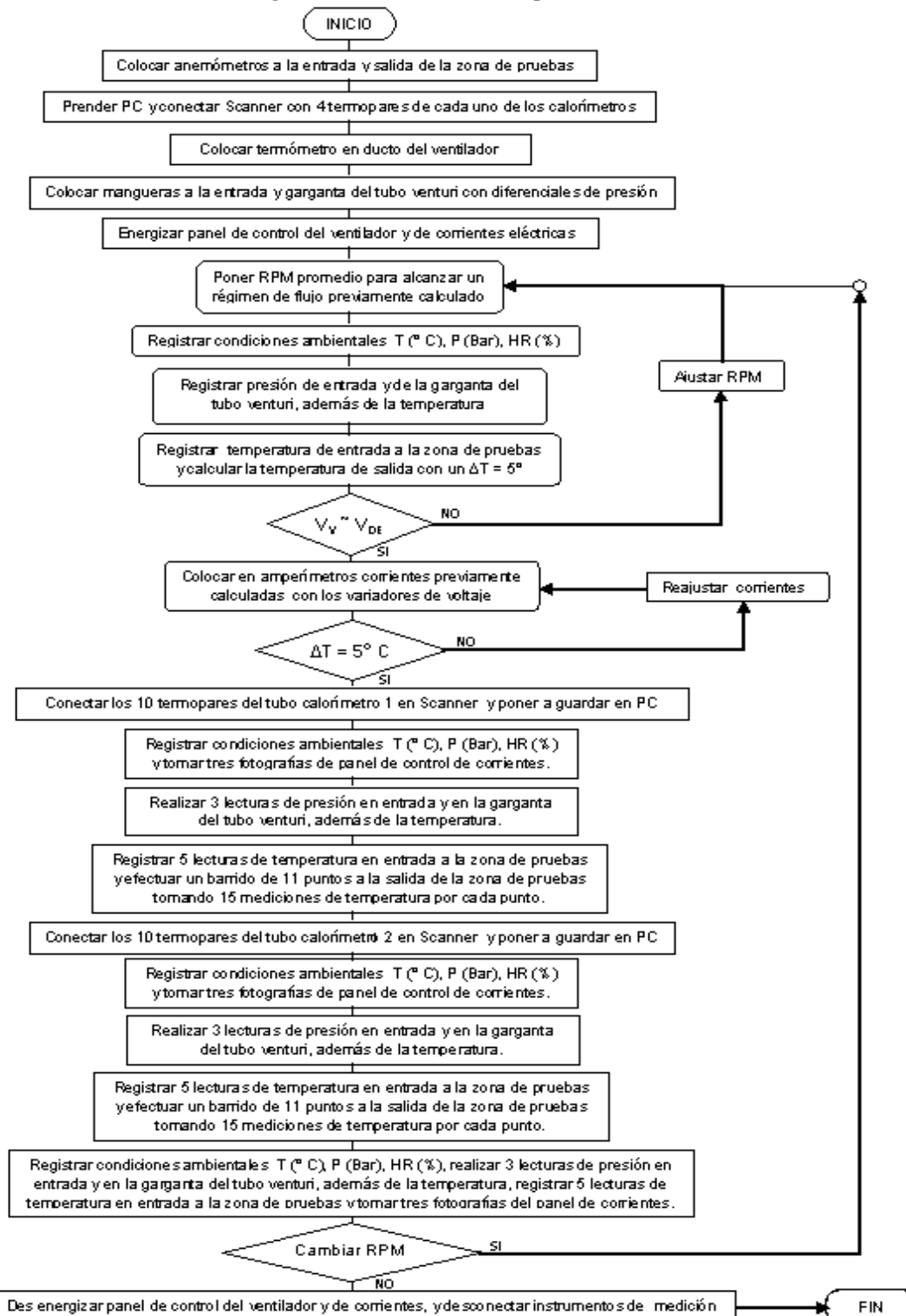


Figura 3.1.1 Diagrama de flujo de la metodología de medición



3.1.1 Metodología de cálculo

La metodología para el cálculo del coeficiente medio de convección en toda la superficie se determinó directamente de los resultados obtenidos en las mediciones del campo de temperaturas de los tubos de la superficie de intercambio de calor por la ecuación de la ley del enfriamiento de Newton:

$$\bar{h} = \frac{Q}{A \cdot (\Delta T_{\log})} \quad (3.1.1)$$

La temperatura media logarítmica para toda la superficie de intercambio de calor $\Delta T_{\log}$ se obtuvo de los valores obtenidos a través del termo-anemómetro ubicado a un diámetro característico de la zona de pruebas antes y después de la misma y asentados en el anexo 2. También se tomo las temperaturas del tubo calorímetro con termopares en la primera y penúltima fila de la zona de pruebas estas temperaturas se observan en el anexo 1. Quedando el cálculo de la temperatura media logarítmica:

$$\Delta \bar{T}_{\log} = \frac{(T_{C1} - T_{P1}) - (T_{C2} - T_{P10})}{Ln \left[\frac{(T_{C1} - T_{P1})}{(T_{C2} - T_{P10})} \right]} \quad (3.1.2)$$

Donde:

- T_{C1} , Es la temperatura promedio del tubo a la entrada de la zona de pruebas, obtenida de las mediciones registradas por el Scanner y almacenadas por la computadora.
- T_{C2} , Es la temperatura promedio del tubo a la salida de la zona de pruebas.
- T_{P1} , Es la temperatura promedio entre el flujo de aire de entrada (T_E); registrada con el termo-anemómetro 1, hacia la zona de pruebas con la temperatura calculada después de la primera fila del banco de tubos (T_1).
- T_{P10} , Es la temperatura promedio entre el flujo de aire de salida (T_S); registrada con el termo-anemómetro 2, ubicada a un diámetro característico después de la zona de pruebas, con la temperatura calculada antes de la decima fila del banco de tubos (T_9).

La otra incógnita de la ecuación (3.1.1), el área (A), se determina con la superficie de 45 tubos expuesta al flujo externo y que tienen un diámetro externo de 12.7 mm y la altura es la del ducto que es de 230 mm. Esto queda entonces:

$$A = (\pi Dh)(45) \quad (3.1.3)$$

Las temperaturas T_{C1} y T'_{C2} fueron registradas con el Scanner y almacenadas en la computadora, realizándose después un promedio de los 10 puntos distribuidos en el tubo calorímetro como se muestra en la fig. 3.2.6 Se registraron los 10 puntos simultáneamente en intervalos de tiempo de 20 segundos.

Por la geometría del banco de tubos con arreglo triangular la T'_{C2} fue registrada en la novena fila de este, por lo cual se realizo un balance de energía determinando así las temperaturas antes y después de una fila en el banco de tubos, y luego determinando un factor de error gradual de la temperatura 9 con respecto a la 10 y así calculando de forma adecuada la temperatura T_{C2} en la 10 fila, los valores de las temperaturas intermedias de la zona de pruebas se observan en el anexo 5 de este trabajo.

$$\eta e = \frac{(T_{10} - T_9)}{T_{10}} (100) \quad (3.1.4)$$

$$T_{C2} = T'_{C2} (\eta e)$$

La temperatura de entrada T_{P1} fue calculada con el promedio de la temperatura registrada con el termo-anemómetro 1 en la parte central del túnel de viento a un diámetro característico anterior a la zona de pruebas (T_E); haciendo 20 mediciones en intervalos de tiempo de 3 segundos y repitiendo esto en el principio, intermedio y final de la prueba, con la temperatura calculada después de la primera fila en el banco de tubos asentada en el anexo 5. La temperatura de salida T_{P10} se obtuvo de un promedio de temperaturas, la primera se obtuvo de un barrido de 11 puntos transversales y 11 longitudinales registradas con el termo-anemómetro 2



(T_s), determinando un promedio de esta temperatura utilizando el método de áreas esta distribución de puntos se visualiza en la figura 3.2.6 de este capítulo, y la segunda temperatura fue calculada del balance de energía visualizada en el anexo 5 T_p . La cantidad de calor Q que en el sistema se está determinando es por la ecuación:

$$Q = Q_{RT} - Q_p \quad (3.1.5)$$

Donde Q_{RT} es el potencial eléctrico suministrado hacia el sistema, formado por 45 resistencias distribuidas en 10 filas; 5 filas de 5 resistencias y 5 filas de 4 resistencias determinando el potencial eléctrico de cada fila de resistencias, quedando el cálculo de Q_{RT} como sigue:

$$Q_{RT} = Q_{L1} + Q_{L2} + Q_{L3} + Q_{L4} + \dots + Q_{L10} \quad (3.1.6)$$

Se obtendrán el valor de cada una de las 10 filas del banco de tubos gracias a una distribución de corrientes con la ayuda de nuestro panel de control de corrientes descrito más adelante en el punto 3.2 y como se muestra físicamente en la figura 3.1.2. Los valores de cada fila tanto de lecturas de corriente como del promedio de estas, además de los valores de calor (Q) y resistencias de cada fila se encuentran expresadas en el anexo 3 de este trabajo. Se aplico un porcentaje de error a las lecturas de corriente por cuestiones de exactitud de los amperímetros.



Figura 3.1.2 Panel de control de corrientes

Se observan 12 corriente dentro del panel esto es porque los tubos calorímetros con termopares fueron alimentados independientemente de su fila dentro del banco de tubos, estos corresponden en la distribución de nuestro panel como A1 y A12. Entonces el cálculo del potencial eléctrico para cada línea del banco de tubos queda como sigue:

$$\begin{aligned} Q_{L1} &= (I_{TL1}^2 \cdot R_{TL1}) + (I_{C1}^2 \cdot R_{C1}) \Rightarrow Q_{L2} = I_{TL2}^2 \cdot R_{TL2} \\ Q_{L3} &= I_{TL3}^2 \cdot R_{TL3} \Rightarrow Q_{L5} = I_{TL5}^2 \cdot R_{TL5} \\ Q_{L4} &= I_{TL4}^2 \cdot R_{TL4} \Rightarrow Q_{L6} = I_{TL6}^2 \cdot R_{TL6} \\ Q_{L7} &= I_{TL7}^2 \cdot R_{TL7} \Rightarrow Q_{L8} = I_{TL8}^2 \cdot R_{TL8} \\ Q_{L9} &= (I_{TL9}^2 \cdot R_{TL9}) + (I_{C2}^2 \cdot R_{C2}) \Rightarrow Q_{L10} = I_{TL10}^2 \cdot R_{TL10} \end{aligned} \quad (3.1.7)$$



Las diferentes corrientes que observamos en la figura 3.1.2 se distribuyen de la siguiente manera para cada amperímetro:

$$\begin{aligned}
 I_{TL1} &= A_3 \Rightarrow I_{C1} = A_1 \Rightarrow I_{TL2} = A_4 \\
 I_{TL3} &= A_5 \Rightarrow I_{TL5} = A_6 \\
 I_{TL4} &= A_7 \Rightarrow I_{TL6} = A_8 \\
 I_{TL7} &= A_9 \Rightarrow I_{TL8} = A_{10} \\
 I_{TL9} &= A_2 \Rightarrow I_{C2} = A_{12} \Rightarrow I_{TL10} = A_{11}
 \end{aligned}
 \tag{3.1.8}$$

Para terminar con lo que respecta para el cálculo del potencial eléctrico tenemos las resistencias de cada uno de los calorímetros y su configuración para cada línea del banco de tubos quedando:

$$\begin{aligned}
 R_{TL1} &= \frac{1}{\frac{1}{R_{26}} + \frac{1}{R_{27}} + \frac{1}{R_{32}} + \frac{1}{R_{33}}} \Rightarrow R_{C1} = R_{51} \Rightarrow R_{TL2} = \frac{1}{\frac{1}{R_{35}} + \frac{1}{R_{38}} + \frac{1}{R_{40}} + \frac{1}{R_{45}}} \\
 R_{TL3} &= \frac{1}{\frac{1}{R_{28}} + \frac{1}{R_{30}} + \frac{1}{R_{31}} + \frac{1}{R_{34}} + \frac{1}{R_{39}}} \Rightarrow R_{TL5} = \frac{1}{\frac{1}{R_{41}} + \frac{1}{R_{42}} + \frac{1}{R_{46}} + \frac{1}{R_{49}} + \frac{1}{R_{50}}} \\
 R_{TL4} &= \frac{1}{\frac{1}{R_{14}} + \frac{1}{R_{22}} + \frac{1}{R_5} + \frac{1}{R_{10}}} \Rightarrow R_{TL6} = \frac{1}{\frac{1}{R_{21}} + \frac{1}{R_{17}} + \frac{1}{R_{20}} + \frac{1}{R_{16}}} \\
 R_{TL7} &= \frac{1}{\frac{1}{R_{36}} + \frac{1}{R_{29}} + \frac{1}{R_{37}} + \frac{1}{R_{43}} + \frac{1}{R_{44}}} \Rightarrow R_{TL8} = \frac{1}{\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} + \frac{1}{R_7} + \frac{1}{R_6}} \\
 R_{TL9} &= \frac{1}{\frac{1}{R_3} + \frac{1}{R_4} + \frac{1}{R_8} + \frac{1}{R_9}} \Rightarrow R_{C2} = R_{52} \Rightarrow R_{TL10} = \frac{1}{\frac{1}{R_{19}} + \frac{1}{R_{18}} + \frac{1}{R_{24}} + \frac{1}{R_{13}}}
 \end{aligned}
 \tag{3.1.9}$$

Los valores de cada resistencia se presentan en la tabla 3.1 y se agruparon en cada una de las 10 filas del banco de tubos de acuerdo al valor en ohm.

No. de tubo	R (Ω)	No. de tubo	R (Ω)	No. de tubo	R (Ω)	No. de tubo	R (Ω)
1	53.0	14	53.1	27	51.3	40	51.3
2	53.1	15	53.4	28	51.2	41	51.2
3	53.3	16	53.1	29	51.4	42	51.2
4	53.3	17	53.2	30	51.2	43	51.4
5	53.2	18	53.3	31	51.2	44	51.5
6	53.0	19	53.4	32	51.3	45	51.3
7	53.1	20	53.2	33	51.3	46	51.2
8	53.3	21	53.1	34	51.2	47	51.3
9	53.4	22	53.2	35	51.3	48	51.3
10	53.2	23	53.6	36	51.5	49	51.2
11	53.4	24	53.3	37	51.4	50	51.2
12	53.5	25	53.4	38	51.3	51	52.5
13	53.3	26	51.3	39	51.2	52	53.5

Tabla 3.1 Valores de resistencias de tubos calorímetros



Los valores calculados de las resistencias totales de cada línea las podremos observar en el anexo 5 a demás de los cálculos de los calores y de las temperaturas centrales de la zona de pruebas.

Una de las formas para calcular el calor Q absorbido por el aire tiene que ver con el calor específico a presión constante del flujo, de la cantidad de flujo másico y de un gradiente de temperatura, sabiendo las temperaturas tanto de entrada (T_E) como de salida (T_S) de nuestra zona de pruebas y donde las condiciones para determinar el calor específico (C_p) se encuentran a través de la temperatura media logarítmica previamente calculada con la ec. (3.1.2). Entonces esto se asentará:

$$Q = \dot{m} C_p (T_S - T_E) \quad (3.1.10)$$

Regresando a la ecuación (3.1.5) nos falta definir el calor perdido por los alrededores, este se calcula con el despeje de la ecuación (3.1.5), entonces el calor perdido queda:

$$Q_p = Q_{RT} - Q \quad (3.1.11)$$

Determinando el coeficiente de convección con la ayuda de la ec. (3:1.1), para cada régimen y para cada configuración geométrica de los bancos de tubos se proseguirá a calcular el Número de Nusselt con ayuda de la ecuación (1.1.10) en el capítulo 1.

$$Nu = \frac{h \cdot D}{k_f} \quad (1.1.10)$$

Donde:

h , Coeficiente de convección
 k_f , coeficiente de conductividad térmica
 D , diámetro

El coeficiente de conductividad térmica; k_f (W/m°C) se determinara en las condiciones de la temperatura media logarítmica, y se podrán visualizar dentro del anexo 4 junto con el calor específico a presión constante C_p (J/Kg K), la viscosidad cinemática; ν (m²/s), la densidad; ρ (kg/m³) y las velocidades calculadas en el túnel de viento con el tubo venturi.

3.2 DESARROLLO DEL EQUIPO EXPERIMENTAL PARA OBTENER LOS DATOS NECESARIOS PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE CONVECCIÓN

3.2.1 Diseño de zona de pruebas con bancos de tubos

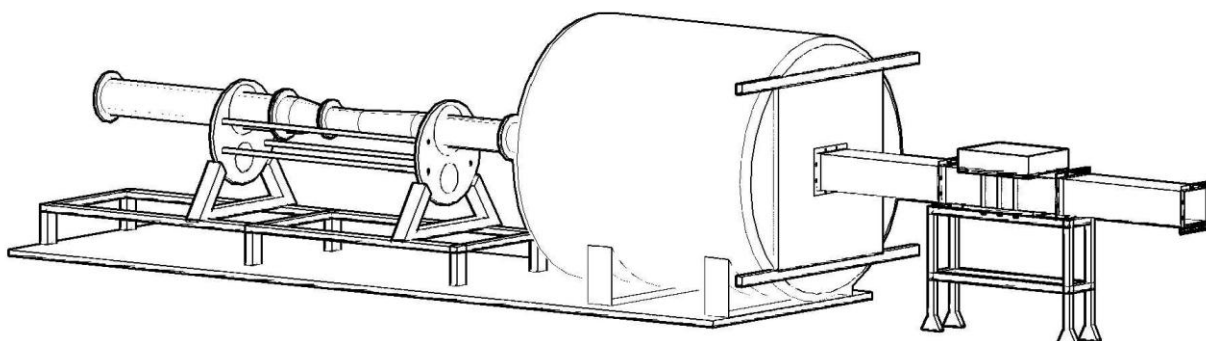
Las investigaciones de la transferencia de calor en bancos de tubos con arreglo en triángulo se llevaron acabó en el túnel de viento, el cual está configurado como se muestra en la figura 3.2.1



Figura 3.2.1 Túnel de viento en Laboratorio de Ingeniería Térmica e Hidráulica Aplicada



Se realizó un dibujo de la parte del túnel de viento completo con el que se trabajará y se muestra en la figura 3.2.2, la instalación se encuentra ubicada en el Laboratorio de Ingeniería Térmica e Hidráulica Aplicada SEPI ESIME ZACATENCO IPN.



S.E.P.I. E.S.I.M.E. I.P.N.

Figura 3.2.2 Representación de la zona de experimentación para bancos de tubos con arreglo triangular.

El túnel de viento está conformado por un motor eléctrico, un ventilador y dos tubos Venturi los cuales son intercambiables entre sí como se muestra en la figura 3.2.1. La descripción de los componentes del túnel de viento se hace a continuación:

Características del túnel de viento							
Ventilador:		Motor Asincrónico Trifásico					
Marca:	Serie:	Marca:	Serie:	Potencia nominal:	RPM	Voltaje	Amperes
Solyvent-ventec	HD 57 L R4 N2 174 1610 111	UNELEC	582511J0001	11,4 kW	3000	425 V	31.9 A

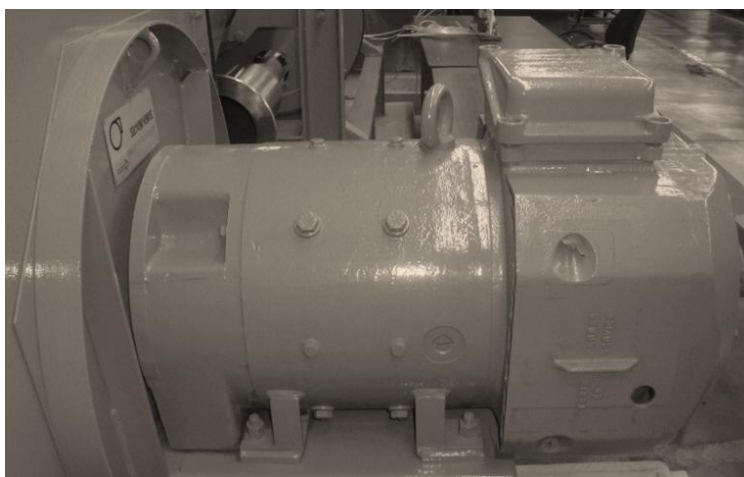


Figura 3.2.3 Motor Asincrónico Trifásico UNELEC

La descarga del ventilador se hace a un ducto circular de 200 mm de diámetro interno mediante un cono de transformación de área rectangular a circular. A una distancia de 1.70 m se encuentra instalado un tubo de Venturi clásico con un diámetro de garganta de 115 mm. Tanto el ducto como el tubo de Venturi son maquinados en acero inoxidable.

Posteriormente el flujo ingresa a un cilindro horizontal de 1.79 m de diámetro interno, equipado con una malla de 5.5 mm de diámetro. A una distancia de 1.17 m después de la malla, dentro del cilindro, se encuentra la entrada, en forma de campana Fig. 3.2.4 al túnel de viento. Exactamente a la salida de la campana se instaló



un panel hexagonal con diámetro equivalente de 10.5 mm, espesor de 0.2 mm y longitud de 100 mm. Una malla de alambre calibre 30 (0.23 mm de diámetro y 20 aberturas por pulgada) se instaló 100 mm después del panel. La instalación del panel y la malla fue para que el flujo de aire en la sección de pruebas tenga perturbaciones mínimas.

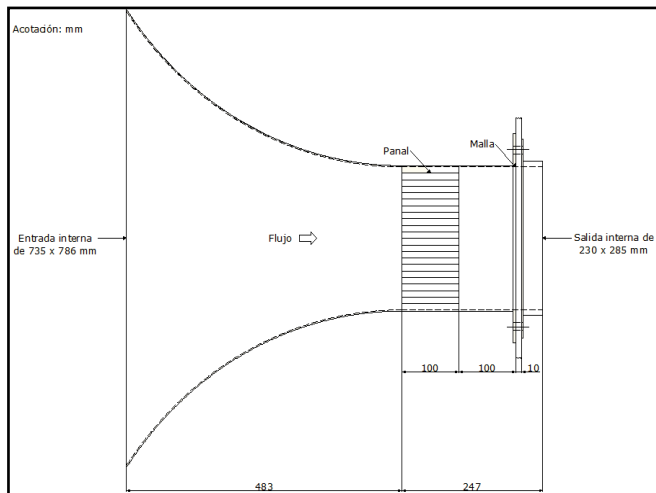


Figura 3.2.4 Campana de entrada (acotaciones en mm).

La campana y el túnel de viento se unen mediante una tabla de 10 mm de espesor. El túnel consta de 3 secciones de 1 m de longitud cada una, la primera sección de túnel es la de toma de mediciones tanto de temperatura como de velocidad. Se realizaron mediciones en la primera sección de túnel en 4 planos equivalentes indicados en la Fig. 3.2.5.

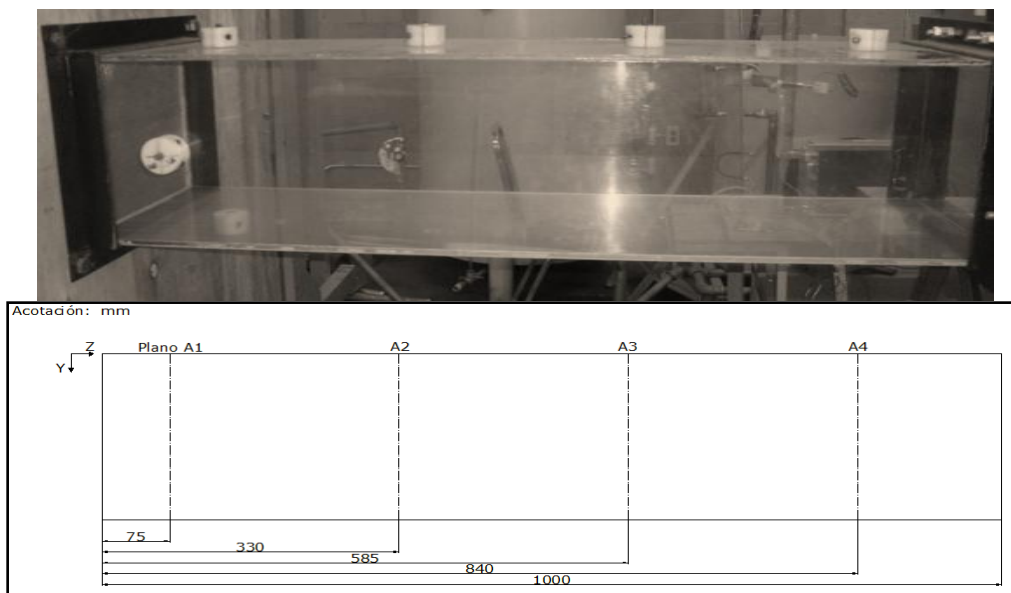


Figura 3.2.5. Primera sección del túnel y planos de medición.

En la determinación de un perfil de velocidades y en la verificación de un flujo completamente desarrollado se realizaron pruebas de velocidad en los diferentes planos presentados en la fig. 3.2.5; presentado en el artículo *“calibración de un túnel de viento para el estudio de transferencia de calor en bancos de tubos”*. Para esto se calcularon 11 puntos de medición horizontales y 11 puntos de medición verticales en un plano, este plano se distribuyó en 5 áreas equivalentes. En la Fig. 3.2.6 se ilustran los puntos transversales de medición, en base al método de áreas equivalentes. En la Tabla 3.2 se proporcionan las coordenadas de dichos puntos.

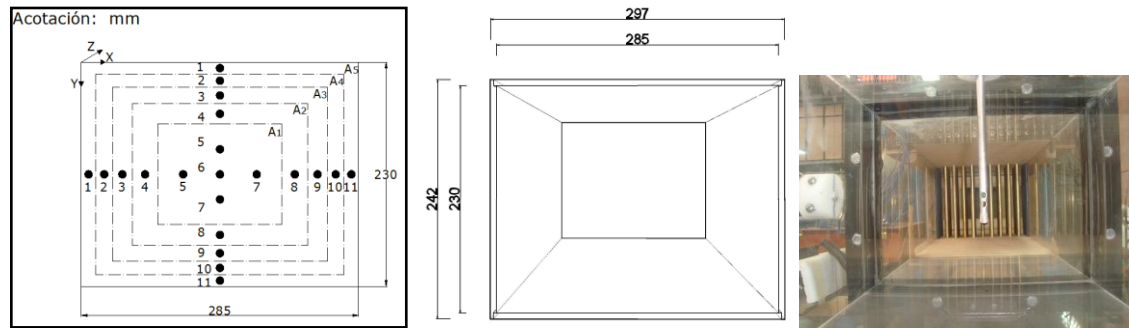


Figura 3.2.6 Puntos transversales de medición de velocidad.

Punto	X (mm)	Y (mm)
1	7.53	6.07
2	23.60	19.03
3	42.27	34.09
4	65.60	52.92
5	104.71	89.29
6	142.50	115.00
7	180.29	140.71
8	219.40	177.08
9	242.73	195.91
10	261.40	210.97
11	277.47	223.93

Tabla 3.2A. Coordenadas de los puntos de medición.

Siguiendo con las partes que forman nuestro túnel de viento tenemos la segunda sección del túnel que es la más importante de nuestra construcción, después de la primera que cuenta con los planos de medición de temperatura y de velocidad, la sección dos entonces tiene las mismas dimensiones que la primera, en longitud, ancho y altura pero tiene dos orificios en las caras superior e inferior del túnel de 291 mm por 540 mm con espesor de 6 mm ubicado como se muestra en la figura (3.2.7) La zona de pruebas ubicada en la segunda sección queda entonces:

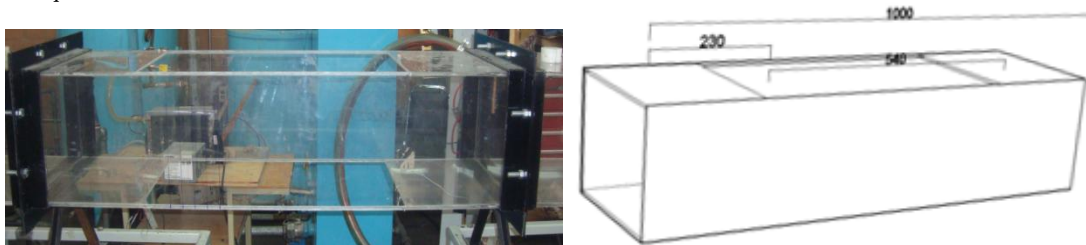


Figura 3.2.7 Sección 2 de Túnel de viento (acotaciones en mm).

El túnel de viento cuenta con tres secciones, todas de 1000 mm, la tercera diseñada para tomar las mediciones tanto transversales como verticales, en los planos XZ y YZ haciendo el barrido de 22 puntos como se muestra en la fig. 3.2.6 quedando la tercera sección como se muestra en la figura 3.2.8. En esta tercera sección se obtuvo una temperatura promedio de los 22 puntos y 15 mediciones por cada punto a través del método de áreas esta temperatura fue la temperatura de salida T_s .

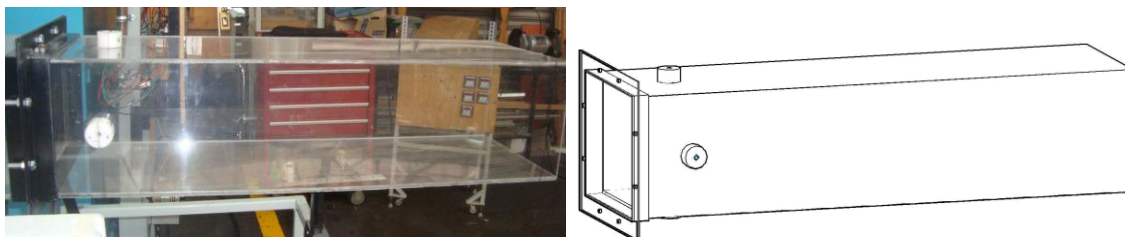


Figura 3.2.8 Sección 3 del Túnel de viento (acotaciones en mm).



Para terminar con el diseño de nuestro túnel de viento se fabricaron 5 bridas de sujeción con el propósito de unir las tres secciones de túnel de viento, estas fueron diseñadas de acero y soldadas con soldadura eléctrica. Se unieron al túnel de acrílico con plastilina epóxica en las esquinas y rellena con silicón negro con un espesor de 0.5 mm. Las dimensiones de esta fabricación se muestran en la fig. 3.2.9.

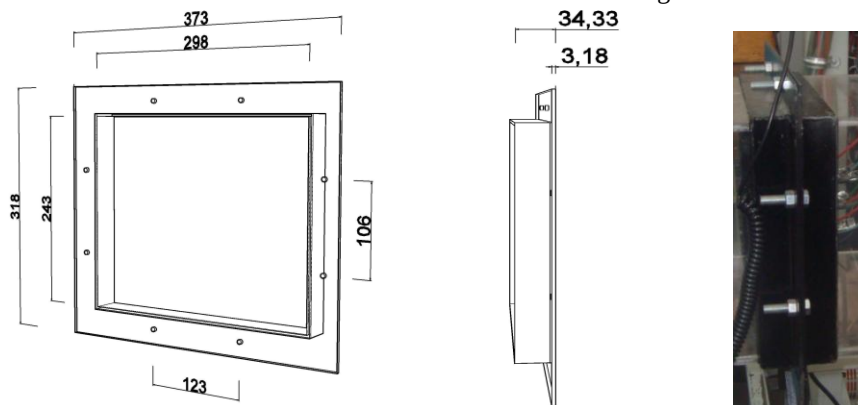


Figura 3.2.9 Brida para la unión de las tres secciones del túnel (acotaciones en mm).

Nuestro diseño de túnel de viento termina con las bridas de sujeción, pero un punto importante dentro de la investigación de la transferencia de calor en bancos de tubos lisos es la configuración en la cual se trabajó con los tubos calorímetros, en otras palabras la geometría del banco de tubos, esta investigación alcanza 5 diferentes configuraciones que son $S_1/S_2 = 1$, $S_1/S_2 = 2$, $S_1/S_2 = 3$, $S_1/S_2 = 4$ y $S_1/S_2 = 4.5$ esto se visualiza en la figura 3.2.10

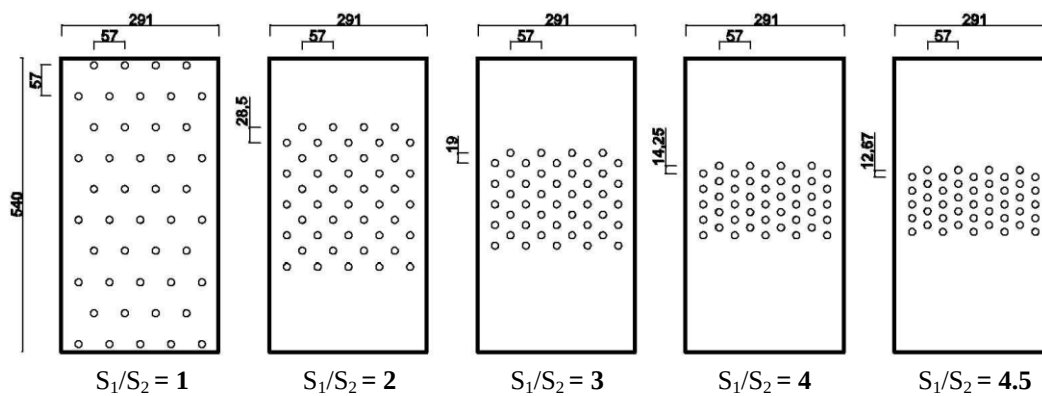


Figura 3.2.10 Configuraciones geométricas de los bancos de tubos (mamparas acotaciones mm.)

Observamos en la figura anterior que cada una de las mamparas no cuentan con un comportamiento uniforme de acuerdo al flujo ya que en la 2, 4, 6, 8 y 10 fila contando de abajo para arriba, en las partes laterales no cuentan con una mitad de orificio para el tubo calorímetro ó mejor dicho no contamos con tubos calorímetros de media luna, este problema se resolvió cortando tubos de 230 mm de longitud y diámetro de 12.7 mm a la mitad sobre su eje vertical pegándolas en las paredes de nuestro túnel de viento a las distancias respectivas de acuerdo a nuestra configuración véase la figura 3.2.10. Los rectángulos negros que se observan en la figura 3.2.11 son las mitades de tubos pegados en las paredes del tubo.



Figura 3.2.11 Zona de pruebas con comportamiento de flujo adecuado.



3.2.2 Diseño del sistema de calentamiento de los tubos calorímetros y tubos calorímetros con termopares

Nuestro sistema de calentamiento consta de tres módulos principales. El primero es el modulo de disipación que es el conjunto de 45 resistencias colocadas en triangulo, que es simplemente nuestra zona de pruebas, conectadas a nuestro administrador de corrientes que es el segundo modulo del que forma parte nuestro sistema, este distribuye la corriente por línea teniendo un mejor control de distribución de corriente para cada resistencia y así conseguir una mejor disipación de calor en toda la zona de pruebas. Y por ultimo nuestro tercer modulo que es nuestro panel de control en este modulo podemos visualizar el paso de la corriente en cada línea con amperímetros, además que cuenta con reguladores de voltaje y de forma simultánea con un funcionamiento sincronizado de ambos conseguir el valor de la corriente en ese momento.

Pasamos a la descripción de nuestro primer modulo el de disipación que cuenta con 43 resistencias y 2 calorímetros, su configuración depende de nuestro arreglo geométrico observado en la fig. 3.2.10 y la forma de conexión es la siguiente:

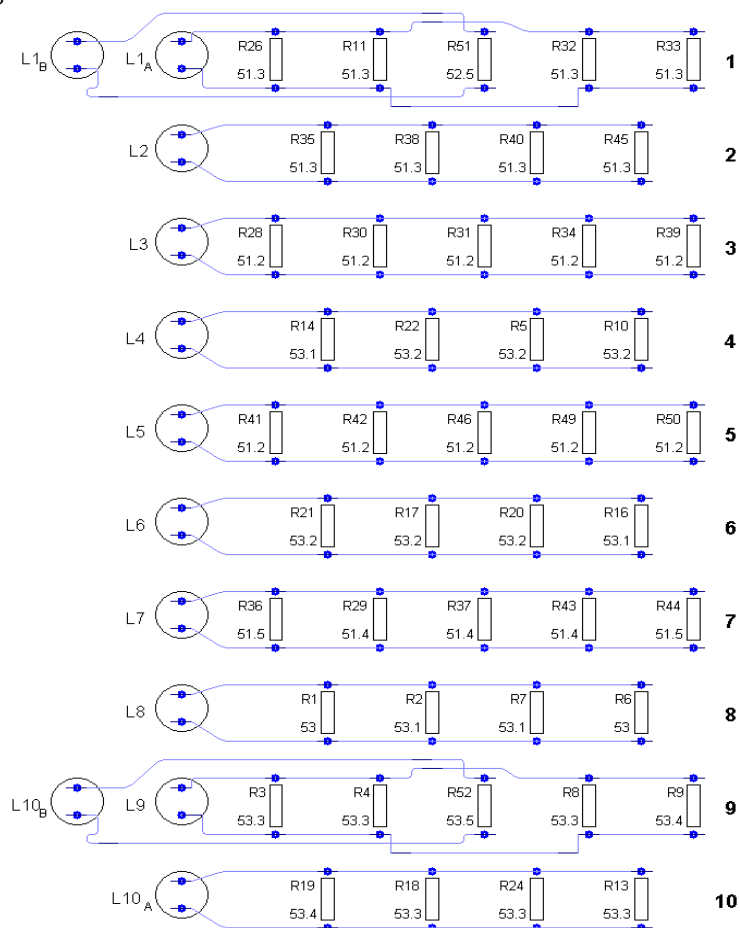


Fig. 3.2.12 Conexión de calorímetros (Modulo de disipación)

Se observa en la figura anterior que en la fila 1 y en la fila 9 se encuentra una conexión extra e independiente, esto es a causa de que los tubos calorímetros con termopares tienen otro tipo de manufactura y son más sensibles al calor por esta razón la alimentación de ambos son independientes pero son calculados dentro de su alimentación para que disipen la misma cantidad de calor que la línea a la cual pertenecen de acuerdo a la configuración mostrada en la fig. 3.2.12

Siguiendo con nuestra descripción del sistema de calentamiento toca el turno al segundo modulo, el administrador de corrientes, la descripción de nuestra caja que administro el control de corrientes por fila de nuestro banco de tubos consta de 20 conectores con tres conexiones cada uno, los cuales 10 del lado opuesto



a los controles llevan una conexión directa, a los 10 conectores restantes se les aplico una conexión diferente ya que una de sus tres conexiones de cada conector llevan una conexión independiente a las otras dos. La conexión que se realizó para la configuración de dicha caja fue la que se muestra en la fig. 3.2.13.

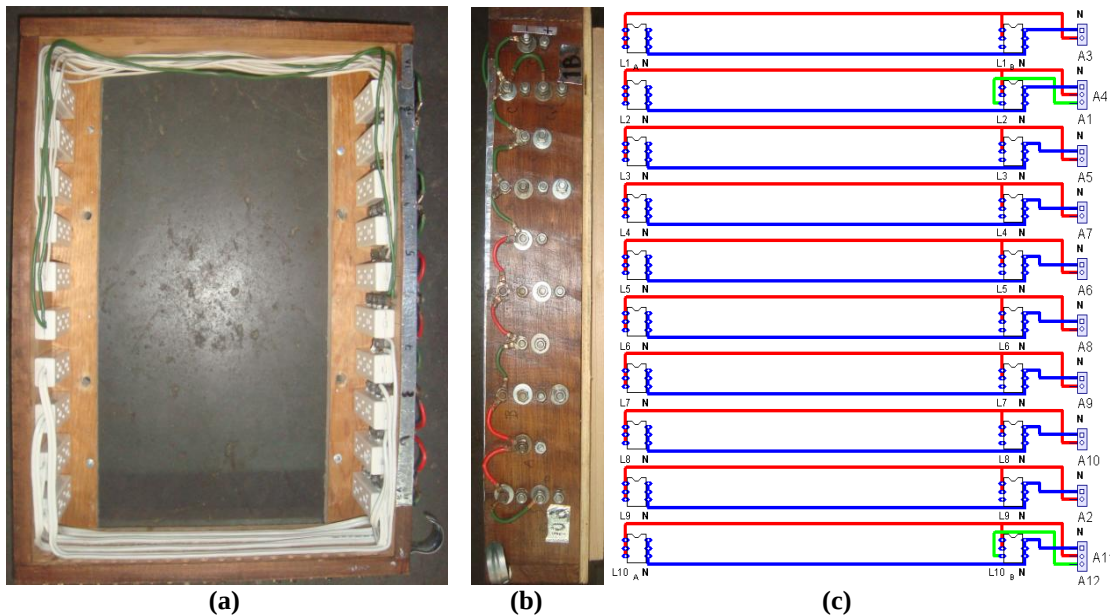


Figura 3.2.13 Conexión de la caja para la correcta alimentación de corrientes.

La figura muestra físicamente la forma de nuestro administrador de corrientes además de su conexión, la fig. 3.2.13 (c) nos brinda el diagrama de conexión de nuestra caja para cada línea y muestra también el amperímetro que le corresponde a cada línea, las conexiones de cada línea en la fig. (c) del lado derecho representan las conexiones de tornillo que se muestran en la fig. (b), la parte del neutro (N) mostrado en la figura (c) representado por la línea de color azul se observan en la fig. (b) puenteados con los cables rojos y verdes. De esta forma garantizamos una distribución uniforme de las corrientes e iguales para cada línea de tubos y para cada tubo calorímetro.

Las dimensiones de esta caja son de 590 mm por 450 mm con un espesor de 120 mm y fue instalado en la parte central del túnel con cuatro tornillos sin fin y una tapa en la parte inferior con aislante térmico para evitar pérdidas de calor hacia el ambiente, haciendo una especie de sándwich con el túnel de viento quedando instalado de la forma que marca la fig. 3.2.14. Y los cables de corriente fueron conectados a la caja a través de una manguera sobre los tornillos de la caja fig. 3.2.14. Cabe mencionar que los cables mostrados en la fig. 3.2.14 guiados por una manguera fueron conectados al panel de corrientes y conectados en forma ordenada a los reguladores de voltaje y a su vez a cada amperímetro. El cable negro que se muestra en la figura anterior representa el neutro de la fase observado en la fig. 3.2.13 (c).

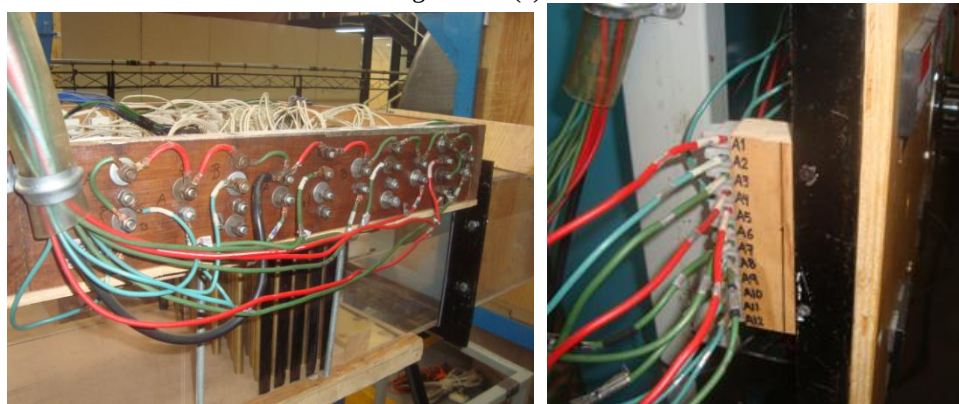


Figura 3.2.14 Conexión de la caja para la correcta alimentación de corrientes hacia el panel de control.



Finalizando con la descripción del sistema de calentamiento, tenemos nuestro tercer modulo el panel de control. Este fue conectado y distribuido sobre tres fases de corriente, se encuentra formado por 6 auto-transformadores ó reguladores de voltaje, 14 amperímetros digitales, tres voltímetros digitales y 10 transformadores. La forma de cómo se repartieron y se conectaron se puede observar en la figura 3.2.15.

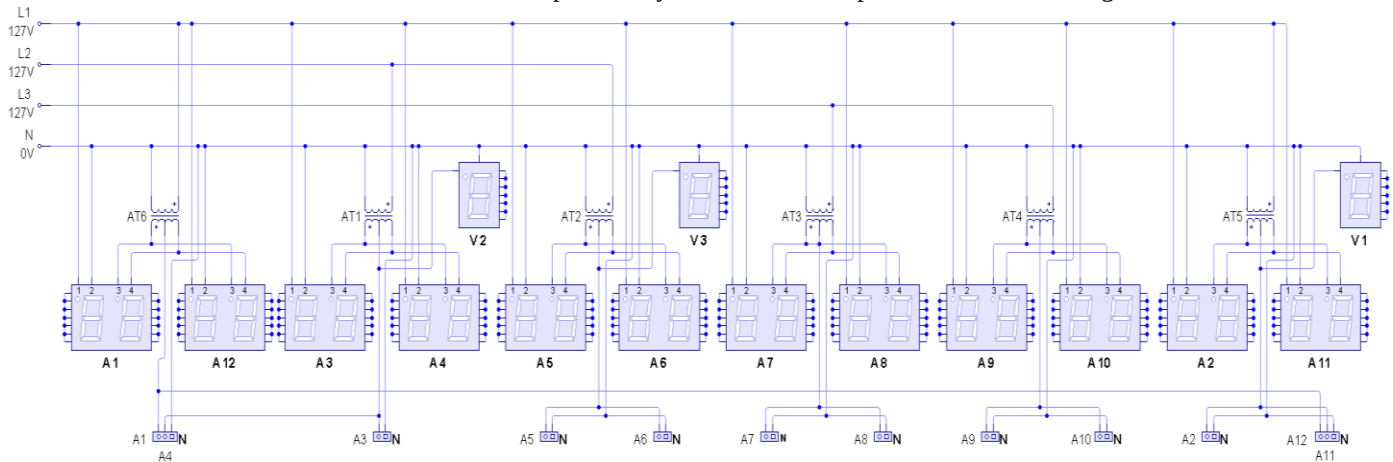


Figura 3.2.15 Configuración de nuestro tercer modulo, panel de control.

Nuestro panel de control fue construido de madera triplay de 800 mm por 720 mm sujeta a un marco de ángulo de acero, puede observarse en la fig. 3.1.2.

El banco de tubos consta de cuarenta y tres resistencias de latón, dos tubos calorímetros con termopares y 10 mitades de tubos de plástico, los cuales fueron instalados en las paredes del túnel de viento a las longitudes correspondientes dependiendo de la configuración ó geometría del banco, estas dimensiones se presentan en la tabla 3.2B, tomando de referencia el comienzo de la mampara.

$\sigma_1 / \sigma_2 = 1$		$\sigma_1 / \sigma_2 = 2$		$\sigma_1 / \sigma_2 = 3$		$\sigma_1 / \sigma_2 = 4$		$\sigma_1 / \sigma_2 = 4.5$	
FILA	L (mm)	FILA	L (mm)	FILA	L (mm)	FILA	L (mm)	FILA	L (mm)
2	70.5	2	170.25	2	203.5	2	220.125	2	225.667
4	184.5	4	227.25	4	241.5	4	248.625	4	251
6	298.5	6	284.25	6	279.5	6	277.125	6	276.334
8	412.5	8	341.25	8	317.5	8	305.625	8	301.667
10	526.5	10	398.25	10	355.5	10	334.125	10	327

Tabla 3.2B. Longitudes de las posiciones de mitades de tubo de plástico en la zona de pruebas.

Características de la Resistencia

Los calorímetros tienen un diámetro exterior de 12.7 mm, y una longitud promedio de 242 mm, el material con el cual fue manufacturado en la parte exterior fue latón; el **latón**, es una aleación de cobre y zinc, las proporciones de Cobre y Zinc se pueden variar para crear un rango de latones con propiedades variables. En los latones industriales el porcentaje de Zn se mantiene siempre inferior al 50% su composición influye en las características mecánicas, la fusibilidad y la capacidad de conformación por fundición, forja, estampación y mecanizado. En la parte del interior se le colocó un tubo cerámico y un filamento de nicromel; es un alambre con aleación de 80% níquel y 20% cromo, principalmente diseñado para la fabricación de resistencias de calefacción industrial.



Figura.3. 2.16 Calorímetro (tubo exterior de latón, tubo interior de cerámica, e hilo de nicromo Ni-Cr).



En la tabla 3.1 se muestran los valores de los tubos calorímetros (1-50) y de los tubos calorímetros con termopares (51-52) en Ohm. El orden de cómo fueron colocados los tubos calorímetros y tubos calorímetros con termopares es observado en la figura 3.2.12 y dentro de nuestro anexo 3 podemos ver los valores de las resistencias equivalentes por línea de las 10 líneas de nuestra zona de pruebas.

Un punto importante dentro de nuestro estudio en la transferencia de calor en un banco de tubos es el de determinar la temperatura externa del tubo tanto en la primera fila como en la última. Aquí es donde tiene importancia el introducir dos tubos calorímetros con termopares, esto para censar las temperaturas dentro de la zona de pruebas, en la primera y penúltima fila. El tubo calorímetro con termopares es un instrumento de medición el cual se utilizó para medir las cantidades de calor suministradas al banco de tubos, cuenta con tres anillos localizados uno en la parte central, el cual cuenta con cuatro termopares enumerados del 1 – 4, a una distancia de 64.6 mm. del punto central del tubo en dirección superior e inferior se encuentran los otros dos anillos, el anillo superior cuenta con tres termopares enumerados del 5 – 7 y el anillo inferior también cuenta con tres termopares estos enumerados del 8 – 10. El tubo se muestra en la figura 3.2.17.

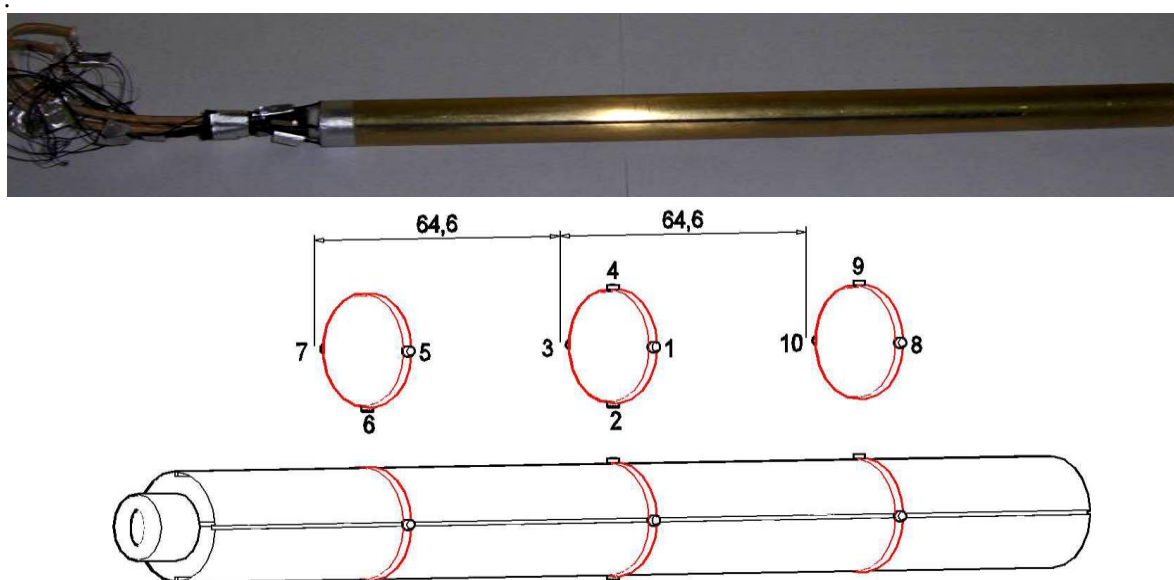


Figura 3.2.17. Diagrama de posiciones de los termopares en el tubo calorímetro (acotaciones mm).

Características del tubo calorímetro

El tubo calorímetro con termopares al igual que los calorímetros tiene un diámetro exterior de 12.7 mm, pero el tubo calorímetro con termopares tiene una longitud de 235 mm, en su construcción se utilizó material de latón en el exterior y en el interior de este tiene un tubo cerámico y un hilo de nicromel, parecido a los otros tubos calorímetros. Los termopares que tiene el calorímetro son tipo T (Cobre-Constantan) y estos son adecuados para mediciones en un intervalo de -200 °C a 350 °C. El conductor positivo está hecho de **Cobre (Cu)** y el negativo, de **Constantan** ($\text{Cu}_{55}\text{Ni}_{45}$), produciendo una f.e.m. desde -5,603 hasta 19,027 mV. En la tabla 3.3 se muestran los colores con los que se identifica el termopar de acuerdo al código ANSI, el termopar que fue ocupado de acuerdo a este código es tipo T color café y para la extensión azul.

Código ANSI	Combinación de la aleación		Código de color	
	+	-	termopar	extensión
T	Cobre Cu	Constantan Cobre - níquel		
Inf.	El cobre cuyo símbolo es Cu , 29. Se trata de un metal de transición de color rojizo	Es una aleación, generalmente formada por un 55% de cobre y un 45% de níquel ($\text{Cu}_{55}\text{Ni}_{45}$). Se caracteriza por tener una resistencia eléctrica.		

Tabla 3.3. Termopar tipo T



3.2.3 Diseño del sistema de mediciones de parámetros de los procesos principales para determinar el coeficiente de convección

Nuestro sistema de medición tiene un sistema muy simple, los dos tubos calorímetros con termopares se colocan en la 1 y 9 fila de la zona de pruebas, estos son conectados al scanner Benchtop en los puertos 1 al puerto 10 en el número que le corresponde al número de termopar del tubo calorímetro, primero se conecta el primer tubo calorímetro el colocado en la primera fila y luego el segundo. En segundo término de la secuencia de nuestro sistema de medición el scanner a través de su puerto PC/IN se conecta a una computadora de escritorio a través de una interface con terminales del tipo RJ – 11 para el puerto del scanner, y DE-9 para el puerto de la PC. Y por último la PC a través de un Software **scan_meter_software** guarda los registros de las temperaturas de cada uno de los termopares en formato de texto (txt). Esto se visualiza en la figura 3.2.18. Y en la figura 3.2.19 se visualiza físicamente este sistema de medición.

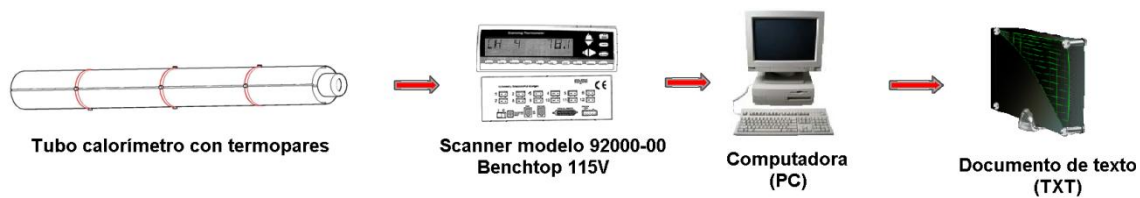


Figura 3.2.18. Diagrama del sistema de mediciones de temperatura.



Figura 3.2.19. Conexión física del sistema de mediciones de temperatura.

3.3 INSTRUMENTACIÓN

Cuando se realizó la experimentación se tuvieron que definir varias situaciones así como parámetros y valores, todo este conjunto de situaciones nos llevaron a calcular y evaluar el comportamiento del exponente n y la constante C_q a través de los números de Reynolds y de Nusselt.

Para llegar a estos valores de experimentación fueron necesarios registrar varios parámetros en ciertas condiciones, entre los cuales tenemos las condiciones ambientales en ese momento, que fue necesario el sistema de mediciones meteorológicas que cuenta el laboratorio, otros parámetros fueron las presiones de garganta y de entrada del venturi así como la temperatura del flujo dentro de este, esto para calcular la velocidad dentro del túnel así como de la densidad y el flujo másico.

Además a todos estos parámetros se le anexaron los parámetros de temperatura tanto a la entrada como a la salida de la zona de pruebas, estos parámetros son importantes para el cálculo del número de Nusselt, también lo es el valor de la temperatura de la zona de pruebas. Y para el cálculo de pérdidas es importante los valores de calor generado por la zona de pruebas, que traducido a nuestro experimento el potencial eléctrico de cada tubo calorímetro. Todo lo expuesto anteriormente se logró con la ayuda de diferentes instrumentos de medición que a continuación se describen:



Reguladores de voltaje

Se utilizaron 5 auto-transformadores dentro de nuestro panel de control.

Los transformadores variables como se conocen en la industrial POWERSTAT son diseñados para entregar voltaje continuo variable para líneas de potencia de corriente alterna. Estos aparatos no introducen distorsión de onda y rugosidad en operaciones de construcción, conmutadores de plata, tiene excelente regulación, alta eficiencia y posiciones conservadoras. Todos los modelos listados operados manualmente excepto las series 10C, 12C y 21-22 a través de las series 146-246 están disponibles con motor manejador. La velocidad de estos motores manejadores son 5, 15, 30 ó 60 segundos para recorrer todo el rango en todos los modelos, excepto los tipos que tienen sufijos -4, -5 o -6 que no ofrezcan velocidad de 5 segundos. Los tipos de series 1156D-1256D y 1296D están disponibles en potencia desde 365 kVA.

Operaciones:

- CSA aprobado
- Construcción rugosa
- Modelos manuales y manejadores de motor
- Baja resistencia y alta eficacia
- Ninguna distorsión de onda
- Alta capacidad de sobrecarga
- Control de línea de salida

Los auto-transformadores forman parte de nuestro tercer modulo “Panel de Control” alguna de sus características son las presentadas en la tabla 3.4

Voltaje de Entrada					120		
Volteje de Salida					0-120		
Frecuencia (Hz)	Carga Corriente		Carga Impedancia		Terminales y Rotación		
	Amper Max.	Max. KVA	Amper Max.	Max. KVA	Entrada CW-CCW	Salida CW-CCW	Saltos CW-CCW
60	12	1.4	15	1.8	1-4	3-4	

Tabla 3.4 Características de Auto-Transformador modelo 117-CU

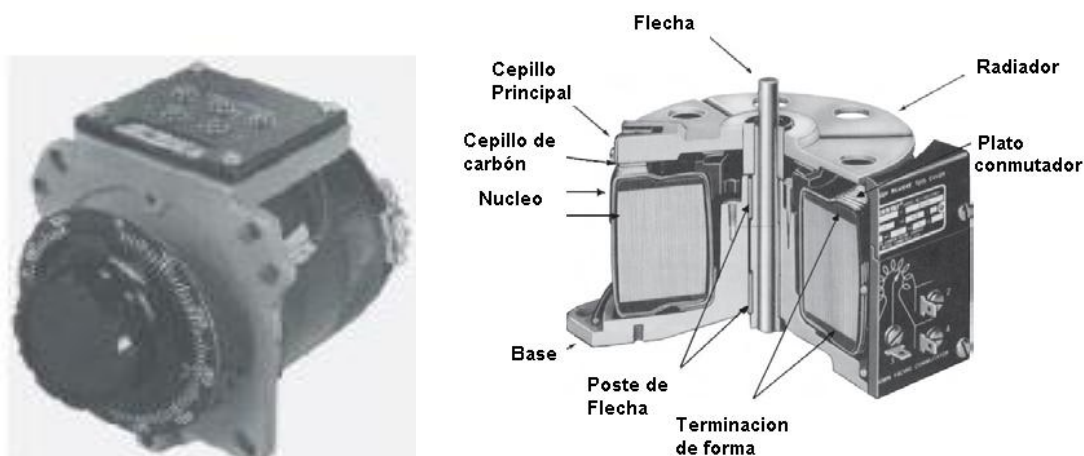


Figura 3.3.1 Auto-Transformador modelo 117-CU

Transformadores

Los transformadores formaron parte de los amperímetros figura 3.3.3 ya que estos por si solos pueden medir hasta 5 amperes, ya que la demanda de corriente fue superior a este valor se requirieron de estos transformadores.



El número de transformadores instalados fueron de 10 para cada uno de los amperímetros que registraron a cada una de las filas en el banco de tubos, excepto a los amperímetros que controlan la corrientes a los dos tubos calorímetros con termopares (A1 y A12).

Los transformadores de corriente serie CP son transformadores de nueva generación. Una de sus ventajas que tiene son excelentes rendimientos, pequeños en diseño, fácil instalación y garantía segura.

Se realizó bastantes mejoras en su apariencia:

- La superficie de las series CP son suprimidas por hi-tech ultrasónico y hace al cuerpo de los productos más sólidos.
- Los cambios en métodos de instalación son más convenientes.
- Tienen dos tipos de conexiones: terminales y ranura de cables.
- El logo aparece en el exterior del cuerpo del producto.

Este tipo de transformadores son convenientes para montar en varias formas, a demás que puede manejar corrientes desde 5A a 3000A. Este modelo maneja un rango desde 5A a 100A. La exactitud puede ser del alcance de 0.5, esto consiguió una aprobación por RoHS, este producto es muy popular en Europa.



Figura 3.3.2 Transformador modelo mes-62/40

Amperímetros

El amperímetro digital utilizado para las mediciones de corriente es marca ENTES, modelo EPM-4D, y trabaja en un intervalo de voltaje de 220/230 V, la alimentación es con corriente alterna y su intervalo de medición es de 0.05-5.5A (AC), sus dimensiones son de 48×96 mm y maneja una exactitud: $1\% \pm 1$ dígito.

Algunas de sus características físicas de este amperímetro se observan en la tabla 3.5

Amperímetro Digital EPM-4D	
Especificaciones	Valor nominal
Voltaje de Operación (U_n)	230 V CA $\pm 10\%$, 50/60 Hz
Tipo de red	Una fase, 2 cables
Exactitud	1 % ± 1 dígito
Rango de transformador de corriente	5A – 10000A
Medida de entrada	0.05A – 5.5 A (con terminales), 0.07A – 200 A (mes-62/40)
Consumo de potencia	< 4 VA
Carga	< 1 VA
Dimensiones	48 x 96 mm

Tabla 3.5 Características de Amperímetro modelo EPM-4D

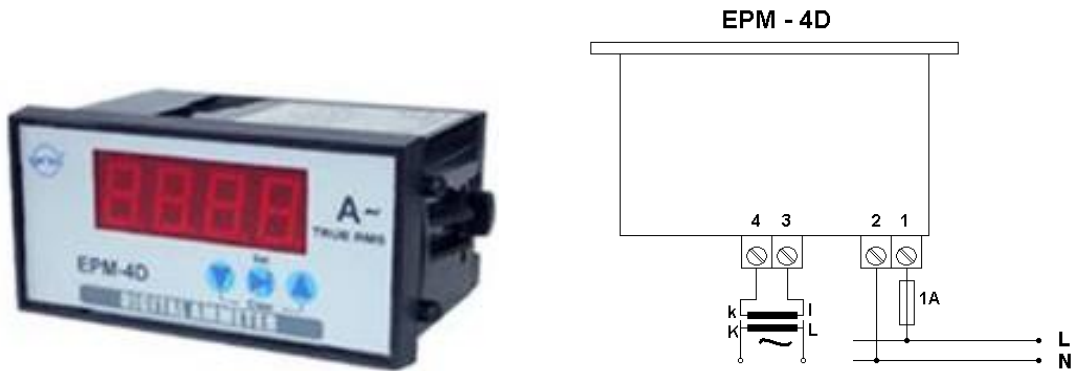


Figura 3.3.3. Amperímetro digital modelo EPM-4D.

Voltímetros

El voltímetro es modelo EVM-3, marca: ENTES, con un voltaje de alimentación 230 V y una frecuencia: 50/60 Hz, el intervalo de medición es de 0-600 V, sus medidas son 96×96 mm y su peso es 300 g, la exactitud es $1\% \pm 1$ dígito y la potencia máxima es 1250 VA, el display es 3 dígitos.

Algunas de sus características físicas de este amperímetro se observan en la tabla 3.6

Voltímetro Digital EVM-3	
Especificaciones	Valor nominal
Voltaje de Operación (U_n)	230 V CA $\pm 10\%$, 50/60 Hz
Tipo de red	Una fase, 2 cables
Exactitud	1 % ± 1 dígito
Rango de medida de voltaje	10 – 600 VCA
Consumo de potencia	< 4 VA
Carga	< 1 VA
Dimensiones	96 x 96 mm

Tabla 3.6 Características de Voltímetro modelo EVM-3

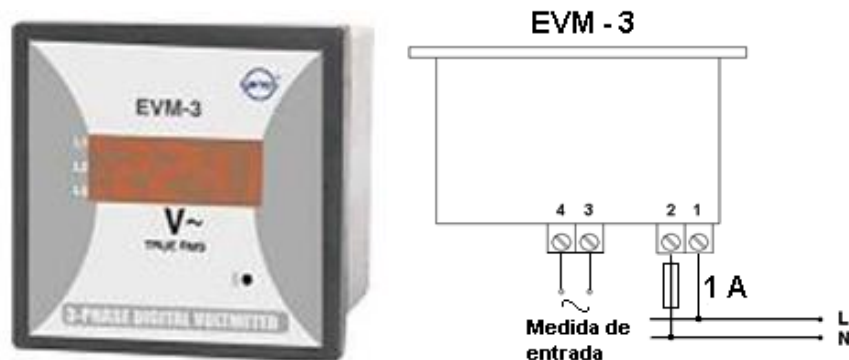


Figura 3.3.4. Voltímetro digital modelo EVM-3.

Scanner

Este scanner puede leer hasta 12 termopares a la vez, cada lectura la puede hacer tan rápido como 1 barrido cada 4 segundos o la más prolongada que es 1 barrido cada hora de aquí depende la función Settable del scanner, las lecturas son mostradas en la pantalla de cristal. Las lecturas que exceden un valor máximo ó mínimo registrado se pueden valorar con una alarma en el scanner. Los termopares que este scanner puede leer son de tipo B, E, J, K, N, R, S, ó T. Se pueden registrar hasta 4,680 datos en memoria de este scanner, esta tarea la puede hacer con la función Store, incluyendo lecturas de los 12 canales, las fechas y la hora de estas.



El scanner puede ser conectado directamente al puerto paralelo de este y conectarlo a una impresora o en su defecto a un ordenador y proporcionar un listado continuo de datos. El software permitirá una interface entre el usuario y el ordenador en Windows para el almacenamiento de datos en el ordenador. En la tabla 3.7 se muestran las tareas de los botones del scanner en la parte frontal y trasera de este.

Left-Right	Use estos botones para seleccionar un canal para la observación, parar el escaneo y presiona SCAN para continuar	1	CH y el número del canal esta mostrado el Termo-Couple que se está leyendo.
Up-Down	Se usa para seleccionar a través del menú	2	El numero de Termo-Couple se repite
MENU	Púlsalo para secuenciar a través del menú opciones para el sistema de instrumentos.	3	Se muestra la temperatura del Termo-Couple que está activo.
EXIT	Púlsalo para salir solo del modo menú o del modo display	4	Nos muestra la escala en que se está trabajando °C ó °F
ALARM	Púlsalo para silenciar el sonido de la alarma activada	5	Un flashazo en el número de canal nos dice un problema con la sonda.
CLEAR	Pulsa el botón CLEAR después STORE, LOG, MAX, MIN, AVG ó ALARM, se limpiaran los valores de memoria respectivos	6	Las palabras abajo del display muestra el estado del instrumento.
SCAN	Púlsalo y comenzara el escaneo después presiona el botón Left-Right arrow Keys esto iniciara inmediatamente un nuevo escaneo.	7	La palabra ALARM parpadea cuando una alarma esta activa
HOLD	Su función es congelar la lectura en el display, el escaneo continua, el botón Left-Right arrow keys selecciona el canal mostrado	8	Cuando parpadea indica una alarma
AVG	Muestra las lecturas promedio y el numero de lecturas desde el ultimo encendido hasta el último limpiado. Para reiniciar pulsa CLEAR y después AVG.	1a	Aquí se encuentran las conexiones de los Termo-Couples (Conector de 2 laminas mini-ANSI)
MIN	Muestra la lectura de mínimo valor y el tiempo desde el último hasta el último limpiado. Para salir pulsa exit.	2b	Botón de encendido y apagado I = on, O = off
MAX	Muestra la lectura de máximo valor y el tiempo desde el último hasta el último limpiado. Para salir pulsa exit.	3c	Entrada de suministro de energía. Conector de entrada del adaptador de CA
PRINT	Sirve para activar o desactivar la operación de imprimir	4d	Conector para un puerto serial con la PC (conexión RS-232).
RECALL	Sirve para adentrarse a las lecturas registradas, RECALL muestra los datos de las lecturas, tiempo registrado, y las temperaturas registradas.	5e	Conector para vincular adicionalmente un scanner de 12 canales en paralelo
LOG	Enlista los datos leídos	6f	Usar un cable de impresión estándar (conector 25 pin D-sub).
STORE	Sirve para guardar las lecturas corridas en la memoria	7g	Conector para tareas externas realizar impresión o almacenaje de datos.

Tabla 3.7 Características del Scanner modelo 92000-00 Benchtop 115V

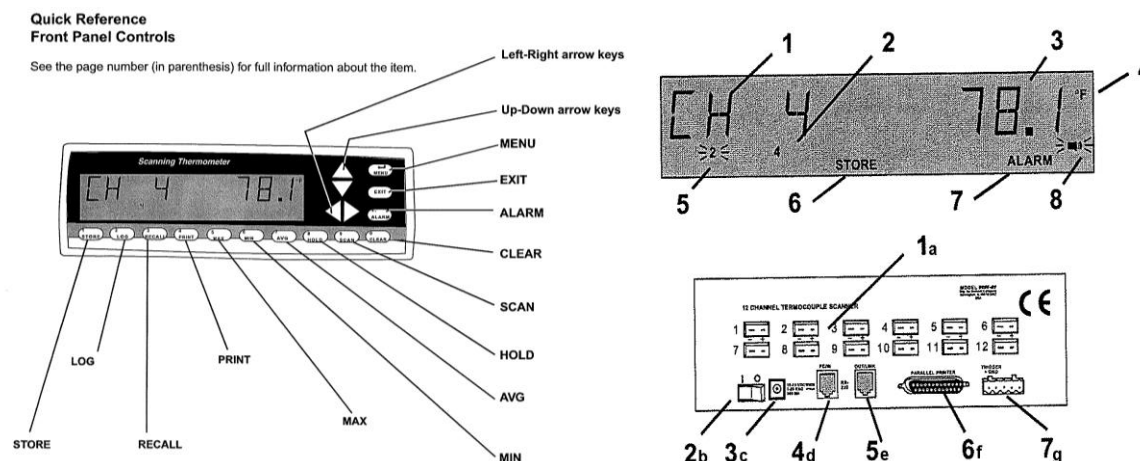


Figura 3.3.5. Scanner modelo 92000-00 Benchtop 115V.

Termo-anemómetro

Los termo-anemómetros digitales serie 471 son instrumentos versátiles de doble función que miden la velocidad del aire de manera rápida y sencilla en cuatro rangos elegibles en campo, ya sea en pies por minuto o metros por segundo, más la temperatura del aire en °F o °C.

La pantalla LCD de alto contraste muestra el rango seleccionado y la velocidad actual. La práctica función de retro-iluminación ofrece visibilidad perfecta en condiciones de poca luz. La luz se apaga automáticamente después de 2,5 minutos para prolongar la vida útil de la pila. Incluye advertencia de pila baja.

La sonda de acero inoxidable con cómodo mango está grabado con marcas de profundidad de inserción de 0-8 pulgadas y 0-20 cm en el modelo 471-1. Al estar totalmente extendida, la longitud de la sonda de los modelos 471-2 y 471-3 llega a 33 pulgadas (83 cm). El gabinete de aluminio extrudido brinda protección total a los componentes electrónicos y es ligero y fácil de sostener, incluso al efectuar varias lecturas como parte de recorridos por conductos. Una cubierta deslizante integrada protege los sensores cuando no se usan.

Los accesorios estándar son una pila alcalina de 9 voltios, correa para la muñeca, estuche de transporte a la medida y talador a pasos para abrir agujeros de conductos de 3/16" a 1/2". En la tabla 3.8 se muestran algunas especificaciones de los termo-anemómetros.

Termo-Anemómetro serie 471	
Especificaciones	Valor nominal
Límites de Presión	1 Atmosfera (301.325 Kpa)
Rangos de velocidad	Elegible en campo 0-500, 0-1500, 0-5000, 0-15000 FPM
Exactitud	±2 °F (1 °C). Depende del rango a 59 a 86 °F (15 a 30 °C). Fuera de este rango, agregue 0,11% por °F (0,2% por °C).
Voltaje de Suministro	Pila alcalina de 9 voltios
Límites de Temperatura medible	0 a 200 °F (-18 a 100 °C).
Límites de temperatura ambiente	32 a 104 °F (0 a 40 °C).
Peso	12 oz (340 g).
Vida útil de la luz estroboscópica	30 segundos
Punto de activación de sensor	1 FPM/0,1 MPS.
Retraso temporal	15 segundos.
Sonda	Sonda de 5/16" (8,13 mm) de diámetro con asa integrada y cordón enrollado de 6 pies (183 cm). Longitud de la sonda: Modelo 471-1 = 10" (25,4 cm); Modelos 471-2 = 33" (83 cm) extendida.

Tabla 3.8 Características de Termo-Anemómetros modelo 471.



La exactitud de los termo-anemómetros varía dependiendo del rango en el cual estemos estos instrumentos cuentan con 4 rangos, estos valores los encontramos en la tabla 3.9.

Número de intervalo	Velocidad MPS	Exactitud
1	0-3,0	$\pm 3\%$
2	0-7,0	$\pm 3\%$
3	0-30	$\pm 4\%$
4	0-70	$\pm 5\%$

Tabla 3.9. Rangos de velocidad del aire.



Figura 3.3.6. Termo anemómetros digitales, (a) Modelo 471-2 y (b) Modelo 471-1

Termómetro

Dentro de nuestro estudio de la transferencia de calor por convección en banco de tubos, las condiciones en las cuales teníamos que determinar nuestros valores, era de suma importancia el régimen de flujo ó mejor dicho el Número de Reynolds. En otras palabras el determinar la velocidad dentro del túnel de viento era una parte fundamental de la investigación, este valor se consiguió con la ayuda de nuestro tubo venturi donde la forma de calcular involucra la presión de entrada y la de garganta dentro del tubo venturi, además de la temperatura del flujo en este mismo punto, aquí es donde toma su importancia nuestro instrumento el cual a continuación presentaremos algunas características en la tabla 3.10 y lo llamamos termómetro. Se ocupo un termómetro de mercurio de la marca french ALLA serie D.

SERIE	RANGO	UNIDAD	DIVISIÓN	PRECISIÓN	LONGITUD	EMBALAJE
D	0 + 100	$^{\circ}\text{C}$	1°C	± 1	305 mm	

Tabla 3.10 Características de Termómetro serie D.

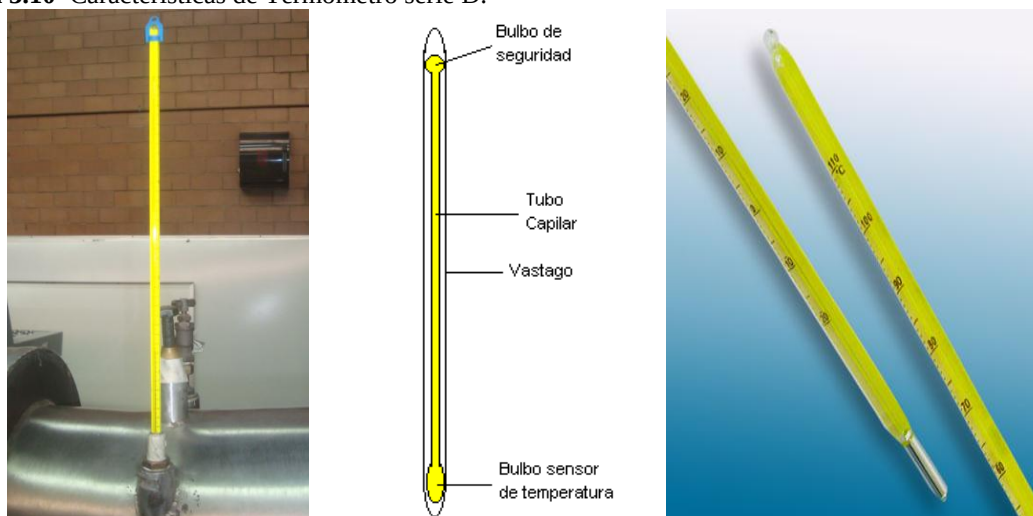


Figura 3.3.7. Termómetro French ALLA serie D

Diferenciales de presión

Se ocuparon dos manómetros inclinados para los primeros 6 regímenes y para el ultimo se utilizo un manómetro vertical de mercurio, el manómetro inclinado se muestra en la figura 3.3.8. En este manómetro se pueden leer presiones sobre los siguientes rangos:

	SI (Pa)	Ingles (in.w.g.)	Métrico (mm.w.g)
Miembro corto	0 – 125	0 – 0.5	0 – 12.5
	0 – 250	0 – 1	0 – 25
	0 – 500	0 – 2	0 – 50
	0 – 2500	0 – 10	0 – 250
Miembro Largo	0 – 500	0 – 2	0 – 50
	0 – 1000	0 – 4	0 – 100
	0 – 5000	0 – 20	0 – 500

Tabla 3.11 Rangos de medición del manómetro Airflow tipo 5.

Los rangos marcados en la tabla 3.9 pueden ser leídos de forma directa a través de sus miembros cuando su posición se encuentre de forma vertical. Cuando el manómetro sea utilizado en cualquiera de sus dos posiciones diagonales la lectura debe de multiplicarse por un factor de error que se encuentra en la base de este manómetro. La exactitud del manómetro es de $\pm 1\%$ cuando tenemos una temperatura menor ó igual a 20°C , cuando la temperatura es mayor a este valor el manómetro de densidad relativa cambia a una velocidad de 0.07% por 1°C .

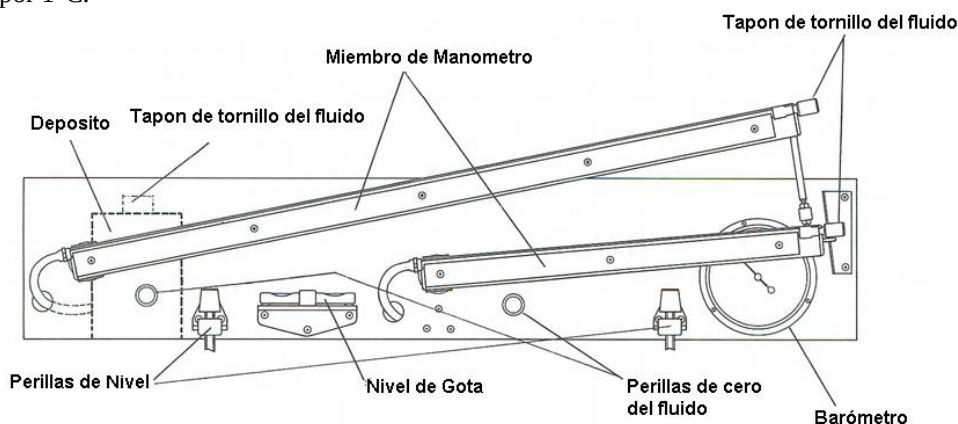


Figura 3.3.8. Manómetro Airflow tipo 5

Sistema de Medición Meteorológica

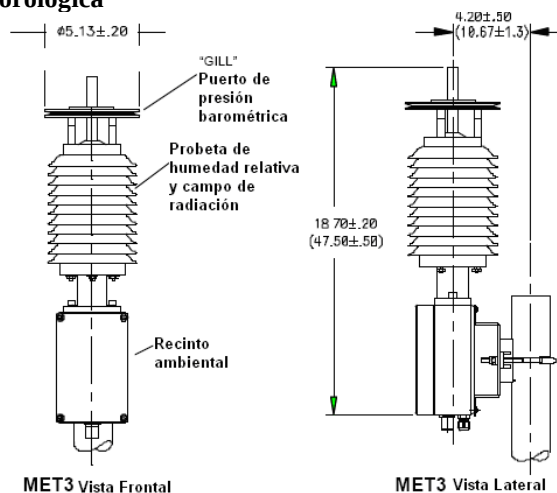


Figura 3.3.9. Esquema de la estación meteorológica MET3 del LABINTHAP.



Para la corrección de nuestros valores hacia la influencia del medio ambiente en el experimento, valores como la presión, temperatura y humedad del aire ambiental se registraron en el laboratorio gracias a la estación meteorológica del LABINTHAP (figura 3.3.9).

Características:

La estación meteorológica tiene una precisión de ± 0.08 hPa para la medición de presión para la temperatura es de ± 0.5 °C, con un intervalo de temperatura de -50 °C a $+60$ °C, para la humedad la exactitud es de $\pm 2\%$.

3.4 CALIBRACIÓN DE MEDIDORES Y CARACTERIZACIÓN DE LA ZONA DE PRUEBAS

Se efectuaron calibraciones de los instrumentos donde el scanner tenía auto calibración y donde los termómetros no requerirían de calibración, entonces este punto se reduce a la calibración de los termo-anemómetros.

La calibración de los 2 termo-anemómetros digitales se realizó en el túnel de viento del LABINTHAP, utilizando la sonda de hilo caliente STREAMLINE CTA 90C10, marca DANTEC, como instrumento primario, ya que ésta posee un sistema de autocalibración.

Este túnel de viento es de circuito abierto con una sección de pruebas de succión y otra de presión. La velocidad mayor en la sección de pruebas de succión es de 70 m/s. La zona de pruebas de succión tiene una sección transversal rectangular de 0.8 m por 0.6 m y una longitud variable de 5.0 m. El flujo ingresa al túnel mediante una entrada acampanada, posteriormente pasa por una cámara estabilizadora equipada con 5 mallas de alambre calibre 30 y un panel hexagonal con diámetro equivalente de 10.5 mm, espesor de 0.2 mm y longitud de 85 mm. Posteriormente, antes de que el flujo entre a la zona de pruebas, pasa por una contracción cuya relación de áreas es de 9:1. Con todos estos aditamentos se logran variaciones de velocidad menores al $\pm 1\%$ y una turbulencia del 0.5% para todo el intervalo de velocidad.

El STREAMLINE CTA 90C10 es un sistema de medición marca DANTEC basado en el alto rendimiento resultado de la combinación de una Anemómetro de Temperatura Constante (CTA) y una computadora portátil. El sistema incluye una interfase de auto calibración y permite la medición de velocidades instantáneas y turbulencia en uno o varios puntos. El intervalo de velocidad que maneja este equipo es de 0.02 m/s a 300 m/s con una exactitud menor a $\pm 0.5\%$, y una intensidad de turbulencia menor a $\pm 0.2\%$ (± 0.02 m/s) en el intervalo de 0.5 m/s a 300 m/s. El fabricante recomienda un intervalo de temperatura ambiente de 0 °C a 45 °C y una humedad relativa del 20% al 80%.

El procedimiento de calibración utilizado es el dado por Miller [5]. El error por desviación de los termo-anemómetros se calculó con la ecuación

$$B = \frac{\bar{I} - I_t}{I_t} * 100$$

Y se calculó un factor de corrección para este error, mediante la ecuación

$$F_B = \left(1 + \frac{B}{100}\right)^{-1}$$

El error por precisión de los instrumentos, para una confiabilidad del 95%, se obtuvo con la relación

$$\sigma_p = t_{st}\sigma$$

Y la exactitud en cada punto se calculó con la ecuación

$$Exac = B \pm \sqrt{\left(1 + \frac{1}{n}\right) \sigma_p^2}$$

Cuando se aplica la corrección por desviación, para calcular la exactitud del instrumento se elimina B de la ecuación anterior. De acuerdo a este procedimiento, se obtuvo una curva de calibración para cada termo-anemómetro en el intervalo 0 – 7.0 m/s y 0 – 30 m/s, y la exactitud para cada instrumento en cada intervalo fue del **4% o menor**.



3.5 METODOLOGÍA DE EXPERIMENTACIÓN.

Las pruebas experimentales se dividieron en tres bloques de medición para cada régimen de flujo (1000, 5000, 6300, 7900, 9900, 12500 y 15800 Re) y por cada configuración de banco de tubos ($S_1/S_2 = 1, 2, 3, 4$ y 4.5). Para el comienzo de las pruebas primeramente se tuvo que encontrar el régimen de flujo, con las condiciones que predominaban en ese momento condiciones tales como temperatura, presión y humedad, luego se encontraba el régimen rotacional del ventilador para determinar la velocidad dentro del túnel de viento, esto se logra a través de los manómetros inclinados y del termómetro tomando las presiones de entrada y la de garganta en el tubo venturi así como la temperatura de flujo en ese punto.

Con esos datos encontramos el caudal que circula en ese ducto así como la densidad del mismo y por consiguiente la velocidad a la cual circula el flujo. Ya teniendo la velocidad real en el ducto esta es comparada con una velocidad ideal donde está involucrado el número de Reynolds, la viscosidad cinemática es calculada con el promedio de la temperatura en la entrada del ducto; calculada con el termo-anemómetro 1, y con la temperatura de salida dando un delta propuesto de 5° . El diámetro característico lo sabemos ya que es la geometría inmersa en el ducto esta es la de la zona de pruebas por consiguiente es el diámetro del tubo calorímetro (12.7 mm) y el régimen el cual estamos investigando. Luego esta velocidad es corregida por la diferencia de áreas y por diferencia de temperaturas. Cuando la comparación se acerca a un valor en donde la diferencia no es más del 2% se prosigue con el siguiente punto.

Teniendo definido nuestro régimen de flujo pasamos a calcular el paso de corriente que le imprimiremos a los tubos calorímetros, este es calculado a través de una resistencia equivalente por fila y por tubo calorímetro, esto para garantizar una distribución correcta y homogénea de la corriente para cada resistencia. Luego se calcula de forma simultánea la temperatura de entrada y de salida del túnel con ayuda de los termo-anemómetros. Corregimos los reguladores de voltaje hasta que la diferencia de estas temperaturas llegue a los 5° , pero cuidando que los tubos calorímetros con termopares no rebasen los 100°C , esto con ayuda del scanner; se conectan los 4 termopares centrales de cada tubo al scanner y se mantiene controlada esta temperatura. Teniendo estas condiciones experimentales proseguimos al comienzo de experimentación y al registro de datos para la obtención del coeficiente de convección.

El comienzo de las pruebas experimentales se realiza con el primer bloque de registro de datos, en primera estancia se toman los valores ambientales con la ayuda de la estación meteorológica MET3; temperatura ($^\circ\text{C}$), presión (bar) y humedad (%HR), luego se toman 3 mediciones de presión a la entrada y salida del tubo venturi así como la temperatura del flujo, luego se conecta el primer tubo calorímetro con termopares al scanner y se programa el scanner para que empiece a registrar las temperaturas y sean guardadas en la PC, después se toman tres fotografías al panel de control de corrientes para saber que corrientes están pasando en cada fila y en cada tubo calorímetro con termopares. Terminando con todo lo anterior se registran 5 lecturas en el punto central del ducto a la entrada. Para finalizar con el primer bloque de experimentación se realiza un barrido de 11 puntos de medición verticales y 11 puntos de medición horizontales a la salida del ducto, los puntos se observan en la figura 3.2.6, de esta forma se toman 15 lecturas de cada punto.

Pasando con el segundo bloque de registro de valores se repite la obtención de valores ambientales; temperatura ($^\circ\text{C}$), presión (bar) y humedad (%HR), se registran 3 mediciones de presión a la entrada y salida del tubo venturi así como la temperatura del flujo, se da por terminada la tarea de la PC con el primer tubo calorímetro y se desconecta del scanner, luego se conecta el segundo tubo calorímetro y se pone a guardar en la PC, se repite la operación de tomar 3 fotografías al panel de control de corrientes. Para finalizar con el segundo bloque de registro se toman otras 5 lecturas de temperatura a la entrada del ducto y se repite el barrido de puntos verticales y horizontales en la salida del mismo con 15 lecturas cada uno.

Para el último bloque se toman los valores ambientales; temperatura ($^\circ\text{C}$), presión (bar) y humedad (%HR), se toman 3 mediciones de presión a la entrada y salida del tubo venturi así como la temperatura del flujo, se toman las últimas tres fotografías al panel de control de corrientes y se registran 5 lecturas de temperatura en la entrada del ducto. Se termina con la finalización de guardar el registro de las temperaturas del tubo calorímetro 2. Todo el procedimiento de medición que se forma de tres módulos descrito anteriormente, se repite para todos los regímenes de esta investigación, así como para las 5 configuraciones geométricas o bancos de tubos.



CAPITULO IV

RESULTADOS DE EXPERIMENTACIÓN

En este capítulo se darán a conocer los resultados experimentales obtenidos en el túnel de viento dirigidos a la transferencia de calor en bancos de tubos lisos con arreglo en triángulo para siete diferentes regímenes de flujo y cinco distintas configuraciones geométricas ó bancos de tubos; $S_1/S_2 = 1, 2, 3, 4$ y 4.5 , así como la variación del exponente n del numero de Reynolds y la constante Cq , para cada configuración. Finalmente se realiza el análisis de resultados obtenidos.



Como ya fue mencionado en el capítulo anterior las pruebas fueron realizadas a diferentes configuraciones geométricas para ser más exactos a 5 diferentes bancos de tubos, cada uno de estos arreglos se midió a 7 diferentes regímenes de flujo calculados de manera logarítmica y esta escala queda en los siguientes valores 1000, 5000, 6300, 7900, 9900, 12500 y 15800 Reynolds.

5.1 Coeficientes de Convección determinados experimentalmente para diferentes configuraciones geométricas de bancos de tubos y diferentes regímenes de flujo.

Para determinar el coeficiente de convección en primera estancia se tenía que saber las condiciones a las cuales estuvo expuesto el experimento esto se trata de las condiciones atmosféricas en el laboratorio y que variables dependían directamente de estos valores. En la tabla 4.1 se muestran estas dependencias.

$S_1/S_2 = 1$									
Régimen	Condiciones atmosféricas			Tubo de Venturi				Velocidades	
	T (°C)	P (bar)	HR (%)	ρ (Kg/m ³)	P _E (Pa)	P _S (Pa)	T (°C)	V _V	V _{DE}
1000	22.87	77913.4	33.8	0.9131	9.6	-16.6	22.850	1.23	1.24
5000	20.28	77871.8	36.6	0.9231	130.857	-529.84	20.071	6.10	6.07
6300	20.76	77792.6	35.9	0.9212	183.545	-860.92	20.567	7.69	7.70
7900	21.09	77829.1	37.1	0.9233	288.900	-1291.3	20.400	9.51	9.60
9900	20.89	77883.4	39.3	0.9262	528.800	-2052.9	20.500	11.97	12.02
12500	19.19	78173.3	40.8	0.9294	837.600	-3332	21.580	15.10	15.22
15800	22.06	77923.4	35.6	0.9017	1324.17	-6289.8	26.233	17.60	19.40

Tabla 4.1 Condiciones de experimentación para la configuración geométrica con paso $S_1/S_2 = 1$.

Para observar todos los valores del experimento de las geometrías restantes contamos con el anexo 4 condiciones de experimentación.

Como es observado en la tabla 4.1 tenemos las dependencias de las condiciones atmosféricas, estas variables como se observan cambian notablemente, un ejemplo son las revoluciones en las cuales trabajo el ventilador para diferentes configuraciones y a iguales regímenes de flujo, estos valores también son observados en el anexo 4.

Para el cálculo del coeficiente de convección nos ayudaremos con la ecuación 3.1.1 del capítulo 3 donde tenemos que encontrar las incógnitas de esta ecuación, incógnitas como el área (A), el calor cedido por el aire (Q) y la temperatura media logarítmica ($\Delta T_{\log}$). Con estos datos pasaremos al cálculo del área, primero se debe de entender que es el área expuesta al flujo, en otras palabras el área que interviene en el intercambio de calor o transferencia de calor. Esta área son los 45 calorímetros de forma cilíndrica y que solo su superficie externa es la que trabaja en el intercambio de calor, esto es su perímetro por su altura y aquí es donde introducimos la ecuación 3.1.3

$$A = (\pi Dh)(45) \Rightarrow \pi(12.7 \text{ mm})(230 \text{ mm})(45) \Rightarrow A = 412.945 \text{ mm}^2 \Rightarrow A = 0.4129 \text{ m}^2$$

Ya contamos con la primera incógnita de nuestra ecuación el área (A), pasaremos después con el cálculo de la temperatura media logarítmica ($\Delta T_{\log}$), aquí ocuparemos la ecuación 3.1.2 del capítulo 3. En este punto se nos complica un poco el cálculo, ya que dependemos de varias temperaturas de las cuales algunas se obtuvieron de mediciones directas de los instrumentos y las otras de forma analítica primero proseguiremos a determinar las incógnitas.

De la ecuación 3.1.2 tenemos las siguientes temperaturas:

- **Temperatura externa del tubo calorímetro ubicado en la fila 1 (T_{C1}):** Esta temperatura fue registrada por el scanner con los 10 termopares del tubo calorímetro y después sacando promedio de estas, tomando en cuenta que su diferencia no pasara de los 2 % de la temperatura mayor, esto para garantizar perdidas de calor grandes en la zona de pruebas.



- **Temperatura externa del tubo calorímetro ubicado en la fila 10 (T_{C2}):** Esta temperatura fue calculada con la ecuación 3.1.4 donde se determino un factor de error gradual donde se determino con ayuda de un balance térmico en donde la temperatura en la novena fila con respecto a la temperatura de la fila 10 marca un porcentaje de diferencia, con esto se puede determinar la temperatura externa en la fila 10 ya que el comportamiento en ausencia de perdidas tendría que ser igual.
- **Temperatura promedio a la entrada de la zona de pruebas (T_{P1}):** Para el cálculo de esta temperatura existe la intervención de dos temperaturas más la primera es la temperatura de entrada (T_E), esta fue registrada por el primer termo-anemómetro, y la segunda fue la temperatura después de la primera fila de la zona de pruebas (T_1) esta fue calculada con el balance de energía gracias a los valores parciales de potencial eléctrico de cada una de las filas y que se muestran en la tabla 4.2.
- **Temperatura promedio a la salida de la zona de pruebas (T_{P2}):** En el cálculo de esta temperatura también intervienen dos temperaturas que son la temperatura de salida de la zona de pruebas, registrada con el termo-anemómetro 2 haciendo el barrido de puntos como fue explicado con anterioridad y calculando el promedio de esta a través del método de áreas. Y la segunda temperatura, que es la calculada con el balance de energía después de la novena fila.

Sabiendo la forma de calcular cada una de las temperaturas que forman parte del cálculo de la temperatura media logarítmica (ΔT_{log}), la tabla 4.2 nos muestra los valores de cada régimen de flujo y cada banco de tubos.

$S_1/S_2 = 1$											
Régimen	Temperatura de Entrada			Temperatura de Salida						Temperatura Logarítmica	
	T_{P1}		T_{C1}	T_{P2}			T_{C2}	$\eta\%$	T'_{C2}	ΔT_{9Log}	ΔT_{10Log}
	T_E	T_1		T_S	T_8	T_9					
1000	23.226	24.25	74.54	32.25	30.39	31.43	71.73	2.6	73.64	46.65	45.12
5000	20.24	20.79	80.41	25.14	24.10	24.63	64.33	1.71	65.45	49.90	48.96
6300	20.673	21.21	81.16	25.56	24.50	25.04	64.01	1.72	65.13	49.62	48.67
7900	20.639	21.13	84.65	25.28	24.09	24.57	66.3	1.55	67.34	52.72	51.77
9900	20.713	21.21	82.31	25.04	24.20	24.68	65.94	1.56	66.99	51.38	50.54
12500	21.787	22.27	54.30	26.18	25.33	25.81	69.69	1.52	70.77	54.30	53.45
15800	26.063	26.56	87.01	30.50	29.82	30.33	73.87	1.34	74.89	52.35	51.60

Tabla 4.2 Registro de temperaturas ($^{\circ}\text{C}$) para el cálculo de la Temperatura media logarítmica con configuración geometría $S_1/S_2 = 1$.

Las temperaturas de la zona de pruebas se pueden observar en el anexo 5, el registro del barrido de la temperatura de salida (T_S) y la temperatura de entrada (T_E) pueden ser observadas en el anexo 2, y el cálculo de la temperatura externa del tubo 1 (T_{C1}) y la temperatura del tubo 2 en la novena fila (T'_{C2}) fueron registrados en el anexo 1. Entonces las temperaturas medias logarítmicas quedan como se presentan a continuación en la tabla 4.3

Reg.	$S_1/S_2 = 1$		$S_1/S_2 = 2$		$S_1/S_2 = 3$		$S_1/S_2 = 4$		$S_1/S_2 = 4.5$	
	ΔT_{9Log}	ΔT_{10Log}	ΔT_{9Log}	ΔT_{10Log}	ΔT_{9Log}	ΔT_{10Log}	ΔT_{9Log}	ΔT_{10Log}	ΔT_{9Log}	ΔT_{10Log}
1000	46.65	45.12	40.97	39.72	36.59	35.60	39.38	38.33	43.03	41.99
5000	49.90	48.96	54.99	53.95	45.28	44.41	49.69	48.73	45.07	44.20
6300	49.62	48.67	54.42	53.39	48.36	47.52	52.74	51.74	52.95	51.94
7900	52.72	51.77	58.83	57.78	56.03	55.07	54.27	53.28	56.99	55.95
9900	51.38	50.54	53.65	52.77	54.27	53.36	54.30	53.37	56.14	55.18
12500	54.30	53.45	55.75	54.87	54.19	53.24	54.42	53.54	57.93	56.96
15800	52.35	51.60	56.30	54.79	52.65	51.84	51.56	50.77	56.59	55.70

Tabla 4.3 Temperaturas medias logarítmicas ($^{\circ}\text{C}$) con arreglo geométrico $S_1/S_2 = 1, 2, 3, 4$, y 4.5.

Se expuso en la tabla 4.3 las temperaturas medias logarítmicas, con el análisis térmico que se realizó en cada línea podemos calcular las temperaturas medias logarítmicas en cualquier punto del banco de tubos, la



temperatura media logarítmica en la fila nueve es la más adecuada para el cálculo del coeficiente de convección ya que las temperaturas externas del tubo fueron registradas en la fila 9; esto debido a la geometría del banco de tubos. Pero para nuestro análisis era indispensable calcular esta temperatura en la fila 10. Gracias a nuestro análisis térmico esta temperatura se pudo calcular y tener una variación del $\pm 1\%$ con respecto a la temperatura nueve y así verificar que la tendencia del cálculo era el correcto. Se presentan ambas temperaturas tanto en la fila nueve como en la fila 10 para comprobar este margen de error y la temperatura en la fila 10 fue la que se utilizó para el cálculo de nuestro coeficiente de convección.

Pasaremos a la última incógnita de nuestra ecuación para el cálculo de nuestro coeficiente de convección este es el calor cedido por el flujo de aire (Q) y que se utilizará la ecuación 3.1.10 del capítulo 3. Esta ecuación presenta 4 incógnitas las cuales una de ellas depende de la temperatura media logarítmica calculada para el régimen y arreglo que corresponde. Este valor es el correspondiente al Calor Específico a presión constante (C_p). La segunda variable que depende de las condiciones del medio ambiente y del régimen rotacional del ventilador es el flujo másico ($\dot{m}$) y por último un diferencial de temperatura, estas las conocemos son la temperatura de entrada (T_E) y la temperatura de salida (T_S). Presentamos los valores calculados de estas variables en la tabla 4.4.

$S_1/S_2 = 1$						
Régimen	C_p (J/Kg K)	$\dot{m}$ (Kg/S)		T_E (°C)	T_S (°C)	Q (W)
		ρ (Kg/m³)	$\dot{Q}$ (m³/S)			
1000	1007.03	0.9131	0.081	23.226	32.25	670.63
		0.07				
5000	1007.90	0.9231	0.402	20.24	25.14	1829.91
		0.37				
6300	1006.92	0.9212	0.504	20.673	25.56	2283.35
		0.46				
7900	1006.92	0.9233	0.623	20.639	25.28	2690.69
		0.58				
9900	1006.92	0.9262	0.785	20.713	25.04	3163.31
		0.73				
12500	1006.94	0.9294	0.990	21.787	26.18	4069.49
		0.92				
15800	1006.55	0.9017	1.152	26.063	30.50	4639.69
		1.04				

Tabla 4.4 Calor disipado por el flujo de aire con arreglo geométrico $S_1/S_2 = 1$.

Los valores obtenidos a ciertas condiciones de experimentación como el calor específico y la densidad son registrados en el anexo 4 condiciones de experimentación, y la temperatura de entrada (T_E) y la temperatura de salida (T_S), pueden ser observadas en el anexo 2. Con todo esto y observando la forma de cómo es calculado el flujo de calor cedido por el aire los valores de este en todos los regímenes y en todas las configuraciones son mostrados en la tabla 4.5.

S_1/S_2	$S_1/S_2 = 1$		$S_1/S_2 = 2$		$S_1/S_2 = 3$		$S_1/S_2 = 4$		$S_1/S_2 = 4.5$	
Reg.	$\dot{m}$	Q (W)	$\dot{m}$	Q (W)	$\dot{m}$	Q (W)	$\dot{m}$	Q (W)	$\dot{m}$	Q (W)
1000	0.07	670.63	0.07	547.53	0.08	516.90	0.08	509.44	0.08	529.37
5000	0.37	1829.91	0.37	2012.17	0.37	1800.17	0.37	2015.49	0.37	1802.82
6300	0.46	2283.35	0.46	2516.26	0.47	2175.07	0.47	2463.06	0.46	2376.21
7900	0.58	2690.69	0.59	3091.01	0.59	2889.54	0.58	2960.20	0.59	3016.78
9900	0.73	3163.31	0.73	3193.19	0.74	3552.58	0.73	3572.13	0.74	3528.71
12500	0.92	4069.49	0.93	4066.29	0.93	4655.23	0.94	4357.11	0.93	4571.57
15800	1.04	4639.69	1.17	4961.72	1.08	4797.41	1.10	4882.39	1.14	5268.32

Tabla 4.5 Calor disipado por el flujo de aire en arreglos geométricos $S_1/S_2 = 1, 2, 3, 4$ y 4.5.

De manera necesaria existe una manera de encontrar las pérdidas en nuestra zona de pruebas, con estos valores podemos justificar nuestro trabajo de experimentación. Aquí toma importancia el control de corrientes que implementamos con nuestro sistema de calentamiento descrito con sus tres módulos en el capítulo 3. Para calcular nuestras pérdidas en el sistema necesitaremos la intrusión de la ecuación 3.1.11 vista en el capítulo



3, esta cuenta con dos incógnitas, la primera es el calor cedido hacia el flujo de aire a través de los calorímetros; valores observados en la tabla 4.5, y la otra incógnita es el calor generado por los 45 tubos calorímetros que forman nuestro banco de tubos ó en otras palabras el potencial eléctrico total generado por nuestra zona de pruebas.

Ya teniendo los valores del calor cedido al flujo de aire (Q), solo falta determinar el potencial eléctrico suministrado a los tubos calorímetro (Q_{RT}). Aquí se necesitará de las ecuaciones 3.1.6, 3.1.7, 3.1.8 y 3.1.9, además de los valores de las corrientes y de las resistencias de los tubos calorímetros. Cabe mencionar que todo el análisis del potencial eléctrico suministrado se realizo por cada una de las 10 filas, comenzaremos por utilizar la ecuación 3.1.9 para determinar las resistencias equivalentes en cada una de las filas esto queda como se muestra en la tabla 4.6, además que los valores de cada tubo calorímetro es visto en la tabla 3.1.

Fila		Resistencias (Ω)					Fila		Resistencias (Ω)						
1	L _{1A}	R ₂₆	R ₁₁	R ₃₂	R ₃₃	R _{TL1}	6		R ₂₁	R ₁₇	R ₂₀	R ₁₆	R _{TL6}		
		51.3	51.3	51.3	51.3	12.825			53.2	53.2	53.2	53.1	13.2937		
	L _{1B}	R ₅₁			R _{C1}		7		R ₃₆	R ₂₉	R ₃₇	R ₄₃	R ₄₄	R _{TL7}	
		52.5			52.5				51.5	51.4	51.4	51.4	51.5	10.288	
2		R ₃₅	R ₃₈	R ₄₀	R ₄₅	R _{TL2}	8		R ₁	R ₂	R ₇	R ₁₀	R _{TL8}		
		51.3	51.3	51.3	51.3	12.825			53	53.1	53.1	53	10.608		
3		R ₂₈	R ₃₀	R ₃₁	R ₃₄	R ₃₉	R _{TL3}	9	L ₉	R ₃	R ₄	R ₈	R ₉	R _{TL9}	
		51.2	51.2	51.2	51.2	51.2	10.24				53.3	53.3	53.3	53.4	13.3312
4		R ₁₄	R ₂₂	R ₅	R ₁₀	R _{TL4}			L _{10B}	R ₅₂			R _{C2}		
		53.1	53.2	53.2	53.2	13.2937				53.5			53.5		
5		R ₄₁	R ₄₂	R ₄₆	R ₄₉	R ₅₀	R _{TL5}	10		R ₁₉	R ₁₈	R ₂₄	R ₁₃	R _{TL10}	
		51.2	51.2	51.2	51.2	51.2	10.24			53.4	53.3	53.3	53.3	13.3312	

Tabla 4.6 Distribución de calorímetros y valor nominal de resistencia (ohm)

Conocemos hasta el momento las resistencias equivalentes por cada fila, el segundo paso es saber el valor de las corrientes suministradas a cada una de las filas, aquí haremos uso de la ecuación 3.1.8, para saber que amperímetro (A) le corresponde a cada línea. Estos valores se presentan en la tabla 4.7, a continuación.

Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$												
Régimen	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
1000	0.533	2.177	2.180	2.174	2.734	2.703	2.119	2.099	2.718	2.168	2.164	0.521
5000	0.884	3.487	3.567	3.559	4.488	4.454	3.546	3.497	4.430	3.538	3.467	0.850
6300	0.968	3.945	3.977	3.996	4.977	4.939	3.950	3.897	4.940	3.986	3.919	0.943
7900	1.037	4.120	4.180	4.176	5.270	5.228	4.174	4.125	5.247	4.184	4.096	0.994
9900	1.126	4.663	4.781	4.774	5.940	5.887	4.707	4.655	5.916	4.724	4.640	1.084
12500	1.241	5.277	5.366	5.357	6.775	6.901	5.315	5.261	6.752	5.275	5.257	1.191
15800	1.328	5.717	5.790	5.775	7.352	7.603	5.727	5.671	7.408	6.204	5.694	1.309

Tabla 4.7 Valor nominal de la corriente en cada línea para un arreglo $S_1/S_2 = 1$, unidad (ampere).

Los valores para los otros arreglos restantes se encuentran registrados en el anexo 3 corrientes eléctricas. Con todos estos valores de resistencia y de corrientes eléctricas podemos calcular el potencial eléctrico de cada una de las filas y el potencial eléctrico total de cada régimen de flujo para cada uno de los cinco arreglos geométricos de esta investigación.

Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$											
Régimen	L1	L2	L3	L4	L5	L6	L7	L8	L9	L10	L _T
1000	76.18	60.61	76.54	59.69	74.84	58.57	76.03	49.84	77.42	62.44	672.15
5000	204.95	162.46	206.27	167.14	203.16	162.58	201.88	132.79	199.96	160.26	1801.5
6300	252.95	204.75	253.64	207.42	249.83	201.89	251.10	168.55	254.12	204.79	2249.1
7900	281.64	223.64	284.39	231.62	279.91	226.16	283.22	185.74	278.16	223.61	2498.1
9900	360.99	292.32	361.25	294.49	354.94	288.01	360.06	236.77	351.57	287.06	3187.4
12500	451.67	368.05	469.96	375.56	487.64	367.92	469.01	295.14	445.74	368.43	4099.1
15800	524.43	427.74	553.46	436.04	591.92	427.58	564.62	408.27	525.62	432.21	4891.9



Relación de pasos $S_1/S_2 = 2$											
Régimen	L1	L2	L3	L4	L5	L6	L7	L8	L9	L10	L _T
1000	64.58	51.08	60.70	50.03	59.64	49.37	62.03	40.73	66.35	52.67	557.20
5000	227.01	181.29	226.66	183.50	222.74	180.47	226.37	149.26	228.27	178.06	2003.64
6300	278.95	225.77	283.20	228.48	278.09	224.98	282.52	185.28	279.74	222.94	2489.95
7900	338.49	273.81	343.03	270.87	337.07	266.32	343.35	225.37	340.73	270.62	3009.66
9900	360.60	299.09	363.64	294.77	356.26	288.49	361.89	236.20	356.49	289.79	3207.22
12500	450.87	371.64	456.96	380.96	432.40	373.87	469.93	306.01	454.68	371.68	4069.00
15800	536.21	437.24	592.32	451.79	552.31	467.41	532.28	314.54	553.62	506.75	4944.48

Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$											
Régimen	L1	L2	L3	L4	L5	L6	L7	L8	L9	L10	L _T
1000	62.67	48.99	64.63	50.03	62.40	52.57	65.44	39.92	64.91	52.11	563.67
5000	201.76	155.16	205.12	151.50	204.65	169.45	206.08	135.99	207.40	164.35	1801.47
6300	245.30	202.31	244.85	187.31	232.81	201.23	245.49	179.08	244.60	193.90	2176.87
7900	324.00	252.26	328.62	245.80	313.15	261.18	330.16	224.47	319.12	254.73	2853.49
9900	400.04	327.39	404.03	313.37	384.75	324.57	413.81	271.33	394.14	320.08	3553.52
12500	498.12	406.36	512.73	411.25	486.21	421.98	511.39	340.43	501.77	412.38	4502.63
15800	536.10	444.95	553.77	421.91	515.08	436.35	552.57	361.15	539.23	439.85	4800.94

Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$											
Régimen	L1	L2	L3	L4	L5	L6	L7	L8	L9	L10	L _T
1000	65.21	49.24	58.31	50.03	63.39	50.53	63.19	36.99	66.57	53.14	556.59
5000	225.86	176.58	236.36	180.02	223.46	188.11	226.97	149.70	227.85	180.96	2015.87
6300	268.19	213.34	284.89	222.25	270.71	225.59	282.90	186.33	283.56	226.12	2463.88
7900	333.34	264.38	335.17	266.72	317.52	277.12	339.14	222.61	335.44	269.39	2960.82
9900	405.17	327.35	409.71	313.71	396.57	335.20	399.74	255.63	402.27	327.21	3572.55
12500	478.68	383.64	488.40	385.03	458.28	414.31	487.76	304.31	477.98	387.89	4266.27
15800	538.76	443.42	556.21	431.91	544.94	458.06	564.13	381.89	541.56	456.58	4917.46

Relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$											
Régimen	L1	L2	L3	L4	L5	L6	L7	L8	L9	L10	L _T
1000	65.35	49.24	65.38	50.03	65.38	50.79	63.69	37.95	62.79	49.04	559.63
5000	205.82	157.75	202.74	146.68	205.57	167.86	203.69	130.10	205.78	162.75	1788.74
6300	261.62	206.64	271.08	213.13	260.63	230.52	277.67	178.68	270.26	216.00	2386.22
7900	340.78	265.81	340.07	266.87	324.46	284.32	345.96	228.65	345.08	274.31	3016.32
9900	404.21	325.07	397.58	314.92	372.12	329.52	392.97	261.88	399.55	319.44	3517.25
12500	509.03	407.85	512.73	396.16	484.76	410.49	517.38	340.43	506.30	408.98	4494.12
15800	598.38	484.12	605.39	458.22	566.30	489.27	596.87	391.75	592.77	487.29	5270.36

Tabla 4.8 Valor nominal del potencial eléctrico (Watt) parcial por línea y total de cada régimen de flujo y cada configuración geométrica $S_1/S_2 = 1, 2, 3, 4$ y 4.5 .

Puede observarse en el anexo 3, los valores parciales del potencial eléctrico de cada amperímetro pero solo de un tubo calorímetro, además del valor total de cada régimen de flujo. En la tabla 4.8 se presentan los valores totales de cada línea de potencial eléctrico y los totales de cada régimen. Como lo hemos marcado en párrafos anteriores toca el turno de determinar las pérdidas expuestas de nuestra zona de pruebas hacia el ambiente este valor es importante solo para determinar nuestra desviación de los valores reales con respecto a los valores ideales. Para cerrar con este cálculo tomaremos de referencia la ecuación 3.1.11 de nuestro capítulo anterior. Conociendo los dos valores de calores tenemos solo de calcular esta diferencia esta diferencia se presenta en la tabla 4.9.



Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$			Relación de pasos $S_1/S_2 = 2$			Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$		
Régimen	Q_p (W)	(%)	Régimen	Q_p (W)	(%)	Régimen	Q_p (W)	(%)
1000	1.52	0.23	1000	9.66	1.77	1000	46.77	9.05
5000	28.44	1.55	5000	8.54	0.42	5000	1.30	0.07
6300	34.29	1.50	6300	26.31	1.05	6300	1.81	0.08
7900	192.61	7.16	7900	81.35	2.63	7900	36.05	1.25
9900	24.12	0.76	9900	14.03	0.44	9900	0.94	0.03
12500	29.63	0.73	12500	2.71	0.07	12500	152.6	3.28
15800	252.19	5.44	15800	17.24	0.35	15800	3.53	0.07
Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$			Relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$					
Régimen	Q_p (W)	(%)	Régimen	Q_p (W)	(%)			
1000	47.15	9.26	1000	30.26	5.72			
5000	0.38	0.02	5000	14.08	0.78			
6300	0.82	0.03	6300	10.01	0.42			
7900	0.62	0.02	7900	0.46	0.02			
9900	0.42	0.01	9900	11.46	0.32			
12500	90.84	2.08	12500	77.44	1.69			
15800	35.07	0.72	15800	2.04	0.04			

Tabla 4.9 Perdidas de calor de la zona de pruebas hacia al medio ambiente.

Con todos los cálculos terminados falta calcular el coeficiente de convección, el cálculo se tiene para cada uno de los regímenes de flujo que se está presentando en esta investigación y a su vez para cada una de las cinco configuraciones geométricas de los bancos de tubos.

Es importante mencionar que otro importante cálculo dentro de nuestro estudio es el Número de Nusselt en donde este depende de variables importantes tales como la conductividad térmica del flujo y del diámetro característico en donde está inmerso el flujo.

Regresando al cálculo del coeficiente de convección hagamos el regreso al comienzo de este capítulo y a la utilización de la ecuación 3.1.1. Conocemos el área característica de la zona de pruebas (A), conocemos el calor cedido por los calorímetros hacia el flujo de aire (Q) y conocemos la temperatura media logarítmica (ΔT_{Log}), todo para los siete diferentes regímenes de flujo y a su vez las diferentes configuraciones geométricas de los bancos de tubos. En la tabla 4.10 presentamos los valores del coeficiente de convección para cada condición de régimen y de arreglo del banco de tubos.

Paso	$S_1/S_2 = 1$	Paso	$S_1/S_2 = 2$	Paso	$S_1/S_2 = 3$	Paso	$S_1/S_2 = 4$	Paso	$S_1/S_2 = 4.5$
Reg.	$\bar{h} \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right)$	Reg.	$\bar{h} \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right)$	Reg.	$\bar{h} \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right)$	Reg.	$\bar{h} \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right)$	Reg.	$\bar{h} \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right)$
1000	35.99	1000	33.38	1000	34.21	1000	31.33	1000	30.53
5000	90.50	5000	90.32	5000	98.16	5000	100.16	5000	96.87
6300	113.61	6300	114.13	6300	110.84	6300	115.27	6300	110.79
7900	125.86	7900	129.56	7900	127.06	7900	134.54	7900	130.57
9900	149.10	9900	146.53	9900	161.22	9900	162.08	9900	154.85
12500	181.49	12500	179.45	12500	208.03	12500	193.89	12500	191.09
15800	214.61	15800	219.29	15800	224.08	15800	232.88	15800	229.06

Tabla 4.10 Coeficiente de convección en todas las condiciones de experimentación.

Un punto muy importante para el cálculo de la transferencia de calor por convección es la determinación del Número de Nusselt, su determinación es muy sencilla siempre que se conozca el coeficiente de convección y la temperatura media logarítmica; registrada en la tabla 4.3, que se tiene en el momento de la experimentación, nosotros contamos con estas dos incógnitas además del diámetro característico de la zona de pruebas. Conociendo todo esto haremos uso de la ecuación 1.1.10 expresada en el capítulo 1, con esto se presentan las condiciones en las cuales se hace el cálculo y a parte el valor del Número de Nusselt para cada régimen de flujo y diferente arreglo geométrico. Tabla 4.11.



Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$			Relación de pasos $S_1/S_2 = 2$			Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$		
Régimen	$k \left(\frac{W}{m^{\circ}C} \right)$	$\bar{Nu}$	Régimen	$k \left(\frac{W}{m^{\circ}C} \right)$	$\bar{Nu}$	Régimen	$k \left(\frac{W}{m^{\circ}C} \right)$	$\bar{Nu}$
1000	0.02763	16.544	1000	0.02607	16.260	1000	0.02698	16.101
5000	0.02592	44.336	5000	0.02609	43.967	5000	0.02758	45.206
6300	0.02790	51.715	6300	0.02826	51.295	6300	0.02781	50.616
7900	0.02813	56.816	7900	0.02859	57.548	7900	0.02839	56.848
9900	0.02810	67.374	9900	0.02821	65.966	9900	0.02826	72.466
12500	0.02826	81.554	12500	0.02837	80.329	12500	0.02832	93.297
15800	0.02818	96.725	15800	0.02836	98.188	15800	0.02645	107.603
Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$			Relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$					
Régimen	$k \left(\frac{W}{m^{\circ}C} \right)$	$\bar{Nu}$		Régimen	$k \left(\frac{W}{m^{\circ}C} \right)$	$\bar{Nu}$		
1000	0.02711	14.674		1000	0.02739	14.155		
5000	0.02790	45.588		5000	0.02763	44.533		
6300	0.02813	52.038		6300	0.02815	49.988		
7900	0.02825	60.486		7900	0.02845	58.279		
9900	0.02826	72.847		9900	0.02839	69.263		
12500	0.02631	93.605		12500	0.02617	92.720		
15800	0.02806	105.407		15800	0.02843	102.315		

Tabla 4.11 Número de Nusselt en todas las condiciones de experimentación.

Hasta el momento tenemos todos los cálculos analíticos que esta investigación necesita para el estudio de transferencia de calor en banco de tubos. El paso siguiente en el cual incurrimos fue el ajustar la grafica de cada uno de los arreglos geométricos a través del método de mínimos cuadrados de aquí se obtuvo el grafico mostrado en la figura 4.1.1.

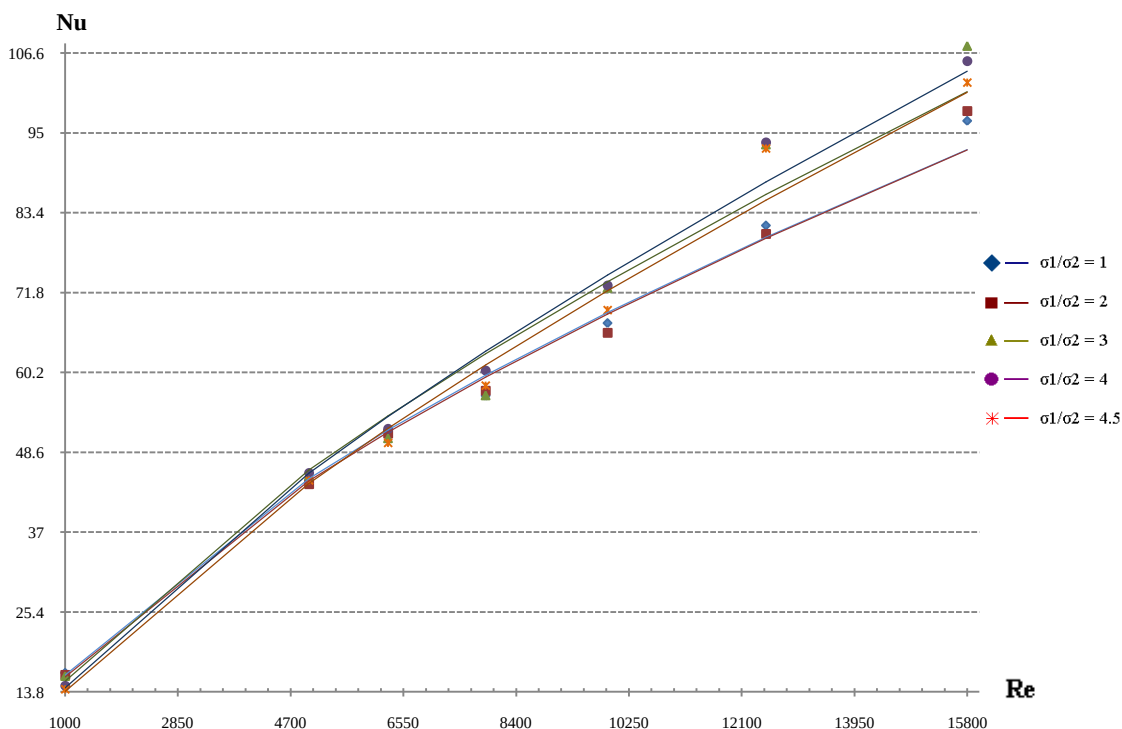


Figura 4.1.1 Comparación de los valores de Nusselt experimentales, con respecto a los valores ajustados de Nusselt con mínimos cuadrados, contra el Número de Reynolds en los cinco diferentes arreglos de banco de tubos.



Los puntos de dispersión en la figura 4.1.1 son los datos experimentales en el cálculo del número de Nusselt, se observan los cinco arreglos geométricos. Y las líneas del mismo color de cada punto de dispersión son las líneas de ajuste del valor del número de Nusselt, esto se explica más ampliamente en el apartado 3 de este capítulo. En la figura 4.1.2 se presenta una relación del logaritmo natural del valor de Número de Nusselt con respecto a la relación de pasos ó bancos de tubos.

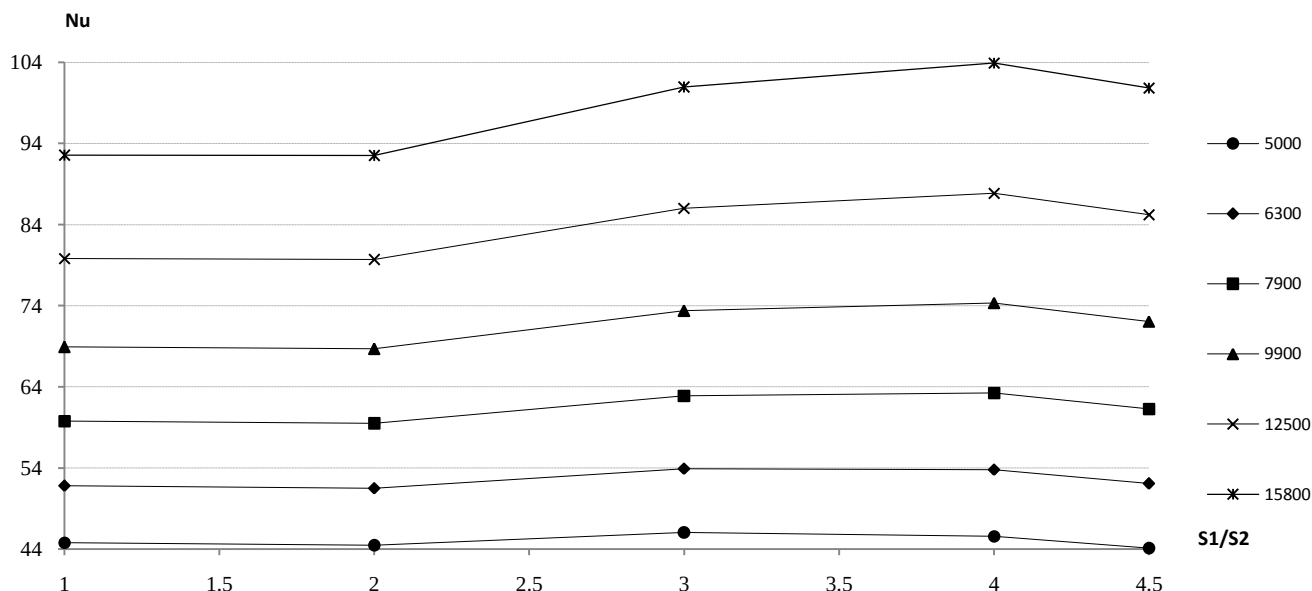


Figura 4.1.2 Comparación de los valores del logaritmo natural de Nusselt, con respecto a la relación de pasos en el banco de tubos, en los diferentes regímenes de flujo.

En la figura 4.1.2 se puede observar que el incremento de Nusselt se debe principalmente al régimen de flujo entre mayor sea este los valores de Nusselt seguirán incrementando, pero el valor de Numero de Nusselt también tiene un incremento observado por la configuración geométrica del banco de tubos (S_1/S_2) comenzando desde la relación 1 hasta una relación de 3.5, después de esta relación se observa un decremento de Nusselt, esto es observado en la figura 4.1.2 y en la figura 4.1.1 se observa también este fenómeno en el valor de la pendiente de las líneas.

5.2 COMPARACIÓN DE RESULTADOS OBTENIDOS CON INVESTIGACIONES PUBLICADAS

Un punto básico dentro de toda investigación es el tener un parámetro de guía o un patrón, este apartado nos dirá si nuestra investigación tiene un sentido o una aplicación, se realizará con los investigadores documentados en el capítulo 2, la tabla 4.12 dará la comparación de nuestro arreglo $S_1/S_2 = 1$.

Régimen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1000	21.414	18.840	19.422	18.488	24.117	19.034	12.550	16.914	19.398	16.224
5000	52.399	49.483	51.014	48.558	59.014	49.993	39.602	43.366	60.025	44.783
6300	59.584	56.843	58.601	55.781	67.106	57.429	46.707	49.644	70.596	51.813
7900	67.574	65.111	67.124	63.893	76.105	65.782	54.898	56.671	82.749	59.765
9900	76.607	74.551	76.857	73.158	86.279	75.320	64.496	64.669	96.950	68.909
12500	87.212	85.747	88.399	84.145	98.223	86.631	76.180	74.121	114.190	79.830
15800	99.346	98.689	101.741	96.844	111.888	99.707	90.051	85.009	134.598	92.546

Tabla 4.12 1-Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Ye. Pysmenny, 10-Mirshsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$.

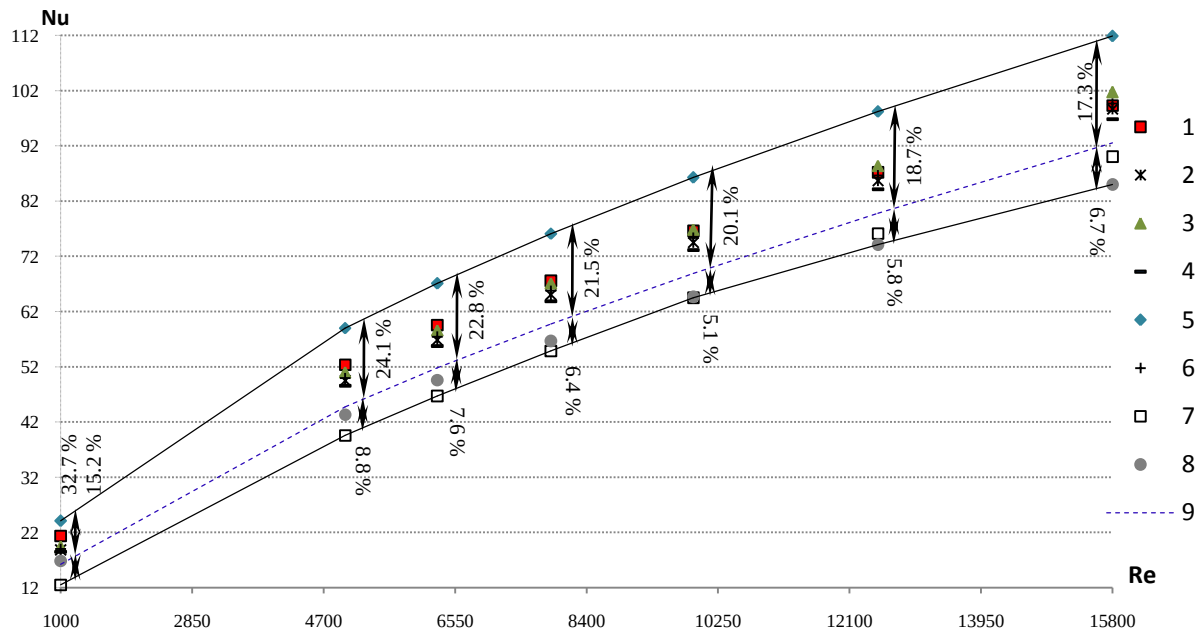


Figura 4.2.1 1–Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Mirshsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$.

En la tabla 4.12 se registran todos los valores de Nusselt, estos valores fueron calculados tomando en consideración que se realizaron a las mismas condiciones, como el régimen de flujo y la configuración geométrica principalmente. En la figura 4.2.1 se puede observar todos los valores calculados por los diferentes investigadores ya mencionados, las líneas color negro marcan los máximos y mínimos valores de Nusselt para ese arreglo y la línea punteada color azul son los valores ajustados por el método de mínimos cuadrados del Numero de Nusselt de esta investigación.

Como se observa en la figura 4.2.1 la tendencia de nuestros valores es casi el mismo y la pendiente que se forma; que es un punto importante para esta investigación, se comporta de manera similar, esto es visible en el cambio tan pequeño que se tiene de la investigación con respecto al techo máximo de valores de nusselt de la figura anterior.

El motivo por el cual el porcentaje es tan grande en el primer régimen se debe al rango tan pequeño de los valores de Nusselt y que este régimen es un poco difícil de manejar para la práctica. La correlación del Dr. Ye. Pysmenny el cual sus valores son muy altos de Número de Nusselt, este investigador se basó principalmente en el desarrollo de correlaciones basadas en bancos de tubos aletados, estos tubos presentan una mayor área y por consiguiente una mayor transferencia de calor y como fin un elevado número de Nusselt. Se considero esta correlación porque tiene un alcance para tubos lisos pero su tendencia como se puede observar en las tablas es de un elevado Número de Nusselt. En la tabla 4.13 y en la figura 4.2.2 se presenta una comparación para los mismos regímenes de flujo de nuestro estudio pero para una diferente configuración geométrica $S_1/S_2 = 3$, con los mismos investigadores.

Régimen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1000	20.450	21.531	22.197	18.488	23.032	21.864	13.955	16.914	19.342	15.935
5000	51.264	56.552	58.301	48.558	57.736	57.427	43.184	43.366	59.986	44.440
6300	58.496	64.964	66.973	55.781	65.881	65.969	50.790	49.644	70.572	51.491
7900	66.565	74.412	76.713	63.893	74.969	75.563	59.534	56.671	82.747	59.479
9900	75.720	85.202	87.837	73.158	85.279	86.520	69.752	64.669	96.979	68.678
12500	86.504	97.997	101.028	84.145	97.425	99.513	82.156	74.121	114.261	79.681
15800	98.886	112.788	116.276	96.844	111.370	114.533	96.840	85.009	134.725	92.511

Tabla 4.13 1–Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Ye. Pysmenny, 10-Mirshsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 2$.

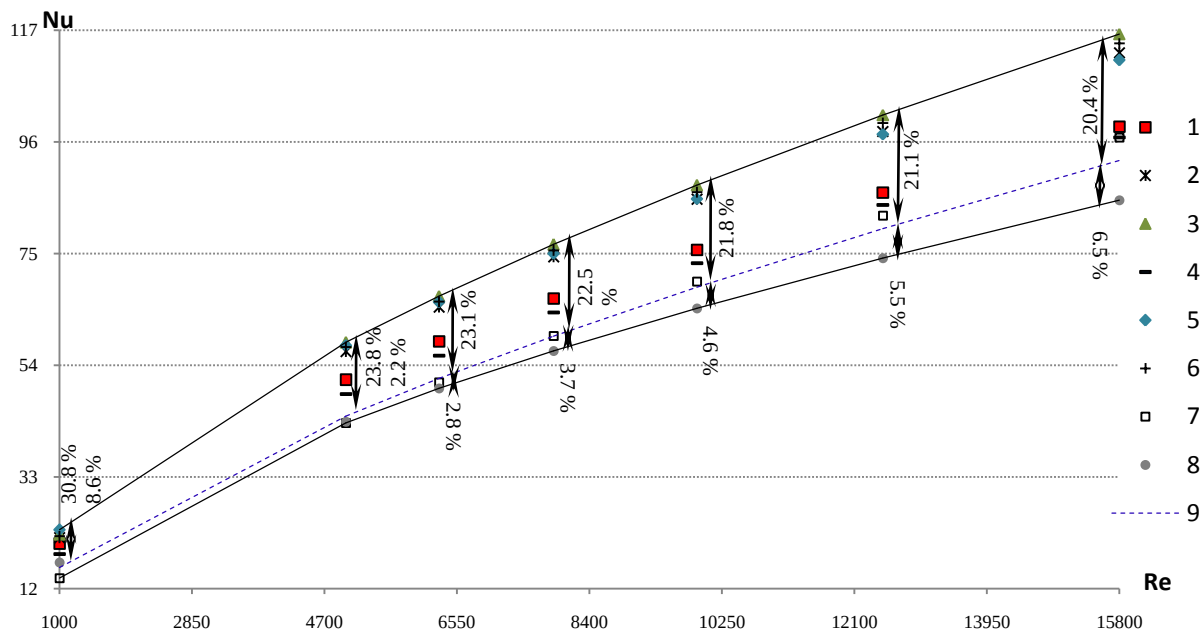


Figura 4.2.2 1–Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Mirshsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 2$.

Todos nuestros valores de número de Nusselt se encuentran dentro de los valores obtenidos por los investigadores. En esta configuración geométrica se puede observar que nuestros valores presentan una pendiente mayor, esto a consecuencia que nuestra longitud de zona de pruebas se acorto casi a la mitad por consiguiente a valores elevados de velocidad de flujo se presentará un incremento de numero de Nusselt, esto nos dará un cambio en la pendiente corregida de nuestro Número de Nusselt.

El incremento de esta pendiente es visible en el aumento progresivo del porcentaje con respecto a los valores mínimos de Número de Nusselt de la figura 4.2.2, los valores de nuestra investigación para esta configuración geométrica también se encuentran dentro de este rango de valores con lo cual justificamos la obtención de estos valores.

Pasamos a la configuración geométrica $S_1/S_2 = 3$ esta se presenta en la figura 4.2.3 y los valores obtenidos por las diferentes correlaciones, además de nuestra investigación son visibles en la tabla 4.14.

Régimen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1000	19.702	21.531	22.197	18.488	22.189	21.753	15.436	16.914	19.283	15.334
5000	50.189	56.552	58.301	48.558	56.526	57.135	46.352	43.366	59.937	46.018
6300	57.402	64.964	66.973	55.781	64.649	65.634	54.280	49.644	70.537	53.884
7900	65.468	74.412	76.713	63.893	73.734	75.179	63.357	56.671	82.732	62.889
9900	74.640	85.202	87.837	73.158	84.064	86.080	73.918	64.669	96.992	73.366
12500	85.470	97.997	101.028	84.145	96.261	99.007	86.685	74.121	114.313	86.030
15800	97.933	112.788	116.276	96.844	110.297	113.950	101.732	85.009	134.832	100.954

Tabla 4.14 1–Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Ye. Pysmenny, 10-Mirshsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$.

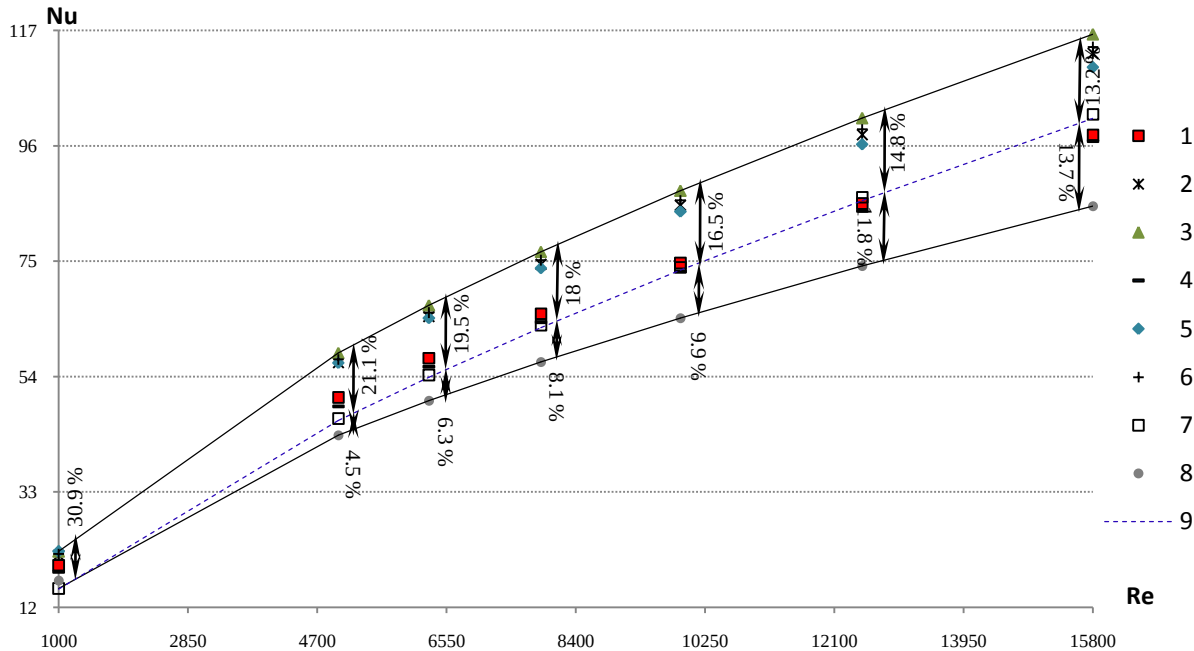


Figura 4.2.3 1–Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Mirshsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$.

Algunos investigadores desarrollaron una misma conclusión, esta se expresa a partir del arreglo geométrico $S_1/S_2 = 3$, esta conclusión nos marca que a partir de este arreglo geométrico los valores de Número de Nusselt solo dependerán del valor del régimen de flujo y de las condiciones ambientales. Esto quiere decir que los valores del exponente “n” y los valores de la constante “C” no cambiarán su valor.

Tal es el caso de Zhukauskas, Chen y Wung, Colburn y Tahat, que presentan esta tendencia. Esto se puede explicar, ya que la geometría es mas compacta y en la configuración en traingulo existe una velocidad máxima esta es optima en este punto. En el capitulo dos se mostro en la figura 2.10.1 la tendencia del numero de Nusselt para diferentes configuraciones geométricas, y aquí se mostro que todo tipo de banco de tubos presenta un valor de configuración S_1/S_2 máxima este valor se encuentra entre los valores de 3 y 3.5, después de este valor la velocidad del flujo empieza a decrecer causando el decremento en la transferencia de calor. Este es el motivo por el cual estos investigadores toman como constante los valores del exponente n y la contante C.

La figura 4.2.3 nos muestra un cambio a un más visible en la pendiente de los valores de número de Nusselt lo cual nos marca un incremento en la transferencia de calor para este banco de tubos. Aquí empieza a tener efecto la velocidad en el flujo en la zona de pruebas esto se puede ver con el decremento en el numero de Nusselt para los primeros regímenes, pero este fenomeno no es muy considerable ni tampoco muy visible para los valores altos de Nusselt, esto nos explica la presencia de una pendiente mayor en los valores de Nusselt para esta configuración geométrica.

Lo mencionado anteriormente se puede observar con el incremento del porcentaje visible en la figura 4.2.3 que va desde el valor nulo hasta un valor del 15.2 %, comparado con los arreglos anteriores $S_1/S_2 = 1$ y 2, se tiene un poco más del doble del valor porcentual.

Casi terminando con nuestra comparación presentamos el penúltimo arreglo de banco de tubos con paso $S_1/S_2 = 4$. La tabla 4.15 presenta los valores calculados y los valores experimentales, como ya se había mencionado varios valores de Nusselt son exactamente iguales a los de la configuración anterior esto ya se ha explicado en el párrafo anterior. Véase la figura 4.2.4.



Régimen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1000	17.510	21.531	22.197	18.488	19.720	21.753	15.698	16.914	19.221	14.383
5000	47.341	56.552	58.301	48.558	53.318	57.135	45.573	43.365	59.878	45.570
6300	54.609	64.964	66.973	55.781	61.504	65.634	53.109	49.643	70.491	53.778
7900	62.807	74.412	76.713	63.893	70.736	75.179	61.696	56.670	82.704	63.245
9900	72.207	85.202	87.837	73.158	81.323	86.080	71.640	64.668	96.989	74.346
12500	83.400	97.997	101.028	84.145	93.929	99.007	83.603	74.120	114.348	87.867
15800	96.393	112.788	116.276	96.844	108.562	113.950	97.633	85.007	134.916	103.928

Tabla 4.15 1–Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Ye. Pysmenny, 10-Mirhsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$.

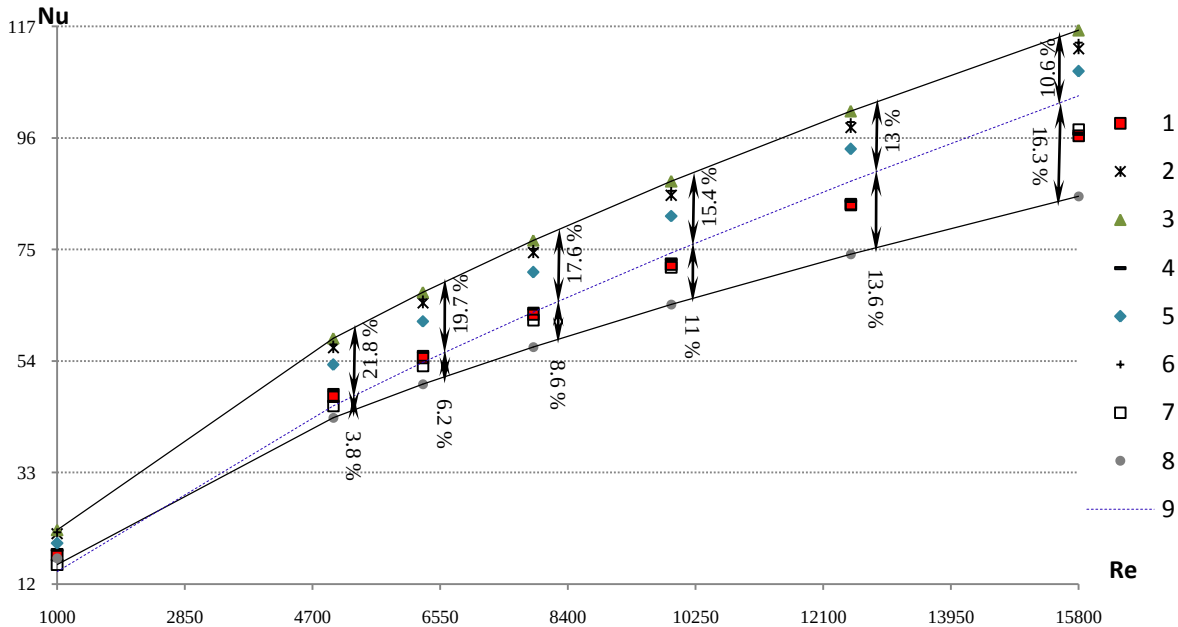


Figura 4.2.4 1–Grimison, 2-Zhukauskas, 3-Chen y Wung, 4-Colburn, 5-Huge y Pierson, 6-Zhukauskas 2, 7-Hamilton, 8-Tahat, 9-Mirhsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$.

Como ya se ha mencionado anteriormente los factores que benefician la transferencia de calor así como los que afectan a la misma en un banco de tubos toman importancia más visible en este arreglo, ya que es un poco mayor la pendiente realizada por los valores obtenidos por la experimentación. Se observa que el techo máximo en los valores de Nusselt calculados presentan una homogeneidad con relación a los valores de experimentación en este arreglo, como se puede ver en la figura 4.2.4 con los valores porcentuales.

En el caso contrario con el techo mínimo de valores de Nusselt se visualiza un incremento gradual en los valores porcentuales a partir del valor de número de Reynolds igual a 2850.

En rango de valores pequeños de Reynolds de 1000 – 2850 se presenta un decremento específico en el número de Nusselt, esto como fue explicado anteriormente perjudica la transferencia de calor, esto ocasiona en la figura 4.2.4 un valor porcentual negativo. Este punto es de suma importancia ya que se deduce que cambia directamente los valores del exponente n y de la constante C ya que la pendiente varía con estos valores, esto no fue considerado en las correlaciones anteriores por eso los valores constantes en el exponente n y la constante C después de la configuración $S_1/S_2 = 3$.

Para terminar con nuestra comparación y poder confirmar nuestra justificación en el desarrollo de nuestro experimento en bancos de tubos presentamos la última configuración geométrica con paso $S_1/S_2 = 4.5$.



En la tabla 4.16 y en la figura 4.2.5 se presentan los valores de las correlaciones calculadas y los valores experimentales.

Régimen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1000	15.302	21.531	22.197	18.488	17.234	21.753	16.007	16.914	19.189	13.855
5000	42.588	56.552	58.301	48.558	47.965	57.135	45.389	43.366	59.845	44.089
6300	49.332	64.964	66.973	55.781	55.560	65.634	52.717	49.644	70.463	52.061
7900	56.969	74.412	76.713	63.893	64.161	75.179	61.039	56.672	82.685	61.264
9900	65.761	85.202	87.837	73.158	74.063	86.080	70.644	64.670	96.982	72.060
12500	76.275	97.997	101.028	84.145	85.904	99.007	82.160	74.122	114.357	85.219
15800	88.530	112.788	116.276	96.844	99.707	113.950	95.621	85.010	134.950	100.859

Tabla 4.16 1–Grimison, 2–Zhukauskas, 3–Chen y Wung, 4–Colburn, 5–Huge y Pierson, 6–Zhukauskas 2, 7–Hamilton, 8–Tahat, 9–Ye. Pysmenny, 10–Mirhsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$.

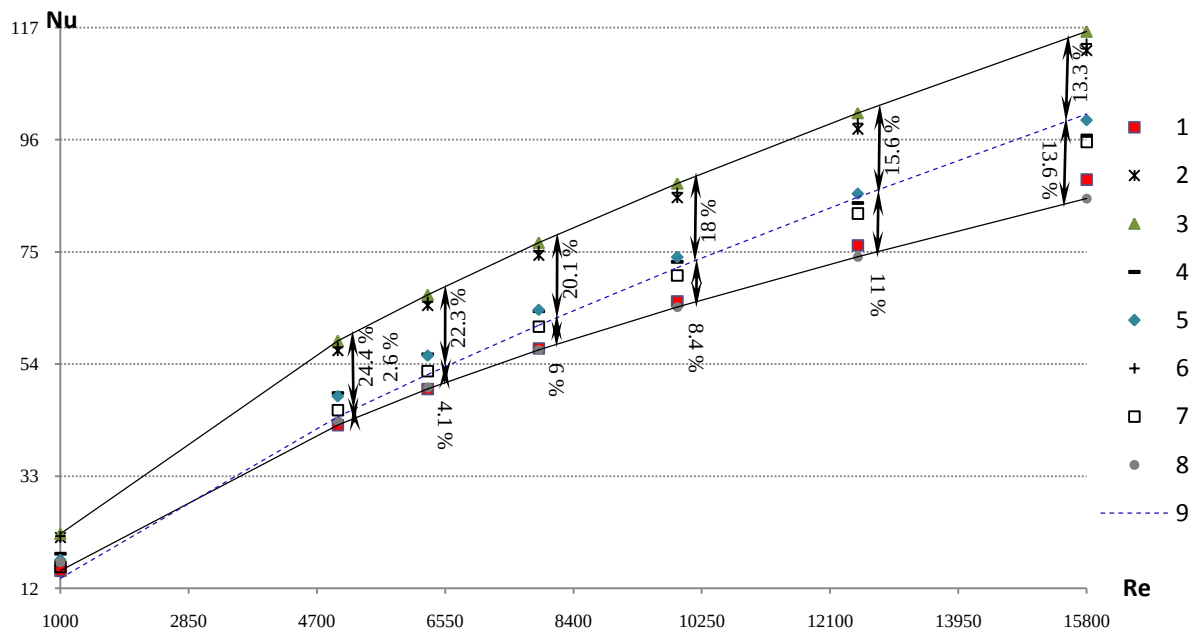


Figura 4.2.5 1–Grimison, 2–Zhukauskas, 3–Chen y Wung, 4–Colburn, 5–Huge y Pierson, 6–Zhukauskas 2, 7–Hamilton, 8–Tahat, 9–Mirhsa. Relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$.

Los valores porcentuales calculados para este arreglo, ubicados en el techo máximo del Número de Nusselt comparados con los experimentales se puede observar un decremento en su valor, en este arreglo se observa un comportamiento constante en la pendiente por el fenómeno antes mencionado, los regímenes de flujo y como fin en este arreglo presentan un decremento en la pendiente resultante. También se puede observar este fenómeno en el régimen de 1000 Re ya que para la configuración $S_1/S_2 = 4$ el valor porcentual negativo es menor que en la configuración $S_1/S_2 = 4.5$.

La mayoría de los valores experimentales en este estudio presentan una tendencia similar a las correlaciones de investigadores conocidos para bancos de tubos, esto respalda la investigación además que nos marca un camino hacia el cálculo del número de Nusselt. Los términos dirigidos a las pendientes en cada uno de los arreglos geométricos son ampliamente definidos y registrados en el siguiente apartado.

5.3 Generalización de los datos experimentales

Como es muy mencionado en esta investigación la transferencia de calor en bancos de tubos lisos depende principalmente de tres factores, el primero es el régimen de flujo en el que se encuentra la zona de pruebas, el segundo es el tipo de flujo que se está utilizando para la transferencia de calor, y por último la configuración



geométrica o arreglo de la zona de pruebas. Para el segundo caso sabemos que todos los investigadores que están citados en este estudio manejan diferentes tipos de flujo, pero basándose principalmente en el aire. El régimen de flujo se realizó a los mismos valores en toda la investigación para cada arreglo geométrico, y el tercer factor principal dentro de la transferencia de calor que es la configuración geométrica toma importancia en este apartado puesto aquí se observa el cambio en los valores del exponente “n” y por consiguiente en la constante C.

En el apartado 4.1 se observan los valores de Número de Nusselt experimentales en la tabla 4.10, pero para un cálculo más exacto se tuvo que realizar un ajuste a estos valores. Este ajuste se realizó a través del método de mínimos cuadrados, que simplemente es un ajuste a una recta a través de los valores dispersivos experimentales. Este método se implementó en cada uno de los cinco arreglos geométricos que cubre esta investigación. Se muestra la ecuación de la recta a continuación para cada uno de los bancos de tubos.

$$\frac{S_1}{S_2} = 1 \quad \rightarrow \quad \ln(\bar{Nu}) = 0.630880079 \ln(Re) - 1.5714941756$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 2 \quad \rightarrow \quad \ln(\bar{Nu}) = 0.637238335 \ln(Re) - 1.6333458736$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 3 \quad \rightarrow \quad \ln(\bar{Nu}) = 0.682824251 \ln(Re) - 1.9867153474$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 4 \quad \rightarrow \quad \ln(\bar{Nu}) = 0.716544787 \ln(Re) - 2.2836926693$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 4.5 \quad \rightarrow \quad \ln(\bar{Nu}) = 0.71922741 \ln(Re) - 2.3395976912$$

Conocemos la estructura de la ecuación de la recta es de la forma $y = mx + b$, aquí se observa la estructura para cada uno de los arreglos. Es muy notorio el cambio ascendente que se tiene en la ecuación de la recta del banco de tubos cuando la relación de pasos incrementa. Se calcularon para los 5 arreglos los valores de Nusselt en los regímenes de flujo ya conocidos, estos valores son comparados con los experimentales y presentados en la tabla 4.17 y graficados en la figura 4.3.1.

	$S_1/S_2 = 1$		$S_1/S_2 = 2$		$S_1/S_2 = 3$		$S_1/S_2 = 4$		$S_1/S_2 = 4.5$	
Régimen	$\bar{Nu}$	Nu	$\bar{Nu}$	Nu	$\bar{Nu}$	Nu	$\bar{Nu}$	Nu	$\bar{Nu}$	Nu
1000	16.224	16.544	15.935	16.260	15.334	16.101	14.383	14.674	13.855	14.155
5000	44.783	44.336	44.440	43.967	46.018	45.206	45.570	45.588	44.089	44.533
6300	51.813	51.715	51.491	51.295	53.884	50.616	53.778	52.038	52.061	49.988
7900	59.765	56.816	59.479	57.548	62.889	56.848	63.245	60.486	61.264	58.279
9900	68.909	67.374	68.678	65.966	73.366	72.466	74.346	72.847	72.060	69.263
12500	79.830	81.554	79.681	80.329	86.030	93.297	87.867	93.605	85.219	92.720
15800	92.546	96.725	92.511	98.188	100.954	107.603	103.928	105.407	100.859	102.315

Tabla 4.17 Comparación del Número de Nusselt experimental con valores ajustados.

El comportamiento de esta ecuación de la recta se pudo determinar a través de la determinación logarítmica de los valores de Nusselt y Reynolds, esto a consecuencia de que los regímenes calculados, mostrados en la tabla anterior y en todas las tablas anteriores se realizó a una escala logarítmica, por eso el comportamiento de los valores de Nusselt mostrados en la figura 4.1.1.

Para poder observar la pendiente de estas ecuaciones de forma recta se debe de graficar con los valores logarítmicos tanto del Número de Nusselt como del Número de Reynolds. Véase figura 4.3.1.

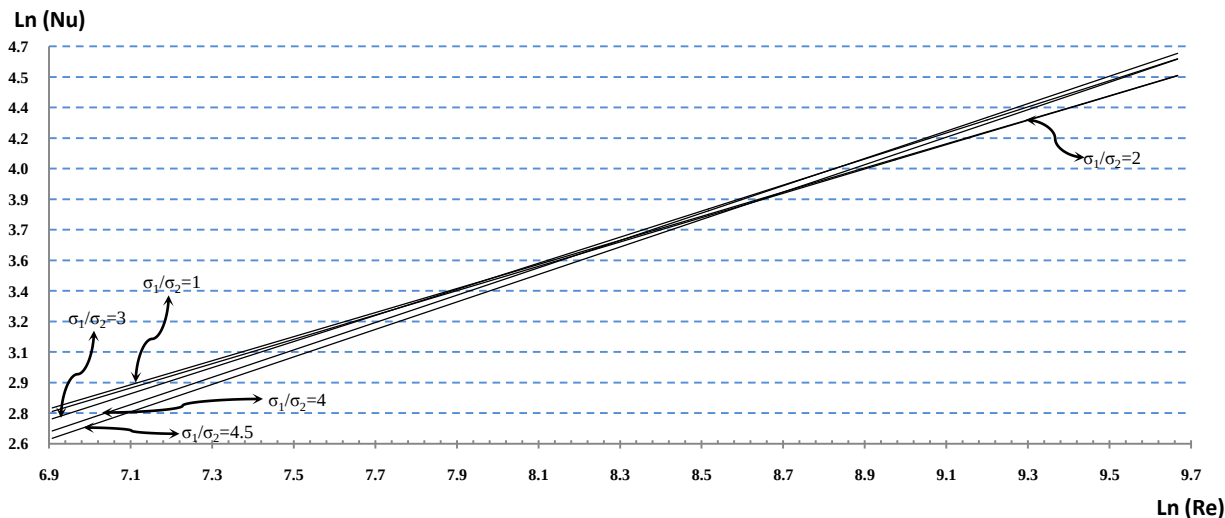


Figura 4.3.1 Presentación de las cinco diferentes pendientes de los arreglos geométricos.

El tener la estructura de la ecuación de la recta para los diferentes arreglos geométrico nos ayudo a determinar nuestros valores del exponente “n” de cada uno de estos, puesto que el ángulo que forma nuestra pendiente con respecto al eje de la abscisas es el valor del exponente “n” para esa configuración geométrica. Entonces los valores de n para los diferentes arreglos se presentan en la tabla 4.18.

S_1/S_2	Exponente “n”
1	0.63091
2	0.63726
3	0.68286
4	0.71658
4.5	0.71927

Tabla 4.18 Valores del Exponente “n” para las cinco configuraciones geométricas.

La figura 4.3.2 nos muestra el comportamiento de nuestros valores del exponente “n” haciendo comparación con los valores obtenidos en el “Manual para el cálculo de intercambiadores de calor y bancos de tubos aletados (2007), en la figura 2.10.2 del capítulo 2.

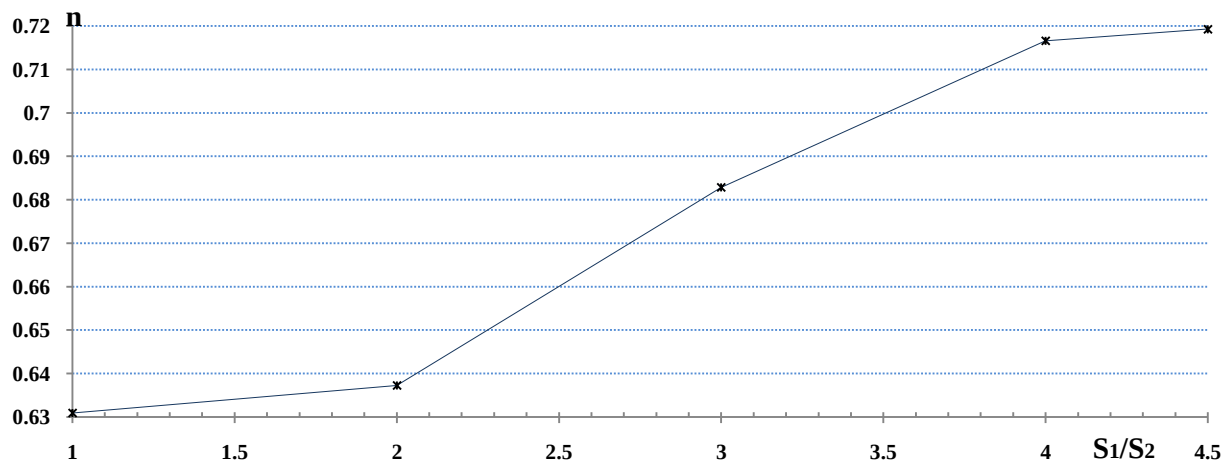


Figura 4.3.2 Presentación de los cinco diferentes valores del exponente “n”.



Como era de esperarse los valores obtenidos de nuestra investigación están por debajo de los valores obtenidos por el Dr. Ye. Pysmennyy, ya que como se había mencionado su estudio se baso principalmente en bancos de tubos aletados, como estos presentan mayor área de transferencia de calor por consiguiente presentan mayor número de Nusselt y como fin valores más altos del exponente “n”.

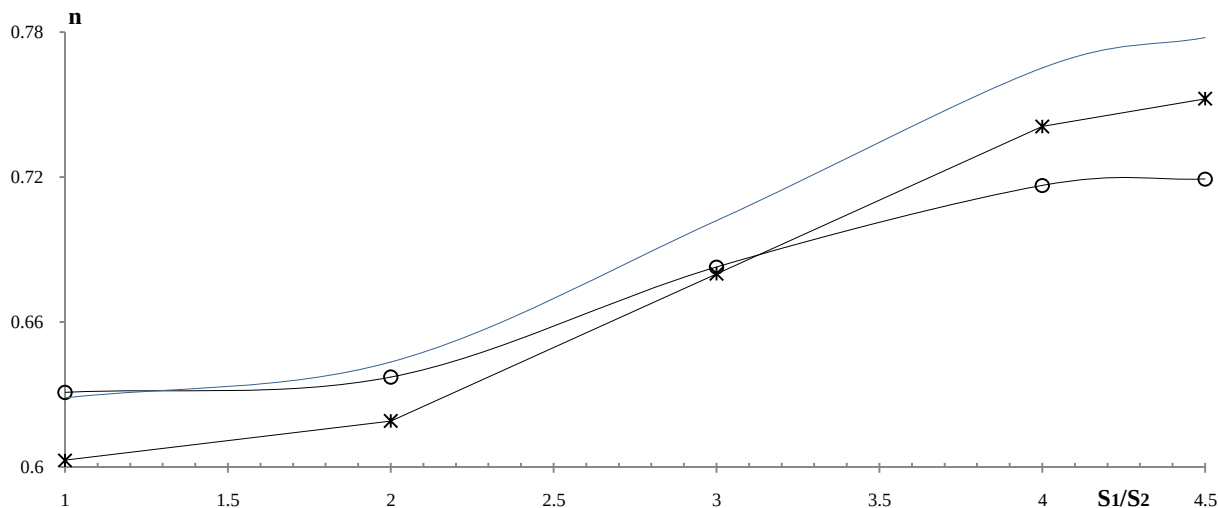


Figura 4.3.3 — Ye. Pysmennyy “Manual para el cálculo de intercambiadores de calor y banco de tubos aletados” con un coeficiente de aletado a 1.2. —○— Ye. Pysmennyy “A Universal Relation for Calculating Convective Heat Transfer in Transversely Streamlined Bundles of Smooth Tubes”. —×— Ing. Mirshsa Beltrán M.

Las líneas azules en la imagen 4.3.3 son cálculos a banco de tubos aletados, son mayores puesto que su transferencia de calor es mayor ya que su área aumenta con la existencia de superficies extendidas. La línea marcada con círculos es un artículo publicado por el Dr. Ye. Pysmennyy, con respecto a banco de tubos lisos y por último los valores del exponente “n” de esta investigación, en esta se observa un mismo comportamiento que en la correlación para tubos aletados ecuaciones vistas en el capítulo 2 ec. 2.10.2 y 2.10.4.

Algunos autores aquí mencionados tal es el caso de Grimison, Hüge y Pierson y Ye. Pysmennyy presentan una tendencia opuesta hacia los valores del exponente “n” cuando su valor de “n” aumenta el valor de la constante “C” disminuye. Se presume que los valores de nuestra constante “C” presentarán la misma tendencia de valores. Se necesitará hacer uso de una última ecuación esta es la ecuación 1.2.4 del capítulo 1.

$$\tilde{Nu} = C(Re)^n Pr^{1/3} \quad (1.2.4)$$

De esta ecuación conocemos ya nuestros valores “n” para los cinco diferentes arreglos de banco de tubos, también sabemos que el flujo que se está utilizando en nuestras pruebas es aire con valor de Número de Prantl, $Pr = 0.7$; esta operación tienen un valor igual a la unidad, y de aquí despejamos el valor de la constante “C”, obteniendo valores como a continuación se muestra en la tabla 4.19.

S ₁ /S ₂	Constante “C”
1	0.20746
2	0.19480
3	0.13677
4	0.10173
4.5	0.09602

Tabla 4.19 Valores de la constante “C” para las cinco configuraciones geométricas.



En cada uno de los arreglos se obtuvo 7 valores de la constante “C” pero se realizó una operación similar en el método de obtención del exponente “C” pero aquí no importo la pendiente ya que el valor es muy bajo y despreciable pero si la variable independiente.

La figura 4.3.4 muestra el comportamiento de nuestro valor de la constante “C” para cada uno de nuestros arreglos geométricos para poder hacer comparación de los mismos en la figura 2.10.3 de nuestro capítulo 2.



Figura 4.3.4 Presentación de los cinco diferentes valores de la constante “C” con respecto a los diferentes arreglos geométricos.

Se presenta una comparación de los valores obtenidos por el Dr. Ye. Pysmenny tanto en el “Manual para el cálculo de intercambiadores de calor y banco de tubos aletados” y en su artículo publicado mencionado anteriormente con respecto a los valores obtenidos con los de esta investigación en la figura 4.3.5.

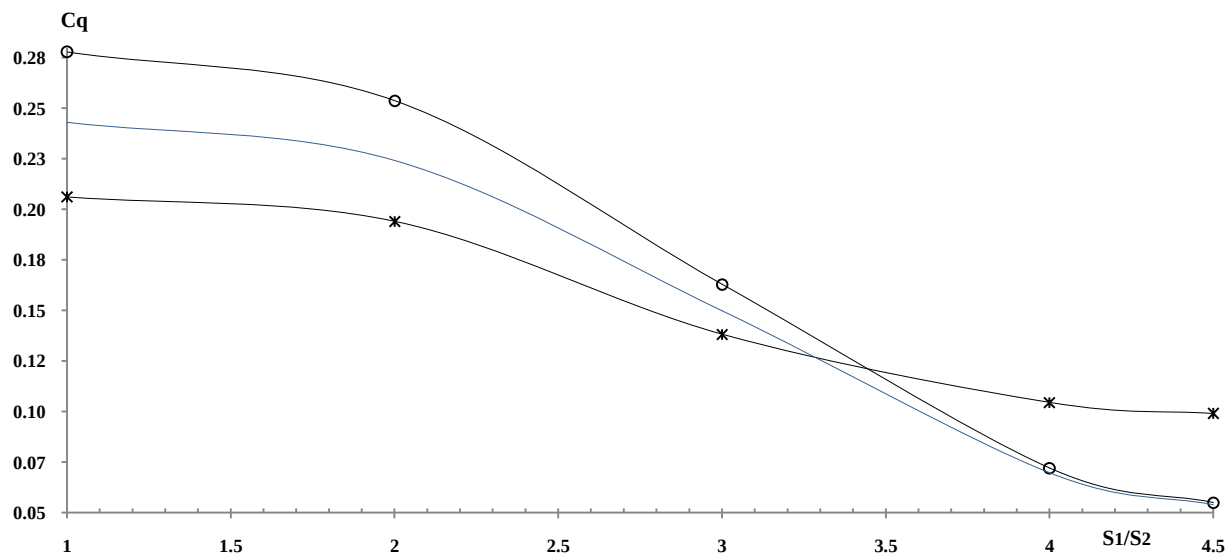


Figura 4.3.5 — Ye. Pysmenny “Manual para el cálculo de intercambiadores de calor y banco de tubos aletados” con un coeficiente de aletado a 1.2. —○— Ye. Pysmenny “A Universal Relation for Calculating Convective Heat Transfer in Transversely Streamlined Bundles of Smooth Tubes”. —*— Ing. Mirshsa Beltrán M.



Con esto solo queda realizar las cinco ecuaciones que representan el cálculo de la transferencia de calor en bancos de tubos con arreglo triangular. Se presentan a continuación en las ecuaciones 4.3.1 a la 4.3.5.

Por consiguiente para poder calcular el número de Nusselt en cualquiera de los arreglos geométricos $S_1/S_2 = 1, 2, 3, 4$ y 4.5 de un banco de tubos y a un régimen que abarca en el rango desde $1000 - 15000$ Re se tendrán las siguientes correlaciones.

$$\frac{S_1}{S_2} = 1 \rightarrow Nu = 0.20746 Re^{0.63091} \quad (4.3.1)$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 2 \rightarrow Nu = 0.19480 Re^{0.63726} \quad (4.3.2)$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 3 \rightarrow Nu = 0.13677 Re^{0.68286} \quad (4.3.3)$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 4 \rightarrow Nu = 0.10173 Re^{0.71658} \quad (4.3.4)$$

$$\frac{S_1}{S_2} = 5 \rightarrow Nu = 0.09602 Re^{0.71927} \quad (4.3.5)$$

Con esto se observa que tanto el exponente “n” como la constante “C” quedan en dependencia de la geometría del banco de tubos. Se observa que la dependencia de los valores obtenidos tiene la dependencia esperada por lo que el exponente “n” varía desde 0.63091 hasta 0.71927 haciendo el cálculo con una mayor exactitud, tomando en cuenta todos los factores que intervienen en el banco de tubos, como son la geometría del mismo, el tipo de flujo expuesto en la zona de pruebas y el régimen de flujo.

De la misma forma la dependencia de la constante “C” es la correcta puesto que la obtención de esta fue a través de los mismos valores del régimen de flujo además del conocimiento del valor del exponente “n”, con todo esto el cálculo del Número de Nusselt para los arreglos $S_1/S_2 = 1, 2, 3, 4$ y 4.5 en los regímenes de flujo que se encuentran en el rango de $1000 - 15000$ Re pueden ser calculados de manera eficiente y más exacta. Se dan los valores de Nusselt con las calculadas en esta investigación ecuaciones 4.3.1 a la 4.3.5. Véase la tabla

S1/S2	1	2	3	4	4.5
1000	16.205	15.899	15.295	14.362	13.810
5000	44.733	44.341	45.904	45.507	43.946
6300	51.755	51.377	53.752	53.703	51.894
7900	59.698	59.348	62.735	63.158	61.068
9900	68.832	68.527	73.187	74.244	71.830
12500	79.742	79.506	85.820	87.747	84.947
15800	92.444	92.308	100.709	103.787	100.538

Tabla 4.20 Valores de número de Nusselt con ecuaciones 4.3.1 a la 4.3.5.

Se puede realizar una comparación con los valores ajustados obtenidos experimentalmente del número de Nusselt registrados en la tabla 4.16, se puede observar un factor de error de menos del **0.2%** promedio en todos los valores de Número de Nusselt para todos los regímenes y para los cinco diferentes arreglos geométricos ó banco de tubos.



CONCLUSIONES

Se realizó la investigación experimental de la Transferencia de Calor en Bancos de Tubos lisos con arreglo Triangular con dependencia de la configuración geométrica en las relaciones de paso $S_1/S_2 = 1.0, 2.0, 3.0, 4.0$ y 4.5 , y diferentes regímenes de flujo 1000, 5000, 6300, 7900, 9900, 12500 y 15800 Reynolds.

Existen diferencias entre los diferentes métodos del cálculo a la transferencia de calor por convección en banco de tubos, en comparación con los resultados experimentales, estas diferencias fueron mínimas, radican entre un rango de 8.6% hasta un 24.0% para la relación de pasos $S_1/S_2 = 1$, 6% hasta un 23% para la relación de pasos $S_1/S_2 = 2$, 12% hasta un 20% para la relación de pasos $S_1/S_2 = 3$, 13% hasta un 21% para la relación de pasos $S_1/S_2 = 4$, y 11% hasta un 24 % para la relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$. Se observa que mientras la relación de pasos crece el porcentaje mínimo de los resultados crece también hasta un punto donde la relación de pasos es igual a cuatro, luego de este punto los valores se mantienen a un valor casi constante.

Se fabricó túnel de viento de tres secciones, junto con entrada de aire (campana), bridas de sujeción y direccionadores de flujo. El sistema de calentamiento con sus tres módulos, disipación, administrador de corrientes y panel de control, y por último se fabricó mamparas de banco de tubos (zona de pruebas).

Se obtuvieron los valores del exponente “n” (Re^n), estos valores varían desde un valor de 0.63091 hasta un valor máximo 0.71927, y para la obtención de la constante “C” los valores se encuentran entre 0.20746 hasta 0.09602. Todos los valores anteriores fueron en dependencia de la geometría del banco de tubos. Con estos valores de exponente y de constante podemos calcular de forma correcta y más exacta el número de Nusselt, y por consiguiente el coeficiente de convección en diferencia de otros investigadores. Los resultados del número de Nusselt calculadas con nuestras correlaciones se encuentran en diferencias del 24% en la parte superior de la comparación, hasta un 11% en la parte inferior de la misma, con correlaciones de otros investigadores.

Se pudo observar en los resultados el incremento de la transferencia de calor en los bancos de tubos con geometría compacta, como se puede observar en la configuración de paso $S_1/S_2 = 4$, ya que después de este punto otro factor; no estudiado en esta investigación, tiene influencia en la transferencia de calor, esta es una caída de presión dentro de la zona de pruebas, mientras que en bancos de tubos con mayor longitud se presenta un decremento en la transferencia de calor y en la diferencia de presiones dentro de la zona de pruebas. Por esta razón el estudio limitado en la configuración de los bancos de tubos. Una configuración que presenta buenas características de transferencia de calor es la de valor 3.5 pero no es recomendable ya que el tema de mantenimiento hacia la industria no es del todo bueno.



RECOMENDACIONES

Después de haber realizado el estudio comparativo de la transferencia de calor por convección y de hacer el análisis del mismo se hacen las siguientes recomendaciones:

- Se recomienda efectuar los restantes arreglos geométricos para tener la tendencia de las curvas tanto del exponente “n” como de la constante “C”.
- De igual forma se recomienda ampliar el rango de numero de Reynolds hasta un valor de 25 000
- Se recomienda generalizar en una sola correlación el cálculo del coeficiente de convección para banco de tubos lisos en todas las configuraciones.
- Se debe efectuar una investigación con referente al cálculo de la transferencia de calor en banco de tubos para ambas configuraciones de banco de tubos; triangular y en cuadro, con relación a la geometría del banco en donde el punto importante de la investigación sea la caída de presión dentro del banco de tubos.



REFERENCIAS

- [1] F.P. Incropera, D.P. DeWitt, Introduction to Heat Transfer, John Wiley and Sons, Inc., New York, 2002
- [2] W.M. Kays, A.L. London, Compact Heat Exchangers, McGraw Hill, New York, 1964.
- [3] A. Zukauskas, Heat transfer from tubes in crossflow, Adv. Heat Transfer 8 (1972) 93–160.
- [4] H. Hausen, Heat Transfer in Counterflow Parallel Flow and Cross Flow, McGraw-Hill, Inc, New York, 1983.
- [5] A. Zukauskas, R. Ulinskas, Heat Transfer in Tube Banks in Crossflow, Hemisphere, Washington, DC, 1988.
- [6] J.P. Holman, Heat Transfer, seventh ed., McGraw-Hill Book Company, New York, 1992, 307–310.
- [7] F. Kreith, M.S. Bohn, Principles of Heat Transfer, fifth ed., West Publishing Company, New York, 1993, 469–485.
- [8] B.E. Launder, T.H. Massey, The numerical prediction of viscous flow and heat transfer in tube banks, ASME J. Heat Transfer 100 (4) (1978) 565–571
- [9] M. Fujii, T. Fujii, A numerical analysis of laminar flow and heat transfer of air in an in-line tube bank, Numer. Heat Transfer 7 (1984) 89–102.
- [10] M.N. Dhaubhadel, J.N. Reddy, D.P. Telionis, Finite element analysis of fluid flow and heat transfer for staggered banks of cylinders in cross flow, Int. J. Numer. Methods Fluids 7 (1987) 1325–1342.
- [11] S. Wung, C.J. Chen, Finite analytic solution of convective heat transfer for tube arrays in crossflow: Part II – Heat transfer analysis, ASME J. Heat Transfer 111 (1989) 641–648.
- [12] S.B. Beale, Fluid Flow and Heat Transfer in Tube Banks, Ph.D. Thesis, Imperial College, London, 1992.
- [13] S.B. Beale, D.B. Spalding, Numerical study of fluid flow and heat transfer in tube banks with stream-wise periodic boundary conditions, Trans. CSME 22 (4A) (1998) 397–416.
- [14] A.S. Wilson, M.K. Bassiouny, Modeling of heat transfer for flow across tube banks, Chem. Eng. Process. 39 (2000) 1–14.
- [15] A.P. Colburn, A method of correlating forced convection heat transfer data and a comparison with fluid friction, Trans. Am. Inst. Chem. Eng. 29 (1933) 174–210.
- [16] E.D. Grimison, Correlation and utilization of new data on flow resistance and heat transfer for cross flow of gases over tube banks, Trans. ASME 59 (1937) 583–594.
- [17] E.C. Hoge, Experimental investigation of effects of equipment size on convection heat transfer and flow resistance in cross flow of gases over tube banks, Trans. ASME 59 (1937) 573–581.
- [18] O.L. Pierson, Experimental investigation of the influence of tube arrangement on convection heat transfer and flow resistance in cross flow of gases over tube banks, Trans. ASME 59 (1937) 563–572.
- [19] G.A. Omohundro, O.P. Bergelin, A.P. Colburn, Heat transfer and fluid friction during flow across banks of tubes, ASME J. Heat Transfer 71 (1949) 27–34.
- [20] O.P. Bergelin, E.S. Davis, H.L. Hull, A study of three tube arrangements in un baffled tubular heat exchangers, ASME J. Heat Transfer 71 (1949) 369–374.
- [21] O.P. Bergelin, G.A. Brown, H.L. Hull, F.W. Sullivan, Heat transfer and fluid friction during flow across banks of tubes – III: A study of tube spacing and tube size, ASME J. Heat Transfer 72 (1950) 881–888.
- [22] O.P. Bergelin, G.A. Brown, S.C. Doberstein, Heat transfer and fluid friction during flow across banks of tubes – IV: A study of the transition zone between viscous and turbulent flow, ASME J. Heat Transfer 74 (1952) 953–959.
- [23] C.E. Jones, E.S. Monroe, Convection heat transfer and pressure drop of air flowing across in-line tube banks: Part I – apparatus, procedures, and special effects, ASME J. Heat Transfer 80 (1958) 18–24.
- [24] A.J. Gram, C.O. Mackey, E.S. Monroe, Convection heat transfer and pressure drop of air flowing across in-line tube banks: Part II – Correlation of data for ten row-deep tube banks, Trans. ASME 80 (1958) 25–35.



- [25] S. Aiba, H. Tsuchida, T. Ota, Heat transfer around tubes in in-line tube banks, Bull. JSME 25 (204) (1982) 919–926.
- [26] S. Aiba, H. Tsuchida, T. Ota, Heat transfer around tubes in staggered tube banks, Bull. JSME 25 (204) (1982) 927–933.
- [27] M.A. Tahat, Z.H. Kodah, B.A. Jarrah, S.D. Probert. Heat Transfer from Pin-Fin Arrays Experiencing Forced Convection, Applied Energy, Vol. 67, pp. 419-442, 2000.
- [28] W.A. Khan, Modeling of Fluid Flow and Heat Transfer for Optimization of Pin-Fin Heat Sinks, Ph.D. Thesis, University of Waterloo, Canada, 2004.
- [29] Ye. Pysmennyy, G. Polupan, I. Carvajal Mariscal, F. Sanchez Silva. Manual para el cálculo de intercambiadores de calor y bancos de tubos aletados. Editorial REVERTE, 2007, 197 p.
- [30] Frank P. Incropera [et. al]. Fundamentals of heat and mass transfer. 6th edition, Wiley. USA, 2007. p. 441.
- [31] Laboratory methods of testing fans for rating. AMCA Std. 210-74.
- [32] Barlow J. B., Rae W. H., and Pope A. Low speed wind tunnel testing. John Wiley & Sons. 3rd edition, 1999.
- [33] Tolentino Eslava R. [et. al]. Túnel de viento de velocidad baja del LABINTHAP. XI Congreso Nacional de Ingeniería Electromecánica y de Sistemas. México D.F., 2009.
- [34] Richard W. Miller. Flow Measurement Engineering Handbook. 3rd edition. McGraw Hill. USA, 1996.
- [35] Aceleración de la gravedad. La Guía MetAS. Mayo, 2002.
- [36] Correcciones en la medición de presión atmosférica. La Guía MetAS. Agosto, 2003.
- [37] Luis Omar Becerra Santiago, Ma. Elena Guardado González. Estimación de la incertidumbre en la determinación de la densidad del aire. CENAM. Diciembre, 2001.



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 1											
REGIMEN 1000 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	25.5	75.6	76.6	76.3	25.5	75.6	75.8	68.7	69.7	69.9
	2	25.3	75.6	76.6	76.4	25.3	75.8	76.2	69.1	69.9	70
	3	25.7	76	76.8	76.5	25.7	76	76.3	69	69.8	70.1
	4	25.2	75.7	76.7	76.4	25.2	75.6	75.9	68.8	69.8	69.9
	5	25.3	75.9	76.8	76.6	25.3	76	76.3	69.2	70	70.1
	6	25.5	75.8	76.8	76.5	25.5	75.7	76	68.9	69.9	70.1
	7	25.2	75.8	77	76.7	25.2	75.9	76.2	69.1	70.1	70.2
	8	25.3	76	76.8	76.3	25.3	75.9	76.2	69	69.8	70
	9	25.7	75.8	76.8	76.5	25.7	76.1	76.2	69	69.9	70.2
	10	25.3	75.8	76.8	76.6	25.3	75.9	76.1	69	70	70.2
	11	25.3	76.2	77.1	76.7	25.3	76	76.3	69.3	70.2	70.3
	12	25.2	76.3	77.2	76.7	25.2	76.2	76.6	69.5	70.3	70.4
	13	25.2	75.9	76.9	76.7	25.2	75.9	76.2	69.1	70.1	70.2
	14	25.7	76.3	77.2	76.8	25.7	76.5	76.7	69.3	70.5	70.6
	15	25.5	76.3	77.3	76.8	25.5	76.1	76.6	69.5	70.3	70.3
	16	25.3	76.3	77.2	76.8	25.3	76.1	76.5	69.5	70.3	70.5
	17	25.6	76.3	77.2	77	25.6	76.4	76.5	69.5	70.5	70.7
	18	25.7	76.5	77.2	77	25.7	76.6	76.7	69.5	70.5	70.7
	19	25.2	76.1	77.1	76.8	25.2	76.1	76.4	69.4	70.3	70.4
	20	25.2	76.2	77.2	76.9	25.2	76.1	76.5	69.5	70.4	70.5
	21	25.2	76.1	77.1	76.8	25.2	76.2	76.4	69.3	70.4	70.5
	μ	25.43	76.57	77.52	77.21	25.43	76.61	76.88	69.85	70.75	70.89
	σ	0.197	0.445	0.410	0.411	0.197	0.455	0.454	0.475	0.445	0.458
REGIMEN 5000 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	25.5	74.7	74.2	74.7	OPEN	OPEN	74	72.7	72.5	72
	2	25.5	74.6	74.1	74.9	OPEN	OPEN	73.9	72.7	72.7	72.1
	3	25.4	74.7	74.2	74.9	OPEN	OPEN	73.9	72.8	72.6	72
	4	25.8	75	74.3	75	OPEN	OPEN	74.3	72.9	72.7	72.3
	5	25.6	75	74.3	75.1	OPEN	OPEN	74	72.8	72.8	72.2
	6	25.5	74.7	74.1	75	OPEN	OPEN	73.9	72.6	72.7	72.1
	7	25.4	74.8	74.3	75	OPEN	OPEN	74.1	72.9	72.7	72.1
	8	25.4	74.8	74.2	75	OPEN	OPEN	74.1	72.7	72.7	72.2
	9	25.7	75.1	74.5	75.1	OPEN	OPEN	74.3	73	72.8	72.3
	10	25.7	75	74.3	75.1	OPEN	OPEN	74.2	72.9	72.9	72.4
	11	25.7	75.1	74.5	75.1	OPEN	OPEN	74.3	73	73	72.3
	12	25.3	74.8	74.3	75	OPEN	OPEN	74.1	73	72.7	72.1
	13	25.3	74.8	74.1	74.9	OPEN	OPEN	74	72.7	72.8	72.3
	14	25.3	74.7	74.2	75.1	OPEN	OPEN	74	73	72.7	72.3
	15	25.3	74.8	74.3	75.1	OPEN	OPEN	74	72.9	72.8	72.1
	16	25.5	75.1	74.4	75.1	OPEN	OPEN	74.3	73	72.7	72.1
	17	25.5	75.1	74.5	75.1	OPEN	OPEN	74.3	73	72.7	72.3
	18	25.8	75.2	74.5	75.2	OPEN	OPEN	74.3	73	72.7	72.3
	19	25.8	75.2	74.5	75.1	OPEN	OPEN	74.3	72.8	72.8	72.3
	20	25.6	74.8	74.1	75	OPEN	OPEN	73.9	72.8	72.8	72.2
	21	25.5	74.8	74.3	75	OPEN	OPEN	74.1	73	72.8	72.2
	μ	25.60	74.81	74.19	74.91	OPEN	OPEN	74.00	72.79	72.67	72.12
	σ	0.173	0.235	0.207	0.195	OPEN	OPEN	0.216	0.188	0.178	0.190



REGIMEN 6300 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	21.5	65.6	64.4	66	65.5	OPEN	64.5	65	65	64
	2	21.8	65.7	64.5	66.2	65.8	OPEN	64.7	65.1	65.2	64.4
	3	21.8	66.1	64.5	66.1	65.7	OPEN	64.7	65	65.1	64.3
	4	21.5	65.7	64.5	66.1	65.6	OPEN	64.6	65.1	65.1	64.1
	5	21.5	65.8	64.7	66.2	65.8	OPEN	65	65.3	65.2	64.3
	6	21.8	65.8	64.6	66.1	65.6	OPEN	64.7	65	65.1	64.3
	7	21.8	65.8	64.5	66.2	65.9	OPEN	64.7	65.1	65.2	64.3
	8	22	65.7	64.5	66.1	65.6	OPEN	64.6	64.9	65	64.2
	9	21.6	66	64.6	66	65.6	OPEN	64.8	65.1	65.1	64.2
	10	21.7	65.7	64.5	66.1	65.7	OPEN	64.7	65	65.1	64.3
	11	21.5	65.6	64.4	66	65.5	OPEN	64.5	65	65	64
	12	21.8	65.8	64.5	66.1	65.9	OPEN	64.8	65.1	65.2	64.4
	13	21.6	66	64.6	66.1	65.6	OPEN	64.8	65.1	65	64.2
	14	21.8	65.8	64.5	66.2	65.8	OPEN	64.8	65	65.2	64.4
	15	21.9	66.1	64.7	66.2	65.9	OPEN	65	65.2	65.3	64.6
	16	21.8	66.2	64.7	66.2	65.8	OPEN	65.1	65.3	65.3	64.5
	17	21.7	65.8	64.6	66.2	66	OPEN	64.8	65.2	65.3	64.5
	18	21.8	66.1	64.7	66.3	66.1	OPEN	65	65.3	65.4	64.6
	19	21.7	66	64.7	66.4	66	OPEN	65	65.4	65.4	64.5
	20	21.5	65.9	64.8	66.3	65.8	OPEN	65	65.3	65.3	64.5
	21	21.5	65.9	64.7	66.4	66	OPEN	64.8	65.3	65.3	64.3
	μ	21.80	66.10	64.81	66.38	66.00	OPEN	65.04	65.37	65.39	64.54
	σ	0.194	0.229	0.194	0.174	0.217	OPEN	0.222	0.192	0.196	0.199
	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	81.7	83.6	84.9	84.3	81.7	84.1	84.7	72.8	74.5	74.1
	2	81.8	83.6	85	84.4	81.8	84.3	85	73	74.8	74.5
	3	82	84.1	85.2	84.5	82	84.5	85.2	73.2	74.7	74.3
	4	82.2	84.1	85.3	84.5	82.2	84.6	85.2	73.1	74.8	74.6
	5	82.2	83.9	85.1	84.5	82.2	84.2	85	73.2	74.6	74.5
6	82.1	84.3	85.6	84.9	82.1	84.7	85.3	73.3	75.1	74.7	
7	82.4	84.5	85.5	84.8	82.4	84.8	85.3	73.3	75	74.7	
8	82.1	84.1	85.6	84.6	82.1	84.6	85.3	73.1	74.7	74.5	
9	82.6	84.4	85.6	84.8	82.6	84.9	85.5	73.3	75	74.7	
10	82.2	84.4	85.7	84.8	82.2	84.6	85.3	73.3	74.8	74.5	
11	82.2	84.1	85.3	84.7	82.2	84.5	85.1	73.2	74.9	74.5	
12	82.5	84.3	85.5	84.8	82.5	84.7	85.3	73.3	75	74.7	
13	82.6	84.4	85.7	85	82.6	84.8	85.4	73.5	75.1	74.8	
14	82.3	84.2	85.6	84.8	82.3	84.6	85.3	73.3	74.8	74.6	
15	82.8	84.6	85.8	85.1	82.8	85.1	85.6	73.6	75.3	75	
16	82.7	84.7	86	85.1	82.7	84.8	85.7	73.7	75.1	74.7	
17	82.2	84.5	85.5	84.8	82.2	84.6	85.2	73.3	75	74.6	
18	82.7	84.7	85.9	85	82.7	85	85.7	73.7	75.1	74.8	
19	82.2	84.2	85.6	84.7	82.2	84.7	85.3	73.2	74.7	74.5	
20	82.3	84.4	85.7	84.8	82.3	84.6	85.5	73.5	74.9	74.5	
21	82.5	84.3	85.5	84.8	82.5	84.7	85.3	73.3	75	74.7	
μ	82.42	84.37	85.62	84.83	82.42	84.72	85.41	73.39	74.97	74.66	
σ	0.382	0.374	0.358	0.315	0.382	0.323	0.343	0.292	0.268	0.295	
TUBO CALORIMETRO 2											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	22.5	65.9	64.5	65.9	65.4	OPEN	64.6	65.1	65	64.1	
2	22.3	65.6	64.3	66	65.4	OPEN	64.4	65.1	65.1	64.1	
3	22.3	65.7	64.4	66	65.5	OPEN	64.5	65.1	65.1	64.1	
4	22.7	66	64.6	66.1	65.8	OPEN	64.6	65.3	65.1	64.3	
5	22.5	65.8	64.4	66.2	65.5	OPEN	64.7	65.2	65	64.3	
6	22.5	65.7	64.4	66.1	65.7	OPEN	64.6	65.1	65.3	64.4	
7	22.6	65.8	64.5	66.1	65.8	OPEN	64.8	65.2	65.4	64.5	
8	22.6	65.8	64.4	66.1	65.8	OPEN	64.8	65.2	65.3	64.5	
9	22.3	65.8	64.3	66	65.7	OPEN	64.6	65.1	65.3	64.4	
10	22.5	65.9	64.5	66.1	65.7	OPEN	64.8	65.2	65.2	64.3	
11	22.4	65.6	64.2	66	65.6	OPEN	64.5	65.1	65.3	64.3	
12	22.5	66	64.6	66.1	65.6	OPEN	64.9	65.3	65.2	64.4	
13	22.3	65.7	64.4	66.1	65.8	OPEN	64.6	65.2	65.4	64.5	
14	22.2	65.6	64.4	66	65.5	OPEN	64.6	65.2	65.2	64.2	
15	22.4	65.6	64.5	66	65.5	OPEN	64.7	65.2	65	64.2	
16	22.3	65.7	64.4	66	65.5	OPEN	64.6	65.2	65.1	64.2	
17	22.2	65.6	64.3	66	65.4	OPEN	64.6	65.2	65.1	64.2	
18	22.6	66	64.6	66	65.8	OPEN	64.8	65.1	65.2	64.5	
19	22.7	65.9	64.5	66.1	65.7	OPEN	64.8	65.3	65.2	64.4	
20	22.2	65.6	64.3	66	65.4	OPEN	64.6	65.2	65	64.1	
21	22.7	66	64.5	66.1	65.7	OPEN	64.9	65.3	65.3	64.6	
22	22.7	66	64.6	66.1	65.8	OPEN	64.8	65.3	65.3	64.5	
μ	22.60	65.71	64.41	66.00	65.58	OPEN	64.64	65.16	65.20	64.33	
σ	0.211	0.170	0.126	0.106	0.162	OPEN	0.135	0.101	0.129	0.143	

REGIMEN 6300 RE



REGIMEN 7900 RE	TUBO CALORIMETRO 1											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	22.1	87.5	88.6	87.9	22.1	88	88.5	75.8	77.6	76.8	
	2	22.5	87.6	88.6	88.1	22.5	88.2	88.6	75.9	77.8	77.3	
	3	21.8	87.4	88.6	88	21.8	88	88.3	75.8	77.7	77.1	
	4	22.2	87.8	88.8	88.4	22.2	88.3	88.7	76.2	78	77.5	
	5	21.9	87.8	89.2	88.4	21.9	88.3	89	76.3	78	77.3	
	6	22	88.1	89.2	88.5	22	88.5	89.1	76.5	78.1	77.5	
	7	22.3	88.3	89.4	88.6	22.3	88.8	89.5	76.6	78.2	77.7	
	8	22.1	88.4	89.6	88.8	22.1	88.8	89.5	76.7	78.2	77.6	
	9	22.1	88.4	89.6	88.8	22.1	89	89.5	76.6	78.2	77.6	
	10	21.8	88.2	89.5	88.8	21.8	88.6	89.3	76.6	78.1	77.4	
	11	22	88.1	89.5	88.6	22	88.8	89.3	76.3	78.2	77.7	
	12	22.3	88.4	89.5	89.1	22.3	88.8	89.6	76.8	78.5	77.7	
	13	21.7	88.1	89.5	88.8	21.7	88.6	89.2	76.5	78.1	77.4	
	14	21.7	88.1	89.5	88.8	21.7	88.6	89.2	76.6	78.2	77.5	
	15	22.2	88.4	89.5	89	22.2	89.1	89.3	76.7	78.6	77.9	
	16	22.2	88.6	89.8	89.1	22.2	89.3	89.7	76.7	78.6	78	
	17	22.2	88.7	89.9	89.1	22.2	89.3	89.7	76.8	78.5	78	
	18	22.1	88.4	89.7	89.1	22.1	89.1	89.6	76.8	78.6	77.9	
	19	22.2	88.5	89.8	89.2	22.2	89.1	89.7	77	78.7	77.9	
	20	21.7	88.2	89.6	88.9	21.7	88.9	89.5	76.7	78.3	77.5	
	21	22.2	88.6	89.7	89	22.2	89.3	89.8	76.7	78.5	77.8	
	μ	22.07	88.24	89.47	88.79	22.07	88.82	89.36	76.58	78.30	77.66	
	σ	0.222	0.260	0.271	0.251	0.2216	0.305	0.300	0.226	0.215	0.222	
	TUBO CALORIMETRO 2											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	22.6	68.1	66.5	68.2	67.8	OPEN	67	67.5	67.7	66.7	
	2	22.3	67.8	66.3	68.2	67.7	OPEN	66.5	67.3	67.6	66.5	
	3	22.2	67.7	66.3	68.3	67.8	OPEN	66.8	67.6	67.7	66.7	
	4	22.6	68.2	66.3	68.3	67.7	OPEN	66.8	67.4	67.5	66.4	
	5	22.5	68.2	66.3	68.3	67.6	OPEN	66.7	67.3	67.4	66.5	
6	22.5	68.1	66.6	68.4	67.9	OPEN	67.1	67.6	67.8	66.8		
7	22.3	68.1	66.6	68.4	67.7	OPEN	66.9	67.6	67.6	66.6		
8	22.6	68.2	66.6	68.4	67.8	OPEN	67	67.6	67.7	66.7		
9	22.5	68	66.5	68.4	67.9	OPEN	66.7	67.5	67.7	66.6		
10	22.3	67.8	66.5	68.3	67.7	OPEN	66.6	67.5	67.6	66.6		
11	22.4	68.2	66.7	68.4	67.8	OPEN	67	67.7	67.7	66.8		
12	22.5	68.2	66.6	68.5	68	OPEN	66.8	67.6	67.8	66.8		
13	22.6	68.2	66.6	68.5	68	OPEN	66.8	67.6	67.9	66.8		
14	22.6	68.3	66.7	68.4	67.9	OPEN	66.8	67.6	68	66.9		
15	22.1	68	66.6	68.3	67.6	OPEN	66.8	67.5	67.5	66.5		
16	22.6	68.3	66.6	68.5	68	OPEN	67	67.6	67.8	66.9		
17	22.2	67.9	66.5	68.4	67.7	OPEN	66.7	67.6	67.7	66.6		
18	22.2	68.1	66.6	68.4	67.7	OPEN	66.9	67.6	67.6	66.6		
19	22.6	68.3	66.6	68.5	68	OPEN	67.1	67.6	67.7	66.8		
20	22.1	68	66.6	68.3	67.6	OPEN	66.7	67.5	67.5	66.5		
21	22.6	68.2	66.5	68.4	68	OPEN	66.8	67.6	67.9	66.8		
μ	22.39	67.96	66.42	68.27	67.73	OPEN	66.74	67.43	67.60	66.59		
σ	0.196	0.214	0.182	0.174	0.1714	OPEN	0.187	0.184	0.189	0.194		
REGIMEN 9900 RE	TUBO CALORIMETRO 1											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	22.4	85.7	86.5	86.2	22.4	86.5	86.6	75.1	76.8	75.6	
	2	22.2	85.8	86.5	86.2	22.2	86.6	86.7	75.1	76.8	75.6	
	3	21.9	85.5	86.3	86.1	21.9	86.1	86.1	74.8	76.7	75.6	
	4	22	85.2	86.2	86.1	22	86.1	86.2	74.7	76.5	75.5	
	5	22.1	85.7	86.5	86.2	22.1	86.5	86.6	75.1	76.8	75.7	
	6	22.4	85.7	86.3	86.1	22.4	86.5	86.5	75	76.8	75.7	
	7	22	85.3	86.1	86	22	86.2	86.1	74.6	76.6	75.5	
	8	21.8	85.5	86.3	86	21.8	86	86.1	74.8	76.6	75.3	
	9	22	85.4	86.3	86.1	22	86.1	86.3	74.9	76.7	75.5	
	10	21.9	85.3	86.3	85.8	21.9	86.2	86.3	74.8	76.5	75.4	
	11	22.3	85.6	86.3	86.1	22.3	86.5	86.4	74.9	76.7	75.6	
	12	21.7	85.3	86.2	86	21.7	86	86	74.8	76.7	75.4	
	13	21.8	85.3	86.3	86.1	21.8	86.1	86	74.7	76.7	75.5	
	14	22	85.6	86.4	86.1	22	86.2	86.3	75	76.8	75.6	
	15	21.8	85.2	86.2	86	21.8	86	86	74.7	76.7	75.5	
	16	21.8	85.2	86.1	86	21.8	85.8	86	74.7	76.6	75.5	
	17	22	85.2	86.1	86	22	86	86.1	74.8	76.6	75.3	
	18	22.4	85.7	86.5	86.1	22.4	86.3	86.3	75	76.7	75.8	
	19	21.9	85.3	86.2	86.1	21.9	86	86	74.8	76.6	75.3	
	20	21.8	85.2	86.2	86.1	21.8	86	86.2	74.8	76.6	75.3	
	21	22.2	85.8	86.5	86.1	22.2	86.6	86.5	75	76.8	75.3	
	22	21.8	85.4	86.3	86.1	21.8	86.2	86.3	74.8	76.6	75.3	
	μ	22.10	85.60	86.44	86.22	22.10	86.37	86.40	74.93	76.82	75.68	
	σ	0.231	0.234	0.182	0.165	0.2314	0.260	0.233	0.158	0.186	0.240	



REGIMEN 12500 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	22.3	67.6	65.7	67.7	67.2	OPEN	66.1	66.7	67.2	66.2
	2	22.2	67.2	65.4	67.6	67.1	OPEN	65.8	66.6	67.1	65.9
	3	21.8	67.1	65.5	67.5	66.9	OPEN	65.8	66.7	67	65.7
	4	22.3	67.6	65.6	67.7	67.3	OPEN	66.1	66.8	67.3	66.2
	5	22.2	67.6	65.7	67.7	67.2	OPEN	66.2	66.8	67.1	66.1
	6	22.3	67.6	65.7	67.7	67.3	OPEN	66.2	66.8	67.2	66.2
	7	22.4	67.6	65.6	67.8	67.1	OPEN	66.2	67	67.2	66
	8	22.4	67.6	65.6	67.8	67.4	OPEN	66.1	66.8	67.3	66.2
	9	22.3	67.5	65.6	67.7	67.3	OPEN	66	66.8	67.2	66.2
	10	22.3	67.6	65.7	67.8	67.3	OPEN	66.2	66.8	67.3	66.2
	11	21.9	67.1	65.4	67.6	67	OPEN	65.8	66.7	66.9	65.7
	12	22.4	67.6	65.7	67.7	67.2	OPEN	66.2	66.8	67.2	66.1
	13	22	67.1	65.3	67.5	67	OPEN	65.8	66.6	67	65.7
	14	22.1	67.4	65.6	67.6	66.9	OPEN	66.1	66.7	67	65.9
	15	22.3	67.5	65.5	67.7	67.2	OPEN	66.1	66.7	67.1	66.1
	16	22.4	67.6	65.7	67.7	67.3	OPEN	66.3	66.8	67.2	66.1
	17	21.9	67.4	65.6	67.6	67.1	OPEN	66.1	66.8	67	65.8
	18	22.1	67.6	65.8	67.7	67.1	OPEN	66.2	67	67.2	65.9
	19	22	67.5	65.8	67.7	67.2	OPEN	66.2	66.9	67.1	66
	20	22.2	67.6	65.8	67.8	67.3	OPEN	66.2	67	67.4	66.3
	21	22.3	67.7	65.9	67.8	67.3	OPEN	66.4	66.9	67.2	66.2
	μ	22.25	67.69	65.87	67.94	67.41	OPEN	66.37	67.03	67.37	66.24
	σ	0.177	0.253	0.239	0.223	0.232	OPEN	0.279	0.217	0.208	0.254
	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	21.2	89.3	90	89.9	21.2	90	89.9	78.7	80.7	79.2
	2	20.8	89.4	89.9	90	20.8	90.3	89.9	78.8	81	79.5
	3	20.8	89.1	89.7	90	20.8	89.9	89.5	78.6	80.8	79.3
	4	21.2	89.5	90	90.3	21.2	90.3	90	79	81.2	79.5
	5	21.2	89.5	90	90.1	21.2	90.5	90	78.8	81	79.7
	6	21	89.3	90	90.2	21	90.1	89.8	78.8	81	79.5
7	21.1	89.6	90.1	90.1	21.1	90.3	90.1	79	80.9	79.5	
8	21.3	89.5	90	90.2	21.3	90.4	90	78.8	81.1	79.7	
9	21.1	89.6	90.2	90.1	21.1	90.3	90.1	78.9	80.8	79.6	
10	21.3	89.8	90.3	90.2	21.3	90.7	90.3	79	81.1	79.8	
11	21.4	89.8	90.3	90.3	21.4	90.7	90.3	79	81.2	79.7	
12	20.9	89.6	90.3	90.2	20.9	90.3	90	79.1	81	79.5	
13	21.2	90	90.5	90.4	21.2	90.7	90.3	79.1	81.1	79.7	
14	21.1	89.8	90.3	90.3	21.1	90.5	90.2	79.2	81.1	79.6	
15	21.3	89.8	90.3	90.3	21.3	90.6	90.3	79.2	81.1	79.6	
16	21.2	89.5	89.9	90.1	21.2	90.4	89.9	78.7	81	79.7	
17	21.3	89.6	90	90	21.3	90.5	90	78.9	81.1	79.8	
18	21.2	89.7	90.2	90.1	21.2	90.4	90.1	78.9	80.9	79.6	
19	21.1	89.6	90.1	90	21.1	90.3	90	78.9	80.9	79.5	
20	21.2	89.6	90.2	90.1	21.2	90.3	89.9	79	81	79.5	
21	21	89.6	90.2	90.2	21	90.2	90.1	78.8	81.1	79.6	
μ	21.20	89.99	90.49	90.55	21.20	90.73	90.39	79.27	81.36	79.88	
σ	0.225	0.457	0.403	0.415	0.225	0.413	0.395	0.381	0.357	0.338	
TUBO CALORIMETRO 2											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	21.6	71.5	69.5	72.1	71.4	OPEN	70.1	70.8	71.5	70.3	
2	21.5	71.6	69.6	71.8	71	OPEN	70.1	70.8	71.2	69.8	
3	21.7	71.7	69.6	72	71.4	OPEN	70.2	70.7	71.4	70.2	
4	21.6	71.7	69.3	71.8	71	OPEN	70	70.6	71	69.8	
5	21.4	71.4	69.5	71.7	71	OPEN	70.1	70.7	71.1	69.8	
6	21.5	71.7	69.5	71.8	71.3	OPEN	70.1	70.7	71.4	70.2	
7	21.5	71.4	69.5	71.8	71	OPEN	70	70.8	71.2	70	
8	21.2	71.1	69.3	71.7	71	OPEN	69.8	70.6	71.1	69.7	
9	21.6	71.4	69.6	72	71.2	OPEN	70.1	71	71.2	69.9	
10	21.3	71.4	69.2	71.6	71.1	OPEN	69.9	70.5	71.1	69.9	
11	21.7	71.3	69.4	71.8	71	OPEN	70	70.7	71.1	69.8	
12	21.2	71.2	69.3	71.7	71.1	OPEN	69.8	70.5	71.2	70	
13	21.7	71.5	69.5	72	71.3	OPEN	70	70.7	71.5	70.1	
14	21.5	71.6	69.6	71.8	71.1	OPEN	70.2	70.7	71.2	70	
15	21.8	71.8	69.6	72.1	71.5	OPEN	70.3	71	71.3	70.1	
16	21.6	71.7	69.7	72	71.3	OPEN	70.3	70.8	71.3	70.1	
17	21.6	71.6	69.6	72.1	71.5	OPEN	70.1	70.8	71.5	70.2	
18	21.6	71.8	69.7	72	71.3	OPEN	70.3	70.8	71.6	70.1	
19	21.5	71.6	69.7	72	71.2	OPEN	70.2	71	71.3	70	
20	21.6	71.7	69.7	72	71.2	OPEN	70.3	70.9	71.3	70.2	
21	21.7	71.9	69.8	72.3	71.5	OPEN	70.2	71	71.6	70.3	
22	21.3	71.3	69.5	72	71.2	OPEN	70	70.8	71.3	70	
μ	21.67	71.49	69.49	71.89	71.20	OPEN	70.04	70.75	71.25	70.03	
σ	0.217	0.215	0.158	0.164	0.191	OPEN	0.181	0.149	0.183	0.184	



REGIMEN 15800 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	24.9	88.3	89.5	89.8	24.9	91.6	91	78.7	81.3	80.4
	2	25.1	88.3	89.3	89.8	25.1	91.7	91.1	78.9	81.5	80.6
	3	25.2	88.6	89.7	89.9	25.2	91.6	91.2	79.1	81.3	80.3
	4	25.4	88.6	89.5	89.8	25.4	92	91.1	79.2	81.6	80.5
	5	25.2	88.3	89.5	89.8	25.2	91.7	91.1	79	81.5	80.7
	6	24.8	88.1	89.1	89.6	24.8	91.3	90.9	78.7	81.2	80.2
	7	25.3	88.5	89.5	89.7	25.3	91.8	91.2	78.9	81.3	80.6
	8	25	88.2	89.4	89.9	25	91.5	90.9	78.8	81.4	80.5
	9	25	88.6	89.6	90	25	91.9	91.5	79.2	81.5	80.6
	10	24.8	88.6	89.7	90.2	24.8	91.8	91.3	79.2	81.7	80.7
	11	25.1	89	90	90.3	25.1	92.2	91.7	79.3	81.7	80.9
	12	25	88.9	90	90.4	25	92	91.6	79.4	81.7	80.7
	13	25.5	89.2	90.1	90.5	25.5	92.5	92	79.5	82	81.2
	14	25.1	89	90.1	90.5	25.1	92	91.7	79.6	81.7	80.8
	15	25.4	89.2	90.2	90.5	25.4	92.4	92.1	79.6	82.1	81.1
	16	25.1	89	90.3	90.5	25.1	92.2	91.8	79.6	82	81
	17	25.4	89	90.1	90.5	25.4	92.3	91.6	79.5	82.1	81.2
	18	25.2	89.2	90.3	90.6	25.2	92.3	92	79.7	82.1	81.1
	19	25.1	89	90.2	90.6	25.1	92.2	91.7	79.5	82.1	81.1
	20	25.1	89.1	90.2	90.6	25.1	92.6	91.8	79.5	82.1	81.2
	21	25.2	89.1	90.3	90.8	25.2	92.3	91.7	79.6	82.2	81.1
	μ	25.33	89.03	90.10	90.50	25.33	92.27	91.75	79.45	81.94	81.01
	σ	0.261	0.369	0.345	0.345	0.261	0.372	0.363	0.279	0.304	0.306
	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	75.5	75.4	73.4	76.1	75.6	OPEN	74.2	74.5	75.2	74
	2	75.8	75.6	73.3	76	75.6	OPEN	74.1	74.5	75	73.9
	3	75.5	75.6	73.2	76	75.4	OPEN	74	74.5	75	73.8
	4	75.5	75.6	73.4	76.1	75.6	OPEN	74.1	74.6	75.1	73.8
	5	75.7	75.6	73.5	76.1	75.3	OPEN	74.3	74.5	74.9	73.7
	6	75.6	75.8	73.6	76.1	75.5	OPEN	74.3	74.8	75.1	73.8
7	75.9	75.7	73.5	76	75.6	OPEN	74.3	74.6	75.1	74	
8	75.7	75.5	73.3	76	75.6	OPEN	74.2	74.5	75	73.9	
9	76	75.9	73.6	76.2	75.7	OPEN	74.5	74.7	75.2	74.1	
10	75.7	75.8	73.6	76.2	75.5	OPEN	74.5	74.7	75.1	73.8	
11	75.7	75.9	73.6	76.1	75.5	OPEN	74.5	74.8	75.2	73.9	
12	75.7	75.8	73.7	76.2	75.5	OPEN	74.5	74.8	75.1	73.9	
13	75.7	75.5	73.5	76	75.5	OPEN	74.3	74.6	75	73.8	
14	76	76	73.6	76.2	75.8	OPEN	74.5	74.7	75.2	74.2	
15	76.1	76	73.7	76.3	75.9	OPEN	74.6	74.7	75.3	74.1	
16	76	76	73.6	76.3	75.8	OPEN	74.5	74.7	75.3	74.2	
17	76.1	76.1	73.7	76.3	75.8	OPEN	74.7	74.8	75.2	74.1	
18	75.9	75.8	73.5	76.2	75.8	OPEN	74.3	74.6	75.3	74.1	
19	76	76	73.7	76.2	75.8	OPEN	74.6	74.8	75.3	74.2	
20	75.9	76	73.8	76.2	75.6	OPEN	74.6	74.7	75.4	74.1	
21	76.1	76	73.7	76.5	76	OPEN	74.6	74.8	75.5	74.3	
μ	75.66	75.63	73.43	76.03	75.51	OPEN	74.29	74.58	75.02	73.87	
σ	0.338	0.349	0.302	0.292	0.296	OPEN	0.304	0.250	0.275	0.278	
Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 2											
REGIMEN 1000 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	21.8	64.9	OPEN	62.1	64.1	OPEN	63.5	62.3	62	OPEN
	2	21.5	64.7	OPEN	67.1	64.2	OPEN	63.4	62.3	62.2	OPEN
	3	21.5	64.9	OPEN	59.7	64.3	OPEN	63.7	62.6	62.2	OPEN
	4	21.4	65	OPEN	56.6	64.7	OPEN	63.8	62.7	62.6	OPEN
	5	21.5	65.1	OPEN	51.1	64.6	OPEN	63.6	62.6	62.5	OPEN
	6	21.5	65.2	OPEN	52.9	65	OPEN	64	62.8	62.7	OPEN
	7	21.7	65.4	OPEN	56.2	64.8	OPEN	63.8	62.8	62.7	OPEN
	8	21.9	65.7	OPEN	58.6	65	OPEN	64.3	63.1	62.8	OPEN
	9	21.6	65.7	OPEN	65.5	65	OPEN	64.2	63.1	62.8	OPEN
	10	21.8	66	OPEN	67.3	65.1	OPEN	64.4	63.2	62.9	OPEN
	11	21.5	65.7	OPEN	67.3	65.1	OPEN	64.3	63.2	63	OPEN
	12	21.5	65.7	OPEN	64.8	65.2	OPEN	64.3	63.3	63.1	OPEN
	13	21.6	66	OPEN	64.6	65.2	OPEN	64.5	63.5	63.1	OPEN
	14	21.7	66.2	OPEN	67.5	65.6	OPEN	64.7	63.5	63.4	OPEN
	15	21.9	66.1	OPEN	64.9	65.4	OPEN	64.7	63.6	63.2	OPEN
	16	21.6	66.3	OPEN	59.5	65.7	OPEN	64.9	63.8	63.5	OPEN
	17	21.6	66.1	OPEN	53.7	65.6	OPEN	64.7	63.7	63.5	OPEN
	18	22	66.3	OPEN	51.5	65.8	OPEN	64.8	63.8	63.6	OPEN
	19	21.8	66.3	OPEN	49.7	65.8	OPEN	64.9	63.8	63.6	OPEN
	20	21.8	66.6	OPEN	46.7	65.8	OPEN	65.2	64	63.7	OPEN
	21	21.6	66.3	OPEN	49.8	65.7	OPEN	65	64	63.7	OPEN
	μ	22.15	67.28	OPEN	63.20	66.72	OPEN	65.87	65.00	64.74	OPEN
	σ	0.3657	0.8506	OPEN	5.8385	0.8681	OPEN	0.8498	0.9735	0.9603	OPEN



REGIMEN 5000 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	65.7	66.5	66.9	66.6	OVER	66.2	66.5	62.1	62.5	62.8
	2	66	66.5	66.8	66.6	OPEN	66.2	66.4	62	62.6	62.9
	3	66	66.5	66.9	66.6	OPEN	66.4	66.6	62	62.6	63
	4	65.8	66.5	66.8	66.5	OVER	66.1	66.5	62	62.5	62.7
	5	66	66.5	66.9	66.5	OPEN	66.3	66.6	62	62.5	62.9
	6	66	66.4	66.8	66.5	OPEN	66.3	66.5	61.9	62.5	63
	7	65.8	66.3	66.9	66.7	OPEN	66.2	66.4	62.1	62.7	62.8
	8	65.9	66.5	66.8	66.5	OPEN	66.3	66.5	61.9	62.5	62.9
	9	65.7	66.1	66.7	66.5	OPEN	66	66.3	61.8	62.5	62.5
	10	65.8	66.2	66.8	66.6	OPEN	66.1	66.3	62	62.5	62.7
	11	66.1	66.6	67	66.6	OPEN	66.4	66.7	62.1	62.5	62.9
	12	66.1	66.6	67.1	66.7	OPEN	66.5	66.7	62.1	62.6	63
	13	65.7	66.2	66.8	66.6	OVER	66.1	66.5	61.9	62.3	62.6
	14	65.9	66.3	66.9	66.7	OVER	66.1	66.6	61.8	62.5	62.9
	15	65.9	66.6	67.1	66.6	OPEN	66.3	66.7	62.1	62.5	62.8
	16	65.7	66.3	67	66.6	OVER	66.1	66.5	62	62.5	62.7
	17	66.1	66.6	67	66.7	OPEN	66.5	66.7	62.1	62.6	63.1
	18	65.9	66.6	67.1	66.6	OVER	66.2	66.6	62.1	62.6	62.7
	19	66	66.6	67	66.6	OPEN	66.3	66.7	62.1	62.6	63
	20	66.1	66.5	67	66.7	OPEN	66.5	66.7	62	62.7	62.8
	21	65.8	66.4	67	66.6	OVER	66.1	66.6	62.1	62.5	62.8
μ	66.09	66.60	67.11	66.81	OPEN	66.41	66.69	62.23	62.76	63.05	
σ	0.2099	0.1965	0.1867	0.1845	OPEN	0.1999	0.1834	0.1921	0.1960	0.2210	
TUBO CALORIMETRO 1											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	88.4	87.4	OPEN	87.7	88.1	OPEN	85.4	84.2	83.9	82.6	
2	88.6	87.3	OPEN	87.8	88.3	OPEN	85.5	84.5	84	82.5	
3	89	87.8	OPEN	88	88.6	OPEN	85.8	84.9	84.3	82.8	
4	89	87.9	OPEN	88	88.6	OPEN	86	84.8	84.4	82.8	
5	88.9	87.6	OPEN	88.1	88.6	OPEN	85.7	84.8	84.4	82.9	
6	88.7	87.5	OPEN	88	88.4	OPEN	85.6	84.7	84.3	82.7	
7	89.1	87.8	OPEN	88.2	88.6	OPEN	86	85.2	84.6	83	
8	89.1	87.8	OPEN	88.2	88.8	OPEN	85.9	85	84.6	83.2	
9	88.9	87.6	OPEN	88	88.6	OPEN	85.8	84.8	84.4	83	
10	88.8	87.7	OPEN	88.1	88.6	OPEN	85.8	85.1	84.5	82.9	
11	88.9	87.9	OPEN	88.3	88.7	OPEN	86	85.2	84.7	83.1	
12	89	88	OPEN	88.3	88.7	OPEN	86	85.4	84.8	83.2	
13	89.3	88.3	OPEN	88.6	89	OPEN	86.3	85.5	85	83.4	
14	89.2	88.1	OPEN	88.5	88.9	OPEN	86.3	85.3	85	83.6	
15	89.6	88.3	OPEN	88.7	89.3	OPEN	86.3	85.7	85.3	83.8	
16	89.6	88.5	OPEN	88.7	89.2	OPEN	86.5	85.7	85.2	83.9	
17	89.7	88.6	OPEN	89	89.5	OPEN	86.7	86.1	85.5	84	
18	90	88.7	OPEN	89.2	89.5	OPEN	86.8	86.2	85.6	84.1	
19	89.7	88.6	OPEN	89	89.5	OPEN	86.5	86	85.6	84	
20	90.1	89	OPEN	89.2	89.8	OPEN	86.8	86.2	85.7	84.3	
21	90.1	88.8	OPEN	89.3	89.7	OPEN	86.8	86.2	85.7	84.5	
μ	90.31	89.16	OPEN	89.49	89.96	OPEN	87.14	86.59	86.06	84.61	
σ	0.6753	0.6760	OPEN	0.6360	0.6514	OPEN	0.6202	0.7647	0.7277	0.7709	
TUBO CALORIMETRO 2											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	24.6	74.1	74.7	74.3	OPEN	73.6	73.7	69.2	70.5	70.8	
2	25.1	74.1	74.8	74.6	UNDER	73.6	73.8	69.5	70.7	70.8	
3	25.7	74.1	74.7	74.4	OPEN	73.5	73.5	69.1	70.4	70.8	
4	25.7	73.6	74.5	74.3	OPEN	73.3	73.4	69.2	70.5	70.7	
5	25.9	74.1	74.7	74.4	OPEN	73.7	73.7	69.4	70.5	70.8	
6	25.3	73.6	74.4	74.3	OPEN	73.2	73.3	69.1	70.5	70.7	
7	25.5	74.1	74.8	74.4	OPEN	73.6	73.8	69.5	70.6	70.8	
8	25.5	73.9	74.7	74.6	OPEN	73.7	73.7	69.4	70.8	71	
9	24.8	73.7	74.5	74.3	OVER	73.2	73.5	69.2	70.4	70.5	
10	25.3	74.1	74.7	74.5	OPEN	73.8	73.7	69.3	70.7	71.1	
11	25.2	74.2	74.7	74.7	UNDER	73.6	73.7	69.4	70.7	71	
12	24.7	73.7	74.5	74.5	UNDER	73.2	73.5	69.3	70.4	70.6	
13	25.1	74	74.7	74.5	OPEN	73.7	73.7	69.3	70.6	71	
14	25	73.9	74.6	74.5	OPEN	73.6	73.8	69.5	70.6	70.8	
15	24.5	73.7	74.6	74.4	OVER	73.3	73.4	69.1	70.5	70.7	
16	24.4	73.8	74.6	74.4	UNDER	73.3	73.5	69.3	70.5	70.6	
17	24.7	73.8	74.6	74.5	OPEN	73.6	73.6	69.3	70.7	70.8	
18	24.6	73.8	74.6	74.6	OPEN	73.5	73.5	69.3	70.7	70.8	
19	24.5	73.8	74.6	74.6	OPEN	73.5	73.6	69.3	70.6	70.8	
20	24.8	74.1	74.8	74.6	OPEN	73.8	73.8	69.3	70.7	71	
21	24.3	73.9	74.7	74.5	OVER	73.5	73.6	69.3	70.5	70.6	
22	24.6	74	74.7	74.6	OPEN	73.6	73.8	69.5	70.6	70.8	
μ	24.50	73.78	74.49	74.28	OPEN	73.39	73.46	69.18	70.40	70.67	
σ	0.3460	0.2019	0.1753	0.1573	OPEN	0.2251	0.1972	0.1429	0.1652	0.1922	



REGIMEN 6300 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	25.7	89.3	OPEN	89.7	90.6	OPEN	87.3	86	85.7	84.1
	2	25.5	89.3	OPEN	89.7	90.7	OPEN	87.7	86.2	85.9	84.3
	3	25.2	89.1	OPEN	89.7	90.3	OPEN	87.5	86.1	85.6	84
	4	25.4	89.3	OPEN	89.7	90.7	OPEN	87.5	86.1	85.8	84.3
	5	24.8	89	OPEN	89.8	90.5	OPEN	87.5	86.3	85.9	84.2
	6	24.8	89	OPEN	89.8	90.4	OPEN	87.5	86.3	85.8	84.2
	7	25	89.2	OPEN	89.8	90.5	OPEN	87.7	86.5	85.9	84.3
	8	24.9	89.2	OPEN	89.8	90.5	OPEN	87.5	86.3	86.2	84.5
	9	24.7	89.1	OPEN	89.9	90.6	OPEN	87.8	86.7	86.1	84.5
	10	24.7	89.1	OPEN	89.7	90.6	OPEN	87.6	86.5	86.1	84.3
	11	25.1	89.6	OPEN	89.8	91	OPEN	88	86.7	86.4	84.8
	12	24.6	89.2	OPEN	89.8	90.6	OPEN	87.7	86.5	85.9	84.6
	13	24.6	89.1	OPEN	89.8	90.6	OPEN	87.6	86.6	86.1	84.5
	14	24.7	89.3	OPEN	89.7	90.9	OPEN	87.7	86.7	86.4	84.8
	15	24.6	89.1	OPEN	89.8	90.6	OPEN	87.6	86.4	86.1	84.6
	16	25.1	89.6	OPEN	89.8	91	OPEN	87.9	86.7	86.4	84.9
	17	25.1	89.6	OPEN	89.8	90.9	OPEN	88	86.7	86.4	84.9
	18	24.9	89.3	OPEN	89.8	90.9	OPEN	87.7	86.7	86.5	84.8
	19	24.7	89.3	OPEN	89.8	90.7	OPEN	87.8	86.8	86.2	84.6
	20	24.8	89.3	OPEN	89.7	90.9	OPEN	87.7	86.7	86.5	84.8
	21	25	89.7	OPEN	90	91.1	OPEN	88	86.8	86.5	85
	μ	24.83	89.50	OPEN	89.87	90.92	OPEN	87.90	86.90	86.49	84.90
	σ	0.2196	0.3040	OPEN	0.2465	0.2669	OPEN	0.2854	0.3349	0.3209	0.3327
REGIMEN 7900 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	24.8	73.2	74	73.9	UNDER	72.8	73	68.8	70.2	70.2
	2	25.1	73.6	74.3	74	OPEN	73.1	73.2	69	70.2	70.4
	3	25.2	73.5	74.1	73.9	OPEN	73.2	73.2	68.8	70.1	70.5
	4	24.8	73.1	73.8	73.8	OPEN	72.8	72.7	68.6	70.1	70.3
	5	24.8	73.4	74	73.8	OPEN	73	73.1	68.8	70	70.1
	6	25	73.5	74.1	73.8	OPEN	73.1	73.1	68.9	70.1	70.3
	7	25.1	73.5	74.1	73.8	OPEN	73	73.1	69	70.2	70.3
	8	24.7	73	73.8	73.7	OPEN	72.7	72.8	68.5	69.7	70
	9	25.1	73.3	73.9	73.8	OPEN	73.1	73.1	68.7	70.1	70.5
	10	25	73.5	74.1	73.8	OVER	73	73.1	69	70.2	70.3
	11	24.8	73.5	74.1	73.8	OPEN	73.1	73.1	68.8	70	70.2
	12	25.2	73.6	74.1	73.9	OPEN	73.2	73.2	68.9	70.1	70.5
	13	25.1	73.4	74	74	OPEN	73.2	73.1	68.8	70.2	70.5
	14	24.8	73.5	74.2	73.8	OPEN	73	73.1	68.8	70	70.2
	15	24.8	73.1	73.8	73.8	OPEN	73	72.9	68.6	70.1	70.4
	16	24.6	73.2	74	73.8	UNDER	72.7	72.8	68.7	70	70.3
	17	25.1	73.6	74.1	73.8	OPEN	73.2	73.2	68.8	70.1	70.5
	18	24.7	73.1	73.8	73.8	OPEN	72.9	72.8	68.6	70.1	70.2
	19	25.1	73.6	74.2	74	OPEN	73.2	73.3	68.9	70.1	70.4
	20	25.1	73.5	74	73.9	OPEN	73.2	73.2	68.8	70.1	70.2
	21	24.9	73.3	74	74	OPEN	73.1	73	68.8	70.1	70.3
	22	24.6	73.2	74	73.8	OVER	72.9	72.9	68.7	70.2	70.2
	μ	24.92	73.42	74.07	73.91	OPEN	73.07	73.12	68.83	70.14	70.39
σ	0.1957	0.1904	0.1376	0.1098	OPEN	0.1723	0.1610	0.1259	0.1189	0.1568	



	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	74.6	76.3	77.1	76.9	UNDER	75.8	75.8	71.5	73.1	73.2
	2	74.8	76.4	77.1	76.8	OPEN	76.1	76.1	71.6	73.1	73.2
	3	74.9	76.2	77	76.8	OPEN	76.2	76	71.5	73	73.3
	4	74.4	76	76.8	76.7	OPEN	75.8	75.7	71.2	72.9	73.2
	5	74.6	76.3	77.1	76.9	OPEN	75.8	75.8	71.5	73.1	73.2
	6	74.7	76.5	77.2	77	OPEN	76	76	71.6	73.2	73.3
	7	74.8	76.4	77	76.8	OPEN	76.1	76.1	71.5	73	73.1
	8	74.5	76.2	77	76.9	OPEN	75.8	75.7	71.3	73	73.2
	9	74.5	76.1	76.8	76.8	OPEN	75.8	75.7	71.2	72.9	73.2
	10	74.5	76.2	77	76.8	OPEN	75.8	75.7	71.3	73	73.2
	11	74.9	76.5	77.1	76.9	OPEN	76.2	76.2	71.6	73.1	73.2
	12	74.5	76.2	77	76.8	UNDER	75.8	75.8	71.3	73	73.1
	13	74.9	76.5	77.1	76.9	OPEN	76.1	76	71.6	73.2	73.4
REGIMEN 9900 RE	14	74.7	76.4	77.1	77	UNDER	76	76	71.6	73.2	73.2
	15	75	76.6	77.2	77	OPEN	76.2	76.2	71.7	73.3	73.3
	16	74.5	76.1	76.8	76.8	UNDER	75.8	75.6	71.2	73	73.1
	17	74.9	76.6	77.2	77	UNDER	76.1	76.2	71.7	73.2	73.2
	18	74.7	76.1	76.7	76.7	OPEN	76.1	75.9	71.2	72.8	73.1
	19	74.4	76.1	76.8	76.7	OPEN	76.1	75.9	71.2	72.8	73.1
	20	74.6	76.1	76.8	76.6	OPEN	76	76	71.3	72.8	73
	21	75.1	76.5	77.1	77	OPEN	76.3	76.2	71.6	73.1	73.3
	μ	74.69	76.52	77.24	77.10	OPEN	76.24	76.19	71.65	73.22	73.42
	σ	0.2047	0.2306	0.1996	0.1750	OPEN	0.2219	0.2268	0.1957	0.1739	0.2093
	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	18.5	88.5	OPEN	88.7	91.2	OPEN	88.1	85.3	85.2	83.4
	2	18.2	87.8	OPEN	88.1	90.7	OPEN	87.2	84.6	84.6	82.6
	3	18.6	87.5	OPEN	87.7	90.5	OPEN	86.8	84.1	84.2	82.5
4	18.4	86.8	OPEN	87.3	89.8	OPEN	86.3	83.7	83.8	82	
5	18.3	86.5	OPEN	86.9	89.4	OPEN	86	83.5	83.4	81.5	
6	18.6	86.2	OPEN	86.7	89.3	OPEN	85.8	83.2	83.3	81.6	
7	18.3	85.9	OPEN	86.5	88.9	OPEN	85.6	83.1	83.1	81.2	
8	18.5	85.9	OPEN	86.3	88.7	OPEN	85.5	83	82.8	81	
9	18.3	85.5	OPEN	86	88.5	OPEN	85.2	82.7	82.7	80.9	
10	18.5	85.5	OPEN	85.8	88.2	OPEN	85	82.5	82.4	80.6	
11	18.3	85.1	OPEN	85.7	88.1	OPEN	84.6	82.2	82.3	80.6	
12	18.3	85	OPEN	85.6	87.8	OPEN	84.6	82.2	82.2	80.4	
13	18.5	85.1	OPEN	85.6	87.8	OPEN	84.7	82.2	82.1	80.3	
14	18.6	85.1	OPEN	85.5	87.7	OPEN	84.4	81.9	81.8	80.2	
15	18.7	85	OPEN	85.4	87.7	OPEN	84.4	82	82	80.3	
16	18.7	85	OPEN	85.3	87.7	OPEN	84.3	81.8	81.9	80.2	
17	18.7	84.8	OPEN	85.2	87.7	OPEN	84.3	81.6	81.8	80.1	
18	18.5	84.7	OPEN	85.2	87.6	OPEN	84.2	81.6	81.7	80.1	
19	18.5	84.5	OPEN	85.1	87.6	OPEN	84	81.5	81.6	79.8	
20	18.7	84.5	OPEN	84.9	87.4	OPEN	83.9	81.4	81.5	79.8	
21	18.7	84.6	OPEN	85	87.2	OPEN	84.1	81.5	81.5	79.7	
22	18.7	84.6	OPEN	85.1	87.5	OPEN	84	81.5	81.6	80	
μ	19.07	84.65	OPEN	85.05	87.39	OPEN	84.11	81.52	81.58	79.84	
σ	0.4397	0.8153	OPEN	0.7936	0.8688	OPEN	0.8322	0.8292	0.7945	0.7847	
TUBO CALORIMETRO 2											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	19.7	68.6	69.4	69.4	OVER	68.7	68.5	64.3	66	66.1	
2	19.8	68.9	69.5	69.5	OPEN	68.6	68.7	64.5	65.8	66	
3	19.6	68.7	69.5	69.5	OPEN	68.7	68.5	64.3	66	66.1	
4	19.6	68.7	69.5	69.5	UNDER	68.6	68.5	64.4	65.7	66	
5	19.2	68.6	69.5	69.5	OPEN	68.6	68.5	64.4	65.9	66	
6	19.8	69	69.6	69.5	OPEN	69	68.8	64.5	66	66.2	
7	19.8	68.9	69.5	69.6	OPEN	68.8	68.6	64.5	66.1	66.2	
8	19.8	69.1	69.7	69.6	OPEN	68.9	68.8	64.6	65.9	66.2	
9	19.6	69.1	69.7	69.6	OPEN	69	68.8	64.5	66	66.3	
10	19.2	69	69.7	69.6	OPEN	68.7	68.7	64.5	66	66.1	
11	19.2	69	69.7	69.6	UNDER	68.7	68.7	64.5	66	66.1	
12	19.1	68.9	69.7	69.6	UNDER	68.7	68.7	64.5	66	66	
13	19.5	69.1	69.8	69.6	OPEN	69	68.9	64.6	66.1	66.2	
14	19.4	69.1	69.7	69.6	OPEN	69	68.9	64.6	66	66.2	
15	19.1	68.7	69.5	69.4	OVER	68.5	68.5	64.3	65.8	65.9	
16	19.2	68.5	69.3	69.4	OPEN	68.5	68.4	64.3	65.8	66	
17	19.3	68.6	69.5	69.5	OPEN	68.6	68.4	64.3	65.8	66	
18	19.7	69	69.6	69.6	UNDER	68.7	68.7	64.6	66.1	66.2	
19	19.5	68.5	69.2	69.2	OPEN	68.6	68.4	64.2	65.8	66	
20	19.9	68.7	69.4	69.3	OPEN	68.8	68.6	64.3	65.8	66.1	
21	19.7	68.5	69.2	69.2	OPEN	68.5	68.3	64.1	65.6	65.8	
μ	20.06	68.65	69.35	69.28	OPEN	68.56	68.47	64.27	65.75	65.95	
σ	0.3450	0.3969	0.3914	0.4014	OPEN	0.4089	0.3588	0.3439	0.3576	0.3626	



REGIMEN 12500 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	21.9	91.1	OPEN	91.9	94.5	OPEN	90.9	87.9	88.2	86.2
	2	22.2	90.7	OPEN	91	93.7	OPEN	90.3	87.1	87.5	85.5
	3	22.1	90.3	OPEN	90.8	93.5	OPEN	90.1	86.9	87.2	85.4
	4	22.1	90	OPEN	90.5	93	OPEN	89.7	86.7	86.8	84.9
	5	21.9	89.6	OPEN	90.2	92.8	OPEN	89.6	86.6	86.9	84.9
	6	21.9	89.5	OPEN	90.1	92.6	OPEN	89.2	86.4	86.6	84.6
	7	22.3	89.6	OPEN	90.1	92.7	OPEN	89.2	86.2	86.6	84.7
	8	22.3	89.8	OPEN	90.1	92.7	OPEN	89.2	86.3	86.7	84.6
	9	22	89.7	OPEN	90.1	92.6	OPEN	89.2	86.5	86.6	84.6
	10	22.2	89.5	OPEN	90.1	92.7	OPEN	89.2	86.3	86.7	84.7
	11	22.1	89.5	OPEN	90	92.6	OPEN	89.1	86.2	86.6	84.5
	12	22.2	89.5	OPEN	90	92.5	OPEN	89.2	86.2	86.4	84.4
	13	22	89.6	OPEN	90	92.7	OPEN	89.2	86.1	86.5	84.6
	14	21.9	89.5	OPEN	89.8	92.3	OPEN	89.1	86.1	86.3	84.4
	15	22.1	89.6	OPEN	90.1	92.6	OPEN	89.1	86.1	86.6	84.5
	16	22.1	89.7	OPEN	90.1	92.7	OPEN	89.3	86.1	86.6	84.5
	17	21.9	89.7	OPEN	90	92.5	OPEN	89.2	86.2	86.4	84.5
	18	22.2	89.7	OPEN	90.1	92.8	OPEN	89.3	86.2	86.6	84.7
	19	22	89.7	OPEN	90.1	92.6	OPEN	89.3	86.2	86.5	84.4
	20	22.1	89.8	OPEN	90.1	92.6	OPEN	89.5	86.2	86.5	84.6
	21	21.8	89.5	OPEN	90.1	92.5	OPEN	89.1	86.1	86.5	84.5
	μ	22.12	89.80	OPEN	90.25	OPEN	#iDIV/0!	89.41	86.36	86.66	84.71
	σ	0.2529	0.2535	OPEN	0.2317	OPEN	#iDIV/0!	0.2697	0.2379	0.2226	0.2454
REGIMEN 15800 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	22.9	72.1	73	73	OVER	72.1	71.9	67.6	69.6	69.4
	2	23	72.4	73.1	73	OPEN	72.2	72.2	67.8	69.5	69.5
	3	22.9	72.1	72.8	72.8	OVER	72	71.9	67.7	69.6	69.5
	4	22.7	72	72.8	72.8	OPEN	72.1	71.8	67.5	69.5	69.4
	5	23	72.3	73	72.8	OPEN	72.3	72.1	67.7	69.5	69.5
	6	23	72.3	73	72.8	OPEN	72.2	72.1	67.7	69.4	69.4
	7	22.5	72.1	72.9	72.9	UNDER	72	71.9	67.7	69.6	69.5
	8	22.5	71.9	72.7	72.7	OPEN	72.1	71.7	67.5	69.4	69.4
	9	22.7	72.3	72.9	72.8	OPEN	72.3	72	67.6	69.5	69.6
	10	22.7	72.2	72.9	72.7	OPEN	72.2	72	67.6	69.4	69.5
	11	22.5	71.8	72.6	72.7	OPEN	71.8	71.7	67.5	69.3	69.1
	12	22.2	71.8	72.7	72.6	OVER	71.8	71.7	67.5	69.2	69.1
	13	22.8	72	72.8	72.8	OPEN	72.2	71.8	67.6	69.6	69.6
	14	22.2	72.1	72.8	72.8	OVER	72	71.9	67.7	69.5	69.3
	15	22.3	72	72.8	72.8	UNDER	72	71.9	67.7	69.4	69.3
	16	22.9	72.1	73	72.9	OPEN	72.3	72	67.7	69.6	69.6
	17	22.4	72	72.8	72.8	OPEN	72.1	71.9	67.5	69.5	69.5
	18	22.4	72.3	73.1	72.9	OPEN	72.2	72.1	67.8	69.5	69.4
	19	22.6	72.3	73	72.9	OPEN	72.3	72.1	67.7	69.5	69.6
	20	22.4	72	72.8	72.7	OPEN	72.1	72	67.6	69.3	69.3
	21	22.7	72.5	73.1	73	OPEN	72.5	72.2	67.8	69.6	69.7
	22	22.5	72.2	73	72.9	OVER	72.1	72	67.7	69.5	69.3
	μ	23.38	72.39	73.16	73.12	OPEN	72.41	72.23	67.93	69.73	69.69
σ	0.7129	0.3585	0.3436	0.3334	OPEN	0.3604	0.3491	0.3179	0.3177	0.3202	



REGIMEN 1000 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	24.9	74.5	75.3	75.4	OPEN	74.8	74.5	70.1	72.2	72.1
	2	24.5	74.6	75.5	75.5	OPEN	74.7	74.6	70.3	72.2	71.9
	3	24.5	75.1	75.7	75.6	OPEN	75.1	75	70.5	72.3	72.2
	4	24.6	74.8	75.6	75.6	OVER	74.8	74.7	70.3	72.3	72.1
	5	25	75.1	75.8	75.6	OPEN	75.1	75.1	70.5	72.4	72.3
	6	24.5	75.1	75.6	75.6	OPEN	75.1	74.9	70.4	72.3	72.2
	7	24.4	75	75.7	75.6	UNDER	74.8	74.8	70.4	72.2	72.1
	8	24.8	75.2	75.8	75.7	OPEN	75.2	75.1	70.6	72.5	72.3
	9	24.6	75.2	75.8	75.6	OPEN	75.1	75.1	70.6	72.4	72.3
	10	24.6	74.8	75.5	75.6	OPEN	75	74.7	70.4	72.5	72.3
	11	24.6	74.8	75.6	75.6	OPEN	74.9	74.7	70.3	72.4	72.2
	12	24.8	74.9	75.6	75.6	OPEN	75.1	74.8	70.3	72.5	72.3
	13	25	75	75.7	75.6	OPEN	75.1	75	70.5	72.5	72.3
	14	24.5	74.6	75.4	75.5	OPEN	74.7	74.5	70.3	72.3	72.1
	15	24.5	74.6	75.3	75.3	OVER	74.6	74.5	70.2	72.1	72.1
	16	24.5	74.7	75.5	75.4	OVER	74.6	74.6	70.3	72.2	71.8
	17	25	74.7	75.5	75.5	OPEN	74.9	74.6	70.3	72.3	72.2
	18	24.8	74.5	75.4	75.4	OVER	74.7	74.5	70.3	72.3	72.1
	19	25	74.6	75.5	75.5	OVER	74.7	74.6	70.3	72.3	72
	20	25.2	75.2	75.8	75.7	OPEN	75.2	75	70.5	72.5	72.4
	21	25	74.7	75.5	75.6	OPEN	75	74.7	70.2	72.3	72.2
	μ	24.86	75.09	75.81	75.77	OPEN	75.18	75.01	70.59	72.58	72.39
	σ	0.2708	0.3247	0.2850	0.2454	OPEN	0.2927	0.3082	0.2448	0.2463	0.2430
REGIMEN 1000 RE	Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$										
	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	23.8	64.5	63.8	64.7	65	OPEN	64.1	62.1	62	61.2
	2	24.1	64.6	63.8	64.8	64.9	OPEN	63.9	61.8	61.8	61.2
	3	24.2	64.8	64.1	64.8	65	OPEN	64.2	62	61.8	61.3
	4	24	64.5	63.8	64.9	65.1	OPEN	64.1	62	62	61.3
	5	23.9	64.6	63.9	64.8	64.9	OPEN	64	61.8	61.8	61.2
	6	24.1	64.6	63.9	64.8	65	OPEN	64	61.8	61.8	61.2
	7	24.2	64.7	63.9	64.8	65	OPEN	64.1	62	61.8	61.3
	8	23.9	64.4	63.8	64.7	64.8	OPEN	63.9	61.8	61.8	61.1
	9	24	64.7	63.9	64.8	65.1	OPEN	64	62	62	61.3
	10	24	64.6	63.9	64.6	64.8	OPEN	64.1	62	61.7	61.2
	11	24	64.5	63.8	64.8	64.8	OPEN	63.9	62	61.7	61
	12	24.4	64.8	64.1	64.8	65	OPEN	64.2	62.1	61.8	61.3
	13	24.1	64.5	64	64.8	64.8	OPEN	64	62	61.7	61
	14	24.1	64.7	64.1	64.7	64.8	OPEN	64.2	62.1	61.7	61.2
	15	24	64.5	63.8	64.8	64.8	OPEN	63.9	62	61.8	61.1
	16	24.2	64.7	64.1	64.8	64.8	OPEN	64.2	62.1	61.8	61.1
	17	24.1	64.5	64	64.8	64.8	OPEN	64	62.1	61.8	61.1
	18	24.4	64.8	64	64.9	65.1	OPEN	64.1	62.1	61.9	61.3
	19	24.3	64.8	64.1	64.8	65	OPEN	64.2	62.2	61.8	61.3
	20	24.5	64.7	64	64.9	65.1	OPEN	64.2	62.1	62.1	61.5
	21	24.1	64.5	63.8	64.8	65	OPEN	64	62	61.9	61.2
	μ	24.47	64.81	64.14	65.00	65.13	OPEN	64.29	62.30	62.09	61.48
	σ	0.2697	0.1755	0.1646	0.1572	0.1693	OPEN	0.1779	0.2051	0.1892	0.2079
REGIMEN 1000 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	25	OPEN	63.2	62.7	OPEN	63.3	63.9	58.6	58.9	59.3
	2	24.8	OPEN	63.3	62.7	OPEN	63.3	63.8	58.7	58.8	59.2
	3	24.8	OPEN	63.2	62.7	OPEN	63.2	63.8	58.7	58.8	59.2
	4	24.8	OPEN	63.1	62.7	OPEN	63.2	63.7	58.5	58.8	59.2
	5	24.7	OPEN	63	62.7	OPEN	63.1	63.6	58.5	58.8	59.2
	6	24.5	OPEN	63.1	62.6	OVER	62.8	63.5	58.5	58.7	59
	7	24.7	OPEN	63.2	62.7	UNDER	63	63.7	58.6	58.9	59.1
	8	24.5	OPEN	63	62.6	UNDER	62.8	63.5	58.5	58.8	59
	9	24.8	OPEN	63.1	62.7	OPEN	63.3	63.8	58.6	58.9	59.3
	10	24.6	OPEN	63	62.7	OPEN	63.1	63.6	58.5	58.9	59.2
	11	24.7	OPEN	63.1	62.7	OPEN	63.2	63.7	58.6	59	59.3
	12	24.8	OPEN	63.2	62.7	OPEN	63.4	63.9	58.6	59	59.4
	13	24.5	OPEN	63.2	62.7	OPEN	63.1	63.7	58.6	58.8	59.1
	14	24.6	OPEN	63.2	62.7	OPEN	63.2	63.8	58.7	58.7	59.2
	15	24.7	OPEN	63.1	62.7	OPEN	63.2	63.7	58.5	58.8	59.2
	16	24.7	OPEN	63.2	62.7	OPEN	63.2	63.8	58.6	58.8	59.1
	17	24.8	OPEN	63.2	62.7	OVER	63.1	63.8	58.7	58.9	59.1
	18	24.8	OPEN	63.1	62.7	OPEN	63.2	63.6	58.5	58.9	59.3
	19	24.4	OPEN	63	62.5	OPEN	63	63.4	58.3	58.7	59
	20	24.5	OPEN	63	62.6	UNDER	63	63.6	58.4	58.6	59
	21	24.4	OPEN	63	62.6	UNDER	62.7	63.5	58.5	58.5	58.9
	μ	3153.20	OPEN	7990.90	7930.30	OPEN	7989.30	8060.50	7415.00	7445.20	7489.50
	σ	24.83	OPEN	62.92	62.44	OPEN	62.91	63.47	58.39	58.62	58.97



REGIMEN 5000 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	25.6	81.2	79.3	81.6	82.9	OPEN	80.7	78.1	77.8	76.5
	2	25.8	81.2	79.3	81.7	83.2	OPEN	80.7	78.1	78	76.8
	3	25.8	81.5	79.5	81.6	83.2	OPEN	80.8	78.3	77.8	76.7
	4	26	81.6	79.5	81.6	83.3	OPEN	81	78.2	77.7	76.5
	5	26.1	81.4	79.4	81.7	83.3	OPEN	80.8	78.2	77.8	76.8
	6	25.6	81.2	79.3	81.6	83	OPEN	80.7	78.2	77.7	76.5
	7	25.7	81.4	79.4	81.7	83.1	OPEN	80.8	78.2	77.8	76.5
	8	25.7	81.2	79.3	81.6	83.2	OPEN	80.6	78.2	78.1	77
	9	26	81.6	79.5	81.7	83.5	OPEN	81	78.3	78	77
	10	25.8	81.6	79.6	81.7	83.2	OPEN	81	78.3	77.9	76.7
	11	25.6	81.3	79.5	81.7	83.1	OPEN	80.8	78.3	77.8	76.6
	12	25.6	81.1	79.2	81.6	83.2	OPEN	80.9	78.3	77.8	76.7
	13	25.8	81.2	79.2	81.6	83.2	OPEN	80.7	78.2	78	76.8
	14	25.8	81.2	79.2	81.6	83.2	OPEN	80.8	78.2	78	76.8
	15	26	81.3	79.5	81.7	83.1	OPEN	80.8	78.2	78	76.8
	16	25.8	81.2	79.2	81.6	83.2	OPEN	80.6	78.1	77.9	76.7
	17	25.6	81.1	79.1	81.5	82.9	OPEN	80.5	78.2	77.8	76.6
	18	25.6	81	79	81.4	82.8	OPEN	80.8	78.3	78	76.7
	19	25.6	81	79.1	81.3	82.8	OPEN	80.3	78	77.7	76.3
	20	26	81.2	79.2	81.3	82.9	OPEN	80.5	77.9	77.6	76.3
	21	25.6	80.8	79	81.1	82.6	OPEN	80.2	77.9	77.6	76.2
	μ	25.91	80.90	78.91	81.20	82.66	OPEN	80.31	77.88	77.57	76.33
	σ	0.2017	0.2714	0.2573	0.2373	0.2942	OPEN	0.2767	0.2062	0.2119	0.2475
REGIMEN 6300 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	64.9	OPEN	66.6	65.8	OPEN	66.2	66.9	61.8	62.6	63.1
	2	64.5	OPEN	66.4	65.7	OPEN	65.8	66.5	61.7	62.4	62.7
	3	64.6	OPEN	66.3	65.7	OPEN	65.8	66.4	61.7	62.5	62.8
	4	64.9	OPEN	66.4	65.8	OPEN	66.1	66.6	61.8	62.6	63
	5	64.8	OPEN	66.4	65.7	OVER	65.7	66.5	61.8	62.3	62.5
	6	64.8	OPEN	66.5	65.7	OPEN	66.1	66.8	61.9	62.5	62.8
	7	64.4	OPEN	66.2	65.7	OVER	65.6	66.3	61.7	62.3	62.5
	8	65	OPEN	66.5	65.8	OPEN	66.2	66.8	61.9	62.5	63
	9	64.9	OPEN	66.5	65.8	OPEN	66.1	66.7	61.8	62.5	63.1
	10	64.5	OPEN	66.2	65.7	OPEN	65.7	66.5	61.7	62.3	62.5
	11	64.8	OPEN	66.5	65.7	OPEN	66	66.7	61.8	62.3	62.7
	12	64.8	OPEN	66.3	65.7	OPEN	66.1	66.6	61.8	62.5	62.9
	13	64.8	OPEN	66.5	65.7	OPEN	66.1	66.8	61.8	62.5	63
	14	64.5	OPEN	66.3	65.6	OPEN	65.8	66.6	61.7	62.2	62.8
	15	64.5	OPEN	66.1	65.6	OVER	65.7	66.3	61.6	62.3	62.5
	16	64.9	OPEN	66.3	65.7	OPEN	66.1	66.7	61.8	62.5	62.9
	17	64.5	OPEN	66.3	65.6	OPEN	66	66.6	61.6	62.2	62.7
	18	64.6	OPEN	66.3	65.6	OPEN	66	66.5	61.6	62.3	62.7
	19	64.8	OPEN	66.6	65.8	OPEN	66.1	66.8	61.8	62.5	63
	20	65.1	OPEN	66.5	65.9	OPEN	66.2	66.8	61.9	62.6	63.1
	21	65	OPEN	66.6	65.9	OPEN	66.3	66.8	62	62.6	63.1
	22	65	OPEN	66.5	66	OPEN	66.1	66.6	62.1	62.6	62.8
	μ	64.77	OPEN	66.45	65.79	OPEN	66.02	66.65	61.84	62.46	62.85
σ	0.2197	OPEN	0.1911	0.1866	OPEN	0.2318	0.2038	0.1776	0.1883	0.2096	



REGIMEN 7900 RE	TUBO CALORIMETRO 2											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	25	67.3	67.7	66.9	OPEN	66.8	67.6	62.8	63.4	63.6	
	2	24.8	67.2	67.6	67	UNDER	66.7	67.6	62.8	63.5	63.6	
	3	25.3	67.6	67.5	67	OPEN	66.8	67.8	62.7	63.4	63.8	
	4	24.8	67.2	67.6	67	OPEN	66.8	67.6	62.8	63.6	63.7	
	5	25.2	67.4	67.7	67.2	UNDER	67.4	68	63	63.8	64.2	
	6	25	67.2	67.7	67.1	OPEN	67.1	67.7	62.9	63.7	64	
	7	24.8	67.5	68.1	67.3	OPEN	67.2	68.1	63.2	63.8	64.1	
	8	25	67.3	67.6	67	UNDER	67.1	67.7	62.7	63.5	64	
	9	25.1	67.3	67.8	67.1	OPEN	67	67.9	63	63.6	63.8	
	10	25.2	67.3	67.8	67.2	OPEN	67.2	68.1	63.1	63.6	64	
	11	24.7	67.1	67.6	67	UNDER	66.9	67.7	62.9	63.6	63.8	
	12	25.2	67.6	67.9	67.2	OPEN	67.3	68.1	63	63.7	64.1	
	13	25.2	67.6	67.9	67.2	OPEN	67.5	68.1	63.2	63.8	64.1	
	14	24.9	67.1	67.7	67.1	UNDER	67	67.7	62.9	63.7	63.9	
	15	25.3	67.6	67.9	67.2	OPEN	67.5	68.1	63.1	63.8	64.2	
	16	24.8	67.1	67.6	67.1	OPEN	66.9	67.6	62.9	63.6	63.7	
	17	24.9	67.4	67.8	67.1	UNDER	67	67.8	63	63.6	63.8	
	18	24.8	67.1	67.6	67.1	OPEN	67	67.7	62.8	63.6	63.7	
	19	25.2	67.6	68	67.2	OPEN	67.3	68.1	63.1	63.7	64.2	
	20	24.8	67.3	67.8	67.1	UNDER	67	67.7	63	63.7	63.8	
	21	24.8	67.3	67.8	67.1	OVER	67	67.9	62.8	63.5	63.7	
	22	25.2	67.4	67.8	67.2	OPEN	67.3	67.9	63	63.8	64.1	
	μ	25.02	67.31	67.71	67.06	OPEN	67.08	67.80	62.87	63.57	63.85	
	σ	0.2006	0.1852	0.1448	0.1041	OPEN	0.2149	0.1940	0.1646	0.1335	0.1892	
	TUBO CALORIMETRO 1											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	21.8	90.8	88	91.2	93.7	OPEN	90.7	86.1	86	84.3	
	2	22.1	91.3	88.2	91.4	94	OPEN	91	86.2	86.2	84.6	
	3	22	91	88.1	91.3	94	OPEN	90.8	86	86.2	84.6	
	4	21.8	90.9	88	91.3	94.1	OPEN	90.8	86.1	86.1	84.5	
	5	22.1	91.2	88.2	91.5	94.1	OPEN	91	86.2	86.2	84.7	
6	22.1	91.2	88.2	91.5	94.1	OPEN	91	86.2	86.3	84.7		
7	21.8	91	88.1	91.5	94	OPEN	90.7	86.1	86.3	84.6		
8	21.8	91.1	88.4	91.6	94.1	OPEN	91.1	86.4	86.3	84.7		
9	22.1	91.3	88.5	91.7	94.2	OPEN	91.1	86.6	86.6	84.8		
10	21.8	91.1	88.3	91.6	94.2	OPEN	90.9	86.3	86.5	84.8		
11	22.2	91.6	88.6	91.8	94.5	OPEN	91.3	86.6	86.7	85.1		
12	21.8	91.4	88.6	91.8	94.2	OPEN	91.2	86.6	86.6	84.8		
13	21.8	91.5	88.6	91.8	94.2	OPEN	91.2	86.6	86.6	85.1		
14	22.1	91.4	88.6	92	94.5	OPEN	91.2	86.6	86.8	85.1		
15	22.2	91.6	88.6	91.9	94.6	OPEN	91.4	86.7	86.7	85.1		
16	21.8	91.5	88.7	91.9	94.3	OPEN	91.3	86.7	86.7	85		
17	22.1	91.4	88.6	92	94.6	OPEN	91.3	86.6	86.8	85.2		
18	21.8	91.2	88.5	91.8	94.4	OPEN	91.1	86.7	86.7	84.8		
19	21.7	91.4	88.7	91.9	94.3	OPEN	91.2	86.8	86.7	85		
20	22.2	91.7	88.8	92	94.6	OPEN	91.5	86.8	86.9	85.3		
21	21.8	91.5	88.7	91.9	94.6	OPEN	91.2	86.6	86.7	85.1		
μ	22.20	90.92	88.08	91.34	93.89	OPEN	90.74	86.20	86.25	84.62		
σ	0.2430	0.4030	0.3594	0.3717	0.4272	OPEN	0.3890	0.3238	0.3409	0.3273		
TUBO CALORIMETRO 2												
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10		
1	22.3	OPEN	72.6	71.6	UNDER	71.4	72.5	66.5	67.3	67.7		
2	22.7	OPEN	72.7	71.7	UNDER	71.7	72.7	66.7	67.6	67.8		
3	22.2	OPEN	72.5	71.6	OVER	71.6	72.4	66.4	67.2	67.7		
4	22.2	OPEN	72.6	71.6	OVER	71.5	72.5	66.6	67.3	67.6		
5	22.2	OPEN	72.6	71.7	OVER	71.5	72.5	66.7	67.5	67.7		
6	22.8	OPEN	72.8	72	OPEN	72.1	72.8	66.8	67.9	68.3		
7	22.4	OPEN	72.7	72.1	OVER	71.8	72.6	66.8	67.7	68.1		
8	22.4	OPEN	72.8	71.8	OPEN	72	72.7	66.7	67.6	68.1		
9	22.6	OPEN	73.1	72.3	OPEN	72.1	73	67.1	68	68.3		
10	22.8	OPEN	73.2	72.4	OPEN	72.2	73	67.2	68.1	68.4		
11	22.7	OPEN	73.2	72.3	OPEN	72.5	73	67.1	68.1	68.6		
12	22.3	OPEN	73.2	72.1	OPEN	72.2	72.8	67	68	68.4		
13	22.6	OPEN	73.2	72.2	OPEN	72.3	73.2	67.2	68	68.3		
14	22.4	OPEN	73.1	72.3	OPEN	72.2	72.9	67	68	68.3		
15	22.6	OPEN	73.2	72.5	OPEN	72.3	73	67.1	68.1	68.5		
16	22.8	OPEN	73.4	72.5	OPEN	72.6	73.3	67.2	68.2	68.5		
17	22.7	OPEN	73.5	72.5	OPEN	72.7	73.5	67.3	68.2	68.8		
18	22.8	OPEN	73.5	72.6	OPEN	72.7	73.3	67.3	68.3	68.6		
19	22.8	OPEN	73.6	72.7	OPEN	72.8	73.5	67.5	68.4	68.8		
20	22.7	OPEN	73.7	72.7	OPEN	72.8	73.7	67.6	68.3	68.6		
21	22.6	OPEN	73.5	72.8	OPEN	72.7	73.4	67.5	68.3	68.8		
μ	22.70	OPEN	73.71	72.82	OPEN	72.80	73.62	67.64	68.45	68.84		
σ	0.2458	OPEN	0.4258	0.4219	OPEN	0.4549	0.4464	0.4066	0.3920	0.4042		



REGIMEN 9900 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	94	93.3	90.4	93.7	96.6	OPEN	93.6	88.1	88.4	86.7
	2	94	93.1	90.1	93.6	96.5	OPEN	93.3	87.9	88.2	86.5
	3	93.5	92.8	89.8	93.3	96.2	OPEN	93	87.7	88.1	86.3
	4	93.5	92.8	89.7	93.1	96.1	OPEN	93	87.6	87.9	86.2
	5	93	92.4	89.3	92.7	95.7	OPEN	92.5	87	87.6	85.8
	6	92.4	91.7	88.8	92.3	95.2	OPEN	92.1	86.5	87	85.5
	7	92.5	91.7	88.6	92.1	95.2	OPEN	91.9	86.5	87	85.4
	8	92	91.3	88.5	92	94.8	OPEN	91.7	86.3	86.6	85.1
	9	91.9	91.3	88.4	91.8	94.6	OPEN	91.6	86.2	86.6	85
	10	91.9	91.2	88.4	91.7	94.6	OPEN	91.6	86.2	86.6	84.9
	11	92.1	91.5	88.5	91.7	94.8	OPEN	91.8	86.3	86.7	85.1
	12	92.2	91.3	88.4	91.9	94.8	OPEN	91.6	86.3	86.8	85.2
	13	92.1	91.5	88.5	91.8	94.7	OPEN	91.8	86.3	86.7	85.2
	14	92.1	91.5	88.5	91.7	94.7	OPEN	91.7	86.3	86.6	85.1
	15	92	91.5	88.4	91.8	94.7	OPEN	91.6	86.3	86.6	85
	16	92.1	91.3	88.3	91.7	94.8	OPEN	91.6	86.2	86.7	85.2
	17	91.7	91.1	88.2	91.6	94.5	OPEN	91.3	85.9	86.5	84.9
	18	91.7	91	88.1	91.6	94.5	OPEN	91.3	86	86.5	84.7
	19	92.1	91.5	88.4	91.7	94.7	OPEN	91.7	86.2	86.6	85.1
	20	92.1	91.4	88.3	91.7	94.7	OPEN	91.7	86.2	86.6	85.1
	21	92	91.3	88.5	91.8	94.7	OPEN	91.7	86.3	86.6	85.1
	22	91.7	91	88.2	91.6	94.4	OPEN	91.4	86.1	86.5	84.8
μ	92.23	91.55	88.64	92.01	94.95	OPEN	91.86	86.44	86.84	85.26	
σ	0.4530	0.4431	0.4116	0.4201	0.4315	OPEN	0.4221	0.4013	0.4135	0.3815	
TUBO CALORIMETRO 2											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	24.1	OPEN	74.1	73.1	OVER	72.9	73.8	68	68.7	69.1	
2	24.2	OPEN	73.9	73.1	OPEN	73.3	74	68	69	69.5	
3	23.8	OPEN	74	73.1	UNDER	72.8	73.7	67.8	68.8	69.1	
4	24.2	OPEN	73.9	73.1	OPEN	73	73.8	67.8	68.8	69.2	
5	24	OPEN	74	73.2	OPEN	73.3	74	68	69.1	69.4	
6	24.2	OPEN	74.2	73.1	UNDER	72.8	73.9	67.9	68.7	69	
7	24.1	OPEN	74.3	73.3	UNDER	73.2	74.2	68.2	69.1	69.3	
8	23.8	OPEN	74.2	73.3	OPEN	73.4	74.1	68.1	69.2	69.5	
9	24.3	OPEN	74.2	73.2	OVER	73.1	74.1	68.1	68.9	69.2	
10	24.2	OPEN	74.3	73.3	OPEN	73.5	74.3	68.1	69.2	69.6	
11	24.3	OPEN	74.3	73.3	OPEN	73.6	74.4	68.2	69.2	69.5	
12	23.8	OPEN	74.2	73.3	UNDER	73.1	74.1	68.2	69	69.1	
13	23.7	OPEN	74.2	73.3	UNDER	73.1	74.1	68.2	69.1	69.2	
14	23.8	OPEN	74.3	73.4	OVER	73.2	74.2	68.2	69.2	69.3	
15	24.3	OPEN	74.3	73.6	OPEN	73.5	74.2	68.3	69.3	69.6	
16	24.1	OPEN	74.5	73.4	OPEN	73.5	74.3	68.3	69.1	69.5	
17	24.3	OPEN	74.3	73.5	OPEN	73.6	74.3	68.3	69.3	69.8	
18	24.2	OPEN	74.5	73.5	OPEN	73.6	74.4	68.3	69.2	69.6	
19	24.2	OPEN	74.2	73.4	OPEN	73.5	74.2	68.2	69.3	69.6	
20	23.8	OPEN	74.3	73.3	UNDER	73.1	74.2	68.2	69	69.2	
21	24.4	OPEN	74.3	73.5	OPEN	73.5	74.5	68.5	69.3	69.6	
μ	24.26	OPEN	73.95	73.07	OPEN	73.04	73.88	67.95	68.90	69.21	
σ	0.2472	OPEN	0.3676	0.3213	OPEN	0.3858	0.3766	0.3013	0.3111	0.3496	
REGIMEN 12500 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	25.6	93.2	90.1	93.8	96.8	OPEN	93.8	88	88.9	87.2
	2	25.3	93	90.1	93.6	96.7	OPEN	93.8	88.1	88.8	87.1
	3	25.7	93.1	90.1	93.7	96.8	OPEN	93.8	87.8	88.8	87.2
	4	25.9	93.3	90.1	93.6	96.8	OPEN	94	88	88.8	87.3
	5	25.7	93.1	90	93.6	97	OPEN	93.9	88	88.9	87.3
	6	25.3	93.1	90.1	93.6	96.9	OPEN	94	87.8	89	87.2
	7	25.5	93.1	90.1	93.6	96.7	OPEN	93.7	87.8	88.6	87.1
	8	25.9	93.5	90.3	93.7	96.9	OPEN	94.1	88.1	88.8	87.3
	9	25.5	93.2	90.2	93.7	96.8	OPEN	93.8	88	88.8	87.1
	10	25.8	93.3	90.2	94	97.1	OPEN	94	88.2	89.1	87.4
	11	25.6	93.4	90.2	93.7	96.8	OPEN	93.9	88	88.8	87.1
	12	25.6	93.1	90.3	93.7	96.9	OPEN	94	88.1	89	87.2
	13	25.7	93.3	90.2	93.7	96.8	OPEN	94	88	88.7	87.1
	14	25.4	93	90	93.6	96.8	OPEN	93.7	87.8	88.8	87
	15	25.9	93.2	90.1	93.7	97	OPEN	93.8	88	88.8	87.3
	16	25.6	93.3	90.1	93.7	97.1	OPEN	93.8	88	89.1	87.3
	17	25.5	93.2	90.2	93.8	96.8	OPEN	93.8	88	89	87.3
	18	25.7	93.1	90.1	93.8	97	OPEN	93.8	87.9	89	87.2
	19	26	93.5	90.4	93.8	97.2	OPEN	94.2	88.1	89	87.5
	20	25.8	93.5	90.2	93.8	97.1	OPEN	94	88.1	89.1	87.5
	21	25.5	93.2	90.2	93.6	97	OPEN	93.8	87.9	88.8	87.2
	μ	25.82	93.17	90.13	93.63	96.82	OPEN	93.83	87.95	88.82	87.18
σ	0.2355	0.3117	0.2680	0.2478	0.2769	OPEN	0.2976	0.2500	0.2417	0.2248	



	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	25.2	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.6	75.6	69.5	70.5	71
	2	25.8	OPEN	75.7	74.7	OPEN	74.9	75.7	69.5	70.6	71.3
	3	25.7	OPEN	75.6	74.8	OPEN	74.7	75.4	69.3	70.5	71.1
	4	25.8	OPEN	75.7	74.7	OPEN	75	75.7	69.6	70.6	71.3
	5	25.7	OPEN	75.5	74.6	OPEN	74.6	75.3	69.2	70.5	71.1
	6	25.8	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.9	75.6	69.5	70.5	71.3
	7	25.8	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.8	75.6	69.5	70.6	71.3
	8	25.5	OPEN	75.3	74.5	UNDER	74.4	75.2	69.2	70.5	71
	9	25.7	OPEN	75.3	74.3	OPEN	74.6	75.3	69.2	70.3	71
	10	25.8	OPEN	75.6	74.5	OPEN	74.7	75.4	69.3	70.4	71.1
	11	25.6	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.8	75.6	69.5	70.5	71.3
	12	25.2	OPEN	75.6	74.5	UNDER	74.5	75.3	69.3	70.6	71
REGIMEN 15800 RE	13	25.7	OPEN	75.3	74.5	UNDER	74.2	75.3	69.3	70.2	70.7
	14	25.3	OPEN	75.5	74.6	OPEN	74.7	75.5	69.5	70.7	71.2
	15	25.3	OPEN	75.5	74.5	OVER	74.3	75.4	69.5	70.4	70.9
	16	25.6	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.6	75.6	69.5	70.3	71
	17	25.3	OPEN	75.3	74.5	UNDER	74.3	75.2	69.3	70.3	70.8
	18	25.3	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.9	75.6	69.5	70.6	71.3
	19	25.9	OPEN	75.7	74.6	OPEN	74.8	75.7	69.6	70.5	71.1
	20	25.4	OPEN	75.6	74.8	OVER	74.6	75.6	69.6	70.6	71.1
	21	25.7	OPEN	75.4	74.6	OPEN	74.7	75.5	69.3	70.4	71.1
	22	25.8	OPEN	75.7	74.6	OPEN	74.8	75.7	69.6	70.6	71.2
	μ	25.71	OPEN	75.72	74.75	OPEN	74.78	75.64	69.59	70.60	71.21
	σ	0.2374	OPEN	0.2385	0.2087	OPEN	0.2757	0.2426	0.2139	0.1965	0.2241
	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	93.7	93.7	90.6	94	97.3	OPEN	94.6	88.9	90.3	88.7	
2	94	94	90.8	94.2	97.6	OPEN	95	89.2	90.6	89	
3	93.7	93.7	90.6	94.4	97.7	OPEN	95	89.3	90.9	89.1	
4	94.1	94.1	90.8	94.4	97.7	OPEN	94.8	89.1	90.6	88.9	
5	93.9	94.1	90.9	94.3	97.5	OPEN	94.8	89.2	90.4	88.7	
6	94.1	94.2	91	94.4	97.7	OPEN	95.1	89.2	90.6	89	
7	94.2	94.3	91.1	94.6	97.7	OPEN	95.2	89.5	90.8	89.1	
8	94.3	94.3	90.9	94.3	97.7	OPEN	95	89.2	90.6	88.9	
9	93.7	93.8	90.9	94.5	97.7	OPEN	94.8	89.3	90.7	88.9	
10	94.1	94.1	91	94.6	98	OPEN	95.1	89.5	91	89.2	
11	94	94.4	91.2	94.7	97.9	OPEN	95.2	89.3	91	89.2	
12	93.8	94.1	91	94.5	97.6	OPEN	94.9	89.3	90.7	88.9	
13	94	94	91	94.5	97.6	OPEN	95	89.3	90.5	88.8	
14	94.1	93.9	91	94.5	97.6	OPEN	94.9	89.3	90.6	88.8	
15	94.1	94.1	91	94.6	98	OPEN	95.1	89.4	91	89.1	
16	94	94.2	91.1	94.5	97.7	OPEN	95.1	89.3	90.6	89	
17	94	93.9	90.8	94.5	97.7	OPEN	94.8	89.2	90.7	88.8	
18	94.1	94	91	94.6	97.7	OPEN	95	89.3	90.6	88.8	
19	93.6	93.6	90.6	94.2	97.5	OPEN	94.5	89	90.5	88.7	
20	93.2	93.4	90.4	94.1	97.1	OPEN	94.4	88.9	90.2	88.4	
21	93.5	93.7	90.6	94	97.3	OPEN	94.6	88.9	90.3	88.7	
μ	93.47	93.58	90.52	94.07	97.29	OPEN	94.57	88.96	90.30	88.59	
σ	0.3499	0.3314	0.2888	0.2685	0.2861	OPEN	0.2925	0.2386	0.2839	0.2663	
TUBO CALORIMETRO 2											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	26.9	OPEN	76	75	OPEN	75.2	76	70.2	71.2	72.1	
2	26.7	OPEN	76.1	75	UNDER	75	76	70.3	71.3	71.8	
3	26.5	OPEN	75.8	75	OPEN	74.7	75.8	70.2	71.1	71.7	
4	26.6	OPEN	75.8	75	OPEN	75	75.8	70.1	71	71.8	
5	26.5	OPEN	75.8	75	OPEN	74.8	75.6	70	71.2	71.8	
6	26.4	OPEN	75.8	74.9	OVER	74.7	75.6	70	71.1	71.6	
7	26.7	OPEN	75.7	74.9	OPEN	75	75.6	69.9	71.1	71.8	
8	26.8	OPEN	76	74.9	OPEN	75	76	70.2	71.1	71.8	
9	26.9	OPEN	75.9	74.8	OPEN	75	75.8	70.1	71.1	71.8	
10	26.9	OPEN	75.9	74.7	OPEN	75	75.8	70.1	71	71.8	
11	26.6	OPEN	75.5	74.7	OPEN	74.5	75.3	69.7	71	71.7	
12	26.5	OPEN	75.4	74.6	UNDER	74.5	75.4	69.6	70.6	71.4	
13	26.9	OPEN	75.7	74.7	OPEN	74.8	75.7	70.1	71.1	71.6	
14	27	OPEN	75.7	74.7	OPEN	74.8	75.6	69.8	71.1	71.9	
15	27.1	OPEN	75.7	74.6	OPEN	74.8	75.6	69.8	71	71.8	
16	27	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.7	75.7	69.9	70.8	71.5	
17	27.1	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.8	75.7	69.9	71	71.8	
18	26.5	OPEN	75.3	74.4	UNDER	74.2	75.2	69.7	70.6	71.1	
19	27.1	OPEN	75.6	74.6	OPEN	74.8	75.7	69.9	71	71.7	
20	27.1	OPEN	75.7	74.7	OPEN	74.9	75.7	70	71	71.7	
21	27	OPEN	75.7	74.7	OPEN	74.9	75.7	69.9	71	71.8	
μ	26.98	OPEN	75.64	74.68	OPEN	74.71	75.58	69.88	70.93	71.65	
Σ	0.2750	OPEN	0.1663	0.1597	OPEN	0.2499	0.2121	0.1669	0.1959	0.2092	



Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$											
REGIMEN 1000 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	26	68.3	67.7	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	67	66.3	OPEN
	2	26	68.6	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.6	67	66.3	OPEN
	3	26.1	68.5	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	67	66.2	OPEN
	4	26	68.4	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.3	66.9	66.1	OPEN
	5	26.3	68.6	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	66.9	66.2	OPEN
	6	26.4	68.7	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.4	66.8	66.1	OPEN
	7	26.1	68.6	67.9	OPEN	OPEN	OPEN	67.3	67	66.2	OPEN
	8	26.3	68.6	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.6	67	66.3	OPEN
	9	26	68.5	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.4	67	66.4	OPEN
	10	26.3	68.6	67.9	OPEN	OPEN	OPEN	67.6	67	66.3	OPEN
	11	26.1	68.4	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	67.1	66.5	OPEN
	12	26.3	68.6	67.9	OPEN	OPEN	OPEN	67.6	67	66.3	OPEN
	13	26.2	68.7	67.9	OPEN	OPEN	OPEN	67.4	67	66.2	OPEN
	14	26.1	68.6	68	OPEN	OPEN	OPEN	67.6	67.1	66.3	OPEN
	15	26.3	68.8	68	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	67	66.2	OPEN
	16	26.3	68.8	68	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	67	66.2	OPEN
	17	26.1	68.5	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.4	67	66.2	OPEN
	18	26	68.4	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	67.1	66.5	OPEN
	19	26.2	68.7	67.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.4	67.1	66.3	OPEN
	20	26.3	68.7	68	OPEN	OPEN	OPEN	67.7	67.1	66.4	OPEN
	21	26.4	68.8	68	OPEN	OPEN	OPEN	67.6	67.1	66.3	OPEN
	μ	26.27	68.79	68.09	OPEN	OPEN	OPEN	67.72	67.28	66.54	OPEN
	σ	0.1657	0.2271	0.1990	OPEN	OPEN	OPEN	0.2150	0.2344	0.2310	OPEN
REGIMEN 5000 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	65.9	OPEN	66.8	66.6	OPEN	66.8	67.1	63	63.3	63.4
	2	66.1	OPEN	66.8	66.6	OPEN	67	67.3	63	63.3	63.6
	3	66.1	OPEN	66.8	66.6	OPEN	67	67.3	63	63.3	63.6
	4	66.2	OPEN	67	66.6	OPEN	67.1	67.3	63.1	63.5	63.7
	5	66.1	OPEN	66.8	66.5	OPEN	67	67.2	63	63.3	63.6
	6	66.2	OPEN	67	66.6	OPEN	67.1	67.5	63.2	63.3	63.5
	7	65.8	OPEN	66.8	66.5	OPEN	66.7	67	62.9	63.2	63.3
	8	66.1	OPEN	66.8	66.5	OPEN	67.1	67.3	63	63.3	63.6
	9	65.8	OPEN	66.7	66.5	OPEN	66.8	67	62.9	63.3	63.4
	10	65.9	OPEN	66.8	66.5	OPEN	66.8	67.3	63.1	63.2	63.3
	11	66	OPEN	66.7	66.5	OPEN	66.9	67.1	63	63.3	63.5
	12	65.9	OPEN	66.9	66.5	OPEN	67	67.3	63	63.2	63.5
	13	65.8	OPEN	66.9	66.5	OPEN	66.8	67.2	63	63.2	63.2
	14	66.1	OPEN	66.9	66.5	OPEN	67.1	67.3	63	63.3	63.6
	15	66	OPEN	66.7	66.5	OPEN	66.8	67.1	62.9	63.3	63.4
	16	65.7	OPEN	66.7	66.4	OPEN	66.6	67.1	62.8	63	63.3
	17	66.1	OPEN	66.8	66.5	OPEN	67	67.3	63	63.3	63.5
	18	66.1	OPEN	66.8	66.5	OPEN	67.1	67.3	63	63.3	63.6
	19	65.7	OPEN	66.7	66.4	OPEN	66.7	67.2	63	63.2	63.5
	20	65.6	OPEN	66.6	66.3	OPEN	66.6	67	62.8	63.1	63.2
	21	66	OPEN	66.8	66.4	OPEN	67	67.2	62.9	63.2	63.5
	μ	65.92	OPEN	66.79	66.47	OPEN	66.85	67.18	62.99	63.25	63.43
	σ	0.1706	OPEN	0.1111	0.0905	OPEN	0.1727	0.1294	0.1123	0.0921	0.1499



	TUBO CALORIMETRO 2											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	26	OPEN	70.7	70.3	OPEN	71.2	71.5	66.2	66.8	66.8	
	2	26.1	OPEN	70.8	70.4	UNDER	71.1	71.5	66.4	67.1	66.8	
	3	26.2	OPEN	70.8	70.5	UNDER	71.2	71.4	66.4	67.1	66.8	
	4	26.2	OPEN	70.6	70.3	OPEN	71.1	71.3	66.1	67	66.8	
	5	26	OPEN	70.6	70.3	OPEN	71	71.2	66.2	67	66.7	
	6	26.5	OPEN	70.7	70.3	OPEN	71.3	71.6	66.3	67	66.9	
	7	26	OPEN	70.6	70.1	OPEN	71.1	71.4	66.2	66.7	66.6	
	8	26.2	OPEN	70.5	70.3	OPEN	71.2	71.4	66.1	66.9	66.8	
	9	26.2	OPEN	70.5	70.2	OPEN	71.2	71.4	66.1	66.8	66.7	
	10	26	OPEN	70.6	70.2	UNDER	71	71.4	66.2	66.8	66.6	
	11	26	OPEN	70.5	70.2	OPEN	71	71.2	66.1	66.8	66.7	
	12	26	OPEN	70.6	70.2	UNDER	71	71.3	66.2	66.8	66.5	
	13	26	OPEN	70.6	70.3	UNDER	71	71.3	66.2	66.9	66.6	
	14	26	OPEN	70.5	70.3	OPEN	71	71.2	66.1	66.9	66.7	
	15	26.5	OPEN	70.7	70.3	OPEN	71.3	71.6	66.4	67	67	
	16	26.3	OPEN	70.6	70.3	OPEN	71.3	71.5	66.2	66.9	66.9	
	17	26.4	OPEN	70.7	70.3	OPEN	71.2	71.6	66.4	66.9	66.8	
	18	26.3	OPEN	70.7	70.2	OPEN	71.2	71.6	66.3	66.8	66.7	
	19	26.4	OPEN	70.7	70.3	OPEN	71.3	71.6	66.3	66.9	66.8	
	20	26.3	OPEN	70.5	70.2	OPEN	71.2	71.3	66.1	66.8	66.8	
	21	26	OPEN	70.3	70.1	OPEN	70.8	71.1	66	66.7	66.6	
	22	26	OPEN	70.3	70.1	OPEN	71	71.1	66	66.8	66.6	
	μ	26.19	OPEN	70.45	70.13	OPEN	71.00	71.26	66.10	66.74	66.60	
	σ	0.1982	OPEN	0.1673	0.1434	OPEN	0.1952	0.1860	0.1414	0.1340	0.1779	
REGIMEN 6300 RE	TUBO CALORIMETRO 1											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	91.1	90	87.7	OPEN	OPEN	OPEN	90.3	88.6	87.2	OPEN	
	2	91.1	90.1	87.9	OPEN	OPEN	OPEN	90.3	88.7	87.2	-18.7	
	3	91.7	90.6	88.1	OPEN	OPEN	OPEN	90.4	88.5	87	OPEN	
	4	91.6	90.5	88.1	OPEN	OPEN	OPEN	90.7	88.8	87.3	OPEN	
	5	91.8	90.7	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	90.8	88.9	87.4	OPEN	
	6	91.9	90.8	88.3	OVER	OPEN	OPEN	90.9	89	87.6	OPEN	
	7	91.6	90.6	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	90.6	89.1	87.6	UNDER	
	8	91.8	90.9	88.5	OPEN	OPEN	OPEN	91.1	89.4	87.7	OPEN	
	9	92	91	88.5	OPEN	OPEN	OPEN	91.2	89.4	87.8	OPEN	
	10	91.9	91	88.6	OPEN	OPEN	OPEN	91	89.3	87.7	OPEN	
	11	91.7	90.7	88.4	OPEN	OPEN	OPEN	90.9	89.5	88	UNDER	
	12	91.8	90.8	88.5	OPEN	OPEN	OPEN	91.2	89.3	88	UNDER	
	13	91.9	90.9	88.5	OPEN	OPEN	OPEN	91	89.5	88	OPEN	
	14	91.9	90.8	88.5	OPEN	OPEN	OPEN	91.1	89.6	87.9	OVER	
	15	92	91	88.6	UNDER	OPEN	OPEN	91.1	89.5	87.9	OPEN	
	16	91.9	91.2	88.6	OPEN	OPEN	OPEN	91.1	89.5	88.1	UNDER	
	17	92	91	88.6	UNDER	OPEN	OPEN	91.2	89.4	87.8	OPEN	
	18	91.8	90.8	88.3	OPEN	OPEN	OPEN	90.8	89.5	88	OPEN	
	19	91.6	90.6	88.3	OPEN	OPEN	OPEN	90.7	89.3	87.8	OVER	
	20	91.9	91	88.5	OVER	OPEN	OPEN	91	89.6	88.1	UNDER	
	21	91.6	90.5	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	90.7	89.3	87.7	UNDER	
		μ	91.61	90.58	88.21	OPEN	OPEN	OPEN	90.71	89.23	87.69	OPEN
		σ	0.2270	0.2455	0.1831	OPEN	OPEN	OPEN	0.2288	0.2021	0.1981	OPEN
		TUBO CALORIMETRO 2										
		Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
		1	26.2	OPEN	71.7	71.5	OPEN	72.2	72.4	67.5	68.3	68.1
		2	25.9	OPEN	71.6	71.3	OPEN	72	72.3	67.5	68.1	67.7
		3	25.9	OPEN	71.7	71.5	OPEN	72.1	72.5	67.5	68	67.8
		4	26.5	OPEN	71.9	71.5	OPEN	72.6	72.7	67.6	68.3	68.2
		5	25.9	OPEN	71.6	71.3	OPEN	72.1	72.3	67.5	68.2	67.9
		6	26.1	OPEN	71.7	71.5	OPEN	72.4	72.6	67.5	68.3	68.1
		7	25.8	OPEN	71.7	71.5	OPEN	72.2	72.3	67.4	68.3	68
		8	25.7	OPEN	71.7	71.3	OPEN	72.1	72.5	67.5	68.1	67.8
		9	25.7	OPEN	71.8	71.5	OPEN	72.1	72.4	67.5	68.2	67.8
	10	26.1	OPEN	71.7	71.5	OPEN	72.3	72.5	67.4	68.3	68.1	
	11	26.2	OPEN	71.9	71.5	OPEN	72.6	72.7	67.6	68.4	68.3	
	12	26.3	OPEN	72	71.6	OPEN	72.7	72.8	67.6	68.4	68.3	
	13	25.8	OPEN	71.9	71.5	OPEN	72.4	72.7	67.6	68.2	68	
	14	25.8	OPEN	72	71.5	OPEN	72.3	72.7	67.6	68.2	68	
	15	26.2	OPEN	72	71.6	OPEN	72.8	72.9	67.7	68.5	68.3	
	16	26.2	OPEN	72.1	71.7	OPEN	72.8	72.9	67.7	68.5	68.5	
	17	26.1	OPEN	72.1	71.7	OPEN	72.7	73	67.8	68.4	68.3	
	18	25.7	OPEN	72	71.6	OPEN	72.3	72.6	67.6	68.2	68	
	19	25.7	OPEN	71.9	71.5	OPEN	72.3	72.6	67.6	68.2	67.9	
	20	25.8	OPEN	71.8	71.6	OPEN	72.3	72.5	67.6	68.4	67.9	
	21	25.7	OPEN	71.7	71.6	OPEN	72.3	72.5	67.6	68.3	68	
	μ	25.90	OPEN	71.93	71.59	OPEN	72.52	72.74	67.62	68.36	68.16	
	σ	0.2179	OPEN	0.2437	0.2278	OPEN	0.2900	0.2655	0.1918	0.2274	0.2558	



REGIMEN 7900 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	93.1	92.2	89.4	OPEN	OPEN	OPEN	93.6	89.1	87.7	85.8
	2	93	92.2	89.6	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	95.1	87.7	85.2
	3	92.2	92	89.4	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	85	87.5	86.2
	4	92.2	91.7	89	OPEN	OPEN	OPEN	93.2	85.7	87.4	86.1
	5	92	91.3	88.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.7	85.6	87	85.8
	6	93.1	90.7	88.1	OPEN	OPEN	OPEN	92.2	88.1	86.6	85.2
	7	93	90.7	88	OPEN	OPEN	OPEN	92.2	86.7	86.5	85.3
	8	92.2	91.1	88.3	OPEN	OPEN	OPEN	92.3	87.4	86.8	85.6
	9	92.2	91.2	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	92	89.8	86.8	85.5
	10	92	90.8	88.3	OVER	OPEN	OPEN	92.2	88.3	86.8	85.6
	11	91.7	90.8	88.6	OPEN	OPEN	OPEN	92.2	88.2	87.1	85.7
	12	91.3	91.1	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	91.9	88	86.9	85.7
	13	93.6	91.2	88.3	OPEN	OPEN	OPEN	92.1	88	87	85.7
	14	93.5	91.3	88.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.2	87.8	87	85.7
	15	93.5	91	88.3	OPEN	OPEN	OPEN	92.1	87.8	86.8	85.7
	16	93.2	90.8	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	91.8	88.5	86.8	85.5
	17	92.7	90.8	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	91.8	88.2	86.8	85.5
	18	93.6	90.9	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	91.8	87.9	86.8	85.5
	19	93.6	90.8	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	91.8	88.5	86.7	85.3
	20	93.5	91	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	92	87.5	86.8	85.6
	21	93.5	91.1	88.2	OPEN	OPEN	OPEN	92.1	87	86.7	85.5
	μ	93.05	90.38	87.75	OPEN	OPEN	OPEN	91.59	87.36	86.29	85.03
	σ	0.0707	0.6273	0.5740	OPEN	OPEN	OPEN	0.5848	1.1433	0.5266	0.4407
REGIMEN 9900 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	22.8	OPEN	71.1	70.7	OPEN	71.5	71.7	66.6	67.4	67.2
	2	22.8	OPEN	70.9	70.6	OPEN	71.3	71.5	66.4	67.3	67.2
	3	22.5	OPEN	70.9	70.6	OPEN	71.3	71.4	66.5	67.4	67
	4	22.7	OPEN	70.8	70.5	OPEN	70.9	71.2	66.2	67.2	66.9
	5	22.7	OPEN	71.1	70.6	OPEN	71.3	71.6	66.6	67.4	67.1
	6	22.4	OPEN	70.8	70.6	OPEN	71.1	71.2	66.2	67.3	67
	7	22.7	OPEN	70.9	70.7	OPEN	71.4	71.5	66.5	67.3	67.2
	8	22.6	OPEN	71	70.6	OPEN	71.1	71.3	66.5	67.5	67
	9	22.8	OPEN	71.3	70.8	OPEN	71.3	71.7	66.7	67.6	67.1
	10	22.5	OPEN	71.2	70.7	OPEN	71.3	71.6	66.6	67.5	67
	11	22.3	OPEN	71.1	70.7	OPEN	71.2	71.5	66.5	67.3	67
	12	22.4	OPEN	71.2	70.7	OPEN	71.3	71.6	66.6	67.5	67.1
	13	22.3	OPEN	71.3	70.8	OPEN	71.3	71.6	66.7	67.6	67.2
	14	22.6	OPEN	71.5	71.1	OPEN	71.6	72	66.7	67.7	67.5
	15	22.6	OPEN	71.5	71	OPEN	71.7	72	66.8	67.7	67.3
	16	22.6	OPEN	71.5	71	OPEN	71.7	72	67	67.7	67.4
	17	22.6	OPEN	71.2	71	OPEN	71.7	71.7	66.7	67.8	67.5
	18	22.4	OPEN	71.4	71	OPEN	71.7	72	66.9	67.6	67.3
	19	22.4	OPEN	71.3	71.1	OPEN	71.7	71.8	66.7	67.7	67.5
	20	22.9	OPEN	71.5	71.3	OPEN	71.9	72	67	67.9	67.7
	21	22.5	OPEN	71.4	71.2	OPEN	71.6	71.8	67	67.9	67.5
	μ	22.80	OPEN	71.21	70.85	OPEN	71.43	71.67	66.68	67.58	67.25
	σ	0.2879	OPEN	0.1885	0.1889	OPEN	0.2139	0.2081	0.1766	0.1684	0.1917



REGIMEN 12500 RE		TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	70.1	OPEN	72.5	72.3	OPEN	72.6	72.7	68	69.2	68.8	
	2	70	OPEN	72.4	72.3	OPEN	72.7	72.7	68	69.2	68.8	
	3	69.8	OPEN	72.3	72	OVER	72.1	72.4	67.8	68.9	68.3	
	4	70.3	OPEN	72.6	72.1	OPEN	72.6	72.8	68.1	69	68.6	
	5	70.5	OPEN	72.7	72.3	OPEN	72.9	73	68.2	69.2	69	
	6	70.2	OPEN	72.8	72.5	OPEN	72.8	73	68.3	69.5	69.1	
	7	70.3	OPEN	73	72.5	OVER	72.7	73.1	68.2	69.2	68.8	
	8	70.8	OPEN	73	72.6	OPEN	73.1	73.2	68.4	69.6	69.3	
	9	70.8	OPEN	73.1	72.7	OPEN	73.1	73.2	68.3	69.6	69.3	
	10	70.4	OPEN	72.8	72.6	OVER	72.7	72.9	68.4	69.4	68.8	
	11	70.8	OPEN	73.1	72.7	OPEN	73.1	73.3	68.4	69.5	69.1	
	12	70.8	OPEN	73	72.6	OPEN	73.1	73.1	68.4	69.6	69.2	
	13	70.9	OPEN	73.1	72.7	OPEN	73.1	73.3	68.6	69.5	69.1	
	14	70.8	OPEN	73	72.7	OPEN	73.2	73.3	68.5	69.6	69.3	
	15	70.5	OPEN	72.8	72.6	OVER	72.7	72.9	68.3	69.5	69	
	16	71	OPEN	73.1	72.8	OPEN	73.2	73.3	68.6	69.7	69.3	
	17	70.6	OPEN	73.1	72.8	OVER	72.8	73.2	68.6	69.6	69.1	
	18	70.7	OPEN	73.2	72.8	UNDER	73	73.3	68.7	69.6	69.1	
	19	71.2	OPEN	73.3	73.1	OPEN	73.5	73.6	68.8	69.8	69.6	
	20	71.1	OPEN	73.3	73.1	OPEN	73.3	73.4	68.8	69.8	69.4	
	21	70.7	OPEN	73.2	72.8	OPEN	73	73.4	68.7	69.6	69.1	
	μ	71.06	OPEN	73.39	73.04	OPEN	73.38	73.59	68.87	69.91	69.49	
	σ	0.3833	OPEN	0.3305	0.3115	OPEN	0.3586	0.3462	0.3295	0.3031	0.3230	
			TUBO CALORIMETRO 1									
		Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
		1	25.8	93.8	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.6	OVER	92	90.9
		2	25.8	93.7	90.9	OPEN	OPEN	OPEN	95.5	OPEN	92.1	91
		3	25.8	93.8	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.6	OVER	92.1	91.1
		4	25.9	93.9	90.9	OPEN	OPEN	OPEN	95.6	UNDER	92	90.8
		5	25.6	93.5	91.1	OPEN	OPEN	OPEN	95.5	OPEN	92.1	90.9
		6	25.5	93.5	90.7	OPEN	OPEN	OPEN	95.2	OPEN	91.9	90.7
	7	25.5	93.6	90.8	OPEN	OPEN	OPEN	95.4	OPEN	92.1	90.7	
	8	25.6	93.7	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.3	OPEN	91.9	90.6	
	9	25.6	93.5	90.8	OPEN	OPEN	OPEN	95.3	OPEN	92	90.8	
	10	25.5	93.8	91.1	OPEN	OPEN	OPEN	95.6	OPEN	92.2	91	
	11	25.7	93.7	91.1	OPEN	OPEN	OPEN	95.4	OPEN	92.1	90.9	
	12	25.5	93.5	90.9	OPEN	OPEN	OPEN	95.4	OPEN	92.1	91	
	13	26	93.8	91.2	OPEN	OPEN	OPEN	95.6	OVER	92.1	91	
	14	25.5	93.5	90.9	OPEN	OPEN	OPEN	95.2	OPEN	92	90.8	
	15	26	93.8	91.1	OPEN	OPEN	OPEN	95.6	OPEN	92.1	91	
	16	25.7	93.8	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.4	OPEN	92.2	90.9	
	17	25.9	93.6	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.4	OPEN	91.9	90.7	
	18	25.9	93.9	91.1	OPEN	OPEN	OPEN	95.6	OVER	92.1	91	
	19	26	93.7	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.4	OPEN	92.1	90.7	
	20	25.6	93.6	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.4	OPEN	92	90.6	
	21	25.5	93.7	91	OPEN	OPEN	OPEN	95.3	OPEN	92.1	90.8	
	μ	25.91	93.64	90.91	OPEN	OPEN	OPEN	95.35	OPEN	92.02	90.83	
	σ	0.2438	0.2697	0.2415	OPEN	OPEN	OPEN	0.2674	OPEN	0.2400	0.2684	
		TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	72.6	OPEN	75	74.7	OPEN	75.1	75.2	70.2	71.6	71.6	
	2	72.5	OPEN	74.9	74.7	OPEN	74.9	75.1	70.2	71.5	71.4	
	3	72.7	OPEN	75	74.7	OPEN	75.2	75.2	70.3	71.6	71.6	
	4	72.8	OPEN	75	74.7	OPEN	75.2	75.3	70.3	71.6	71.6	
	5	72.6	OPEN	75.2	74.7	OPEN	75.1	75.4	70.5	71.6	71.5	
	6	72.6	OPEN	74.9	74.6	OPEN	75.1	75.2	70.2	71.5	71.6	
	7	72.2	OPEN	74.9	74.5	OPEN	74.7	75	70.2	71.3	71.1	
	8	72.5	OPEN	74.9	74.5	OPEN	75	75.2	70.2	71.2	71.5	
	9	72	OPEN	74.6	74.3	OPEN	74.4	74.7	69.9	71.2	71	
	10	72	OPEN	74.6	74.2	OPEN	74.4	74.6	70	71.2	71	
	11	72.1	OPEN	74.8	74.4	OPEN	74.5	74.8	70.1	71.2	71	
	12	72.2	OPEN	74.5	74.2	OPEN	74.6	74.7	69.9	71.2	71.2	
	13	71.9	OPEN	74.6	74.2	OPEN	74.3	74.5	69.8	71.1	71	
	14	72.1	OPEN	74.4	74.2	OPEN	74.5	74.6	69.8	71.1	71.1	
	15	72	OPEN	74.6	74.3	OPEN	74.3	74.8	69.9	71	70.9	
	16	72.3	OPEN	74.6	74.2	OPEN	74.7	74.8	69.9	71.2	71.2	
	17	71.7	OPEN	74.4	74.1	OPEN	74.3	74.5	69.7	71	70.8	
	18	72.1	OPEN	74.7	74.2	OPEN	74.7	75	70	71.1	71.1	
	19	72	OPEN	74.6	74.1	OPEN	74.6	74.8	69.9	71	71	
	20	71.8	OPEN	74.5	74.2	OPEN	74.3	74.6	69.8	71.1	70.8	
	21	72	OPEN	74.5	74.3	OPEN	74.5	74.7	69.9	71.2	71	
	22	72	OPEN	74.4	74.1	OPEN	74.5	74.6	69.7	71.1	71.1	
	μ	72.16	OPEN	74.66	74.32	OPEN	74.65	74.86	69.95	71.19	71.12	
	σ	0.3101	OPEN	0.2539	0.2467	OPEN	0.3023	0.2856	0.2541	0.2329	0.2705	

REGIMEN 12500 RE



REGIMEN 15800 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	26.3	91.8	89.1	OPEN	OPEN	OPEN	93.3	91.5	91.2	90.5
	2	26.4	91.7	89	OPEN	OPEN	OPEN	93.2	91.6	91.3	90.4
	3	26.8	92.2	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.2	91.5	91.3	90.5
	4	26.7	92.2	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.7	91.9	91.5	90.6
	5	26.8	92.2	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.4	91.5	91.2	90.7
	6	26.7	91.8	89.1	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	91.7	91.6	90.5
	7	26.9	92.2	89.2	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	91.7	91.3	90.3
	8	26.6	92	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.6	91.7	91.5	90.6
	9	26.7	92.1	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	91.7	91.4	90.6
	10	26.8	92	89.2	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	91.7	91.5	90.7
	11	26.6	91.8	89.4	OPEN	OPEN	OPEN	93.7	91.7	91.4	90.5
	12	26.5	91.8	89.2	OPEN	OPEN	OPEN	93.3	91.6	91.4	90.7
	13	26.8	92	89.1	OPEN	OPEN	OPEN	93.4	91.5	91.4	90.7
	14	27.1	91.8	89.1	OPEN	OPEN	OPEN	93.2	91.5	91.3	90.5
	15	27.1	92	89.1	OPEN	OPEN	OPEN	93.4	91.7	91.5	90.6
	16	26.6	92	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	91.6	91.5	90.7
	17	26.8	92.2	89.2	OPEN	OPEN	OPEN	93.6	91.5	91.5	90.7
	18	27	92	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	91.4	91.3	90.8
	19	26.7	92.1	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.6	91.7	91.4	90.8
	20	26.6	92.1	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.6	91.8	91.5	90.7
	21	26.8	92	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	93.5	91.7	91.6	91
	μ	27.01	92.32	89.56	OPEN	OPEN	OPEN	93.79	91.86	91.65	90.48
	σ	0.2687	0.3339	0.3288	OPEN	OPEN	OPEN	0.3461	0.3089	0.2991	0.2933
	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	26.9	OPEN	74.2	73.8	OPEN	73.9	74	69.4	70.8	71.2
	2	27.1	OPEN	74.3	74	OPEN	74.2	74.3	69.6	70.9	71.3
	3	27.1	OPEN	74.4	73.8	OPEN	74.1	74.4	69.5	70.8	71.3
	4	26.7	OPEN	74.3	73.8	OPEN	73.8	74	69.3	70.8	71.1
	5	26.8	OPEN	74.2	73.8	OPEN	74	74.1	69.4	70.9	71.2
	6	27	OPEN	74.2	74	OPEN	74.1	74.2	69.5	71	71.3
7	26.8	OPEN	74.2	73.8	OPEN	73.6	74	69.5	70.7	70.8	
8	27.2	OPEN	74.3	73.9	OPEN	74	74.1	69.4	70.8	71.2	
9	27	OPEN	74.3	74	OPEN	74.2	74.3	69.6	71	71.5	
10	26.7	OPEN	74.5	73.9	OPEN	74.1	74.4	69.6	70.9	71.1	
11	26.8	OPEN	74.3	73.8	OPEN	73.8	74.2	69.5	70.7	70.9	
12	27	OPEN	74.3	73.8	OPEN	74	74.2	69.5	70.7	71.1	
13	27.2	OPEN	74	73.7	OPEN	73.7	73.8	69.1	70.5	71	
14	26.6	OPEN	74.3	73.8	OPEN	73.7	74	69.5	70.8	70.9	
15	27.2	OPEN	74.4	73.9	OPEN	74.1	74.3	69.6	70.8	71.2	
16	27	OPEN	74.3	74	OPEN	74.1	74.2	69.6	71.1	71.3	
17	26.8	OPEN	74.5	74	OPEN	73.7	74.1	69.6	70.8	71	
18	27.1	OPEN	74.5	74.2	OPEN	74	74.2	69.7	71.1	71.3	
19	26.7	OPEN	74.2	73.8	OPEN	73.8	73.9	69.3	70.8	71.2	
20	26.9	OPEN	74.2	73.8	OPEN	73.9	74	69.4	70.8	71.2	
21	27.1	OPEN	74.3	74	OPEN	74.2	74.3	69.6	70.9	71.3	
μ	27.19	OPEN	74.70	74.25	OPEN	74.38	74.63	69.88	71.26	71.55	
Σ	0.2550	OPEN	0.4921	0.4873	OPEN	0.5157	0.5369	0.4525	0.4672	0.4889	

REGIMEN 1000 RE	Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 4.5										
	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	26.6	69.1	68.4	OPEN	OPEN	OPEN	67.7	OPEN	65.8	65
	2	26.5	68.9	68.2	OPEN	OPEN	OPEN	67.5	OPEN	66	65.2
	3	26.8	69.3	68.6	OPEN	OPEN	OPEN	67.9	OPEN	65.9	65.2
	4	26.8	69.3	68.5	OPEN	OPEN	OPEN	67.7	OPEN	66.1	65.4
	5	26.6	69.1	68.7	OPEN	OPEN	OPEN	68.1	OPEN	66.2	65.5
	6	26.6	69.1	68.4	OPEN	OPEN	OPEN	67.7	OPEN	66.2	65.4
	7	26.7	69.2	68.5	OPEN	OPEN	OPEN	67.8	OPEN	66.2	65.5
	8	26.6	69.2	68.6	OPEN	OPEN	OPEN	67.9	OPEN	66.2	65.4
	9	27	69.5	68.6	OPEN	OPEN	OPEN	68.2	OPEN	66.3	65.8
	10	27	69.7	68.8	OPEN	OPEN	OPEN	67.9	OPEN	66.2	65.6
	11	26.8	69.5	68.8	OPEN	OPEN	OPEN	68.1	OPEN	66.3	65.6
	12	26.7	69.3	68.6	OPEN	OPEN	OPEN	68	OPEN	66.5	65.8
	13	27	69.8	68.9	OPEN	OPEN	OPEN	68.3	OPEN	66.5	65.8
	14	27	69.6	68.9	OPEN	OPEN	OPEN	68.3	OPEN	66.7	66.1
	15	26.7	69.5	68.8	OPEN	OPEN	OPEN	68.1	OPEN	66.7	65.8
	16	27	69.8	69	OPEN	OPEN	OPEN	68.3	OPEN	66.5	65.8
	17	26.8	69.5	68.9	OPEN	OPEN	OPEN	68.2	OPEN	66.6	65.8
	18	27.1	70	69.1	OPEN	OPEN	OPEN	68.6	OPEN	66.7	66.1
	19	26.9	69.6	68.8	OPEN	OPEN	OPEN	68.2	OPEN	66.7	66.1
	20	27.1	70	69.2	OPEN	OPEN	OPEN	68.6	OPEN	66.8	66.1
	21	26.8	69.6	69	OPEN	OPEN	OPEN	68.3	OPEN	66.7	65.8
	μ	27.22	70.52	69.79	OPEN	OPEN	OPEN	69.19	OPEN	67.60	66.94
	σ	0.2832	0.5975	0.5841	OPEN	OPEN	OPEN	0.6142	OPEN	0.6626	0.6827



	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	73.3	OPEN	73.8	73.6	OPEN	73.8	74.1	69.7	69.9	70.2
	2	72.8	OPEN	73.6	73.3	OPEN	73.3	73.7	69.5	69.7	69.8
	3	73	OPEN	73.8	73.4	OVER	73.3	73.8	69.6	69.7	69.8
	4	72.9	OPEN	73.7	73.3	OPEN	73.5	73.9	69.6	69.6	69.5
	5	72.8	OPEN	73.7	73.2	UNDER	73.3	73.7	69.6	69.6	69.6
	6	72.7	OPEN	73.6	73.2	UNDER	73.2	73.5	69.3	69.6	69.7
	7	72.6	OPEN	73.3	73	OPEN	73.2	73.5	69.2	69.4	69.7
	8	72.8	OPEN	73.5	73.1	OPEN	73.4	73.8	69.5	69.5	69.7
	9	72.6	OPEN	73.2	73	OPEN	73.1	73.4	69.2	69.4	69.6
	10	72.5	OPEN	73.2	72.9	OPEN	73	73.3	69.2	69.3	69.5
	11	72.3	OPEN	73.2	72.9	OPEN	72.8	73.3	69.2	69.3	69.3
	12	72.3	OPEN	73.1	72.7	OPEN	73.1	73.3	69	69.2	69.5
REGIMEN 5000 RE	13	72.7	OPEN	73.4	73	OPEN	73.3	73.7	69.2	69.5	69.7
	14	72.6	OPEN	73.3	72.8	OPEN	73.2	73.6	69.3	69.3	69.6
	15	72.7	OPEN	73.3	73	OPEN	73.3	73.6	69.3	69.5	69.8
	16	72.3	OPEN	73.2	72.7	OVER	72.8	73.3	69.1	69.2	69.2
	17	72.6	OPEN	73.3	72.9	OPEN	73.1	73.5	69.3	69.5	69.6
	18	72.6	OPEN	73.3	72.9	OPEN	73.1	73.5	69.3	69.2	69.5
	19	72.3	OPEN	73.2	72.8	OPEN	73	73.4	69.1	69.1	69.6
	20	72.3	OPEN	73.3	72.8	OVER	72.9	73.4	69.1	69.1	69.6
	21	72.6	OPEN	73.2	72.8	OPEN	73.1	73.4	69.2	69.5	69.5
	μ	72.18	OPEN	72.95	72.57	OPEN	72.72	73.12	68.94	69.04	69.19
	σ	0.3517	OPEN	0.3215	0.3206	OPEN	0.3435	0.3192	0.2709	0.2853	0.3089
	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	78.8	78	76.1	OPEN	OPEN	OPEN	77.6	76.8	75.8	OPEN
2	79	78.3	76.3	OPEN	OPEN	OPEN	77.9	77.1	75.9	OPEN	
3	78.7	77.8	76	OPEN	OPEN	OPEN	77.5	77	75.8	OPEN	
4	78.7	77.8	76	OPEN	OPEN	OPEN	77.5	76.8	75.7	OPEN	
5	78.8	78.1	76.3	OPEN	OPEN	OPEN	77.7	77.1	75.9	OPEN	
6	79	78.2	76.3	OPEN	OPEN	OPEN	77.9	77.1	75.9	OPEN	
7	79	78.2	76.3	OPEN	OPEN	OPEN	77.9	77.1	75.9	OPEN	
8	79	78.1	76.1	OPEN	OPEN	OPEN	77.8	77	75.8	OPEN	
9	78.9	78.2	76.3	OPEN	OPEN	OPEN	77.8	77.2	75.8	UNDER	
10	79	78.1	76.2	OPEN	OPEN	OPEN	77.8	77	75.8	OPEN	
11	78.7	78	76.2	OPEN	OPEN	OPEN	77.7	77.1	75.7	OVER	
12	78.6	77.7	75.8	OPEN	OPEN	OPEN	77.4	76.7	75.6	OPEN	
13	78.8	78.1	76.2	OPEN	OPEN	OPEN	77.7	76.9	75.8	OPEN	
14	78.8	78.1	76.2	OPEN	OPEN	OPEN	77.7	77	75.8	OPEN	
15	78.4	77.7	76	OPEN	OPEN	OPEN	77.3	76.8	75.7	OPEN	
16	78.8	78	76.1	OPEN	OPEN	OPEN	77.6	76.9	75.9	OPEN	
17	78.8	78	76.1	OPEN	OPEN	OPEN	77.7	77.2	75.8	UNDER	
18	78.5	77.8	76	OPEN	OPEN	OPEN	77.4	76.9	75.7	OPEN	
19	78.8	78	76.1	OPEN	OPEN	OPEN	77.6	76.9	75.8	OPEN	
20	78.7	77.9	76	OPEN	OPEN	OPEN	77.5	76.8	75.8	OPEN	
21	78.7	77.8	75.9	OPEN	OPEN	OPEN	77.3	76.8	75.7	OPEN	
μ	78.58	77.82	75.97	OPEN	OPEN	OPEN	77.46	76.89	75.71	OPEN	
σ	0.2150	0.1967	0.1564	OPEN	OPEN	OPEN	0.2015	0.1419	0.1036	OPEN	
TUBO CALORIMETRO 2											
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	25.3	OPEN	66.3	65.6	OPEN	65.8	66.2	62.7	63	OPEN	
2	25.1	OPEN	66	65.7	OPEN	65.8	66.1	62.7	63.2	OPEN	
3	25.4	OPEN	66.1	65.7	OPEN	65.8	66.3	62.8	63.2	OPEN	
4	25.3	OPEN	66	65.8	OPEN	66.1	66.3	62.7	63.3	OPEN	
5	25	OPEN	66	65.7	OPEN	65.8	66.1	62.7	63.2	OPEN	
6	25.4	OPEN	66.1	65.7	OPEN	66.2	66.3	62.7	63.2	OPEN	
7	25.4	OPEN	66	65.7	OPEN	66.2	66.4	62.7	63.2	OPEN	
8	25.1	OPEN	65.9	65.7	OPEN	66	66.1	62.7	63.3	OPEN	
9	25	OPEN	65.9	65.6	OPEN	65.7	66	62.6	63.1	OPEN	
10	25	OPEN	65.9	65.6	OPEN	65.8	66.1	62.7	63.2	OPEN	
11	25.3	OPEN	66	65.8	OPEN	66.2	66.3	62.8	63.3	OPEN	
12	25.2	OPEN	66	65.6	OPEN	66.1	66.3	62.7	63.2	OPEN	
13	25.1	OPEN	66.1	65.6	OPEN	65.7	66.2	62.7	63.1	OPEN	
14	25.1	OPEN	65.8	65.5	OPEN	65.6	66	62.6	63.1	OPEN	
15	25.3	OPEN	66.2	65.7	OPEN	66.2	66.5	62.8	63.2	OPEN	
16	24.9	OPEN	66	65.6	OPEN	65.7	66.1	62.7	63.1	OPEN	
17	25.2	OPEN	66.1	65.7	OPEN	66.2	66.5	62.8	63.2	OPEN	
18	25.2	OPEN	66	65.7	OPEN	66	66.2	62.6	63.2	OPEN	
19	25.2	OPEN	66.1	65.7	OPEN	66.1	66.4	62.8	63.3	OPEN	
20	24.9	OPEN	65.9	65.6	OPEN	65.7	66	62.6	63.1	OPEN	
21	25.2	OPEN	65.8	65.5	OPEN	66	66.2	62.6	62.9	OPEN	
22	25	OPEN	66.2	65.7	OPEN	66.1	66.5	62.8	63.1	OPEN	
μ	25.05	OPEN	65.91	65.55	OPEN	65.83	66.13	62.61	63.03	OPEN	
σ	0.2068	OPEN	0.1424	0.1067	OPEN	0.2189	0.1653	0.1134	0.1599	OPEN	



REGIMEN 6300 RE	TUBO CALORIMETRO 1										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	20	83.8	81.7	OPEN	86.5	OPEN	83.7	OVER	81.3	79.9
	2	19.8	83.8	81.7	OPEN	86.6	OPEN	83.6	UNDER	81.3	80
	3	20	84.1	81.9	OPEN	86.6	OPEN	83.8	OPEN	81.5	80
	4	20	84.1	81.8	OPEN	86.6	OPEN	83.7	OPEN	81.6	80
	5	19.9	83.9	81.8	OPEN	86.6	OPEN	83.6	OPEN	81.6	80
	6	20.1	84.3	82	OPEN	86.8	OPEN	84	UNDER	81.7	80.2
	7	19.8	83.9	81.8	OPEN	86.6	OPEN	83.7	OPEN	81.5	80.1
	8	19.9	84.1	82	OPEN	86.7	OPEN	83.9	OVER	81.5	80.2
	9	20.1	84.1	81.9	OPEN	87	OPEN	83.8	OPEN	81.8	80.2
	10	20.2	84.3	82	OPEN	86.9	OPEN	84.1	UNDER	81.7	80.3
	11	20.3	84.4	82	OPEN	87	OPEN	84.1	OVER	81.7	80.3
	12	20.2	84	81.7	OPEN	86.9	OPEN	83.7	OPEN	81.7	80.3
	13	20.2	84.2	81.9	OPEN	86.8	OPEN	83.9	UNDER	81.6	80.2
	14	19.8	83.9	81.7	OPEN	86.6	OPEN	83.7	OPEN	81.5	79.9
	15	20	84	81.8	OPEN	86.6	OPEN	83.7	OPEN	81.5	79.9
	16	20.1	83.7	81.5	OPEN	86.7	OPEN	83.5	OPEN	81.6	80.2
	17	19.8	83.6	81.5	OPEN	86.4	OPEN	83.4	OPEN	81.3	80.2
	18	20	83.8	81.6	OPEN	86.4	OPEN	83.6	OVER	81.5	79.8
	19	20.1	83.9	81.6	OPEN	86.5	OPEN	83.6		81.3	79.8
	20	20.2	83.7	81.5	OPEN	86.6	OPEN	83.4	OPEN	81.5	80
	21	20	83.7	81.6	OPEN	86.3	OPEN	83.5	OPEN	81.2	79.7
	μ	20.20	84.10	81.88	OPEN	86.85	OPEN	83.82	OPEN	81.73	80.29
	σ	0.2277	0.3778	0.3438	OPEN	0.3813	OPEN	0.3645	OPEN	0.3905	0.3798
REGIMEN 7900 RE	TUBO CALORIMETRO 2										
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1	68.4	OPEN	69.8	69.5	UNDER	69.6	69.7	65.8	66.5	67
	2	68.2	OPEN	69.8	69.5	OPEN	69.4	69.7	65.6	66.3	66.8
	3	68.5	OPEN	69.8	69.6	OPEN	69.8	69.8	65.8	66.6	67
	4	68.5	OPEN	69.9	69.5	OPEN	69.7	70	65.9	66.4	66.9
	5	68.3	OPEN	69.8	69.3	OPEN	69.6	69.9	65.7	66.2	66.8
	6	68.2	OPEN	69.8	69.3	OPEN	69.6	69.8	65.6	66.2	66.8
	7	68.1	OPEN	69.5	69.2	OPEN	69.3	69.5	65.5	66.2	66.8
	8	68.1	OPEN	69.6	69.1	OPEN	69.5	69.7	65.5	66.1	66.7
	9	67.8	OPEN	69.4	69.1	UNDER	69.1	69.4	65.5	66.1	66.4
	10	67.8	OPEN	69.4	69.1	OVER	69	69.4	65.4	66	66.4
	11	68	OPEN	69.5	69.1	OPEN	69.1	69.4	65.4	66.1	66.6
	12	68	OPEN	69.5	69	OPEN	69.3	69.6	65.5	66.1	66.6
	13	67.6	OPEN	69.3	68.8		68.8	69.2	65.2	65.9	66.2
	14	67.7	OPEN	69.4	68.8	OPEN	69.2	69.3	65.2	65.9	66.4
	15	67.5	OPEN	69.2	68.8	UNDER	68.8	69.1	65.1	65.9	66.3
	16	67.5	OPEN	69.2	68.8	UNDER	68.8	69.1	65.1	65.8	66.1
	17	67.9	OPEN	69.3	68.9	OPEN	69.2	69.3	65.2	66.1	66.6
	18	67.7	OPEN	69.2	68.8	OPEN	69	69.2	65.1	66	66.2
	19	67.7	OPEN	69.4	68.8	OPEN	69.1	69.4	65.3	65.9	66.2
	20	67.5	OPEN	69.2	68.8	OVER	68.8	69.1	65.2	65.9	66.1
	21	67.5	OPEN	69.3	68.7	UNDER	68.8	69.2	65.2	65.7	66.2
	22	67.8	OPEN	69.5	68.9	OPEN	69.2	69.5	65.2	66	66.2
	μ	67.86	OPEN	69.44	69.01	OPEN	69.16	69.41	65.36	66.07	66.52
σ	0.2775	OPEN	0.1815	0.1836	OPEN	0.2513	0.2158	0.1780	0.1763	0.2194	



	TUBO CALORIMETRO 2											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	21.7	OPEN	73.4	73.1	OPEN	73.2	73.3	69.2	70.1	70.7	
	2	21.5	OPEN	73.3	73.1	OPEN	73.3	73.5	69.3	70.3	70.8	
	3	21.7	OPEN	73.6	73	OPEN	73.2	73.5	69.3	70.2	70.6	
	4	21.6	OPEN	73.6	73.2	OPEN	73.5	73.5	69.4	70.3	70.7	
	5	21.8	OPEN	73.9	73.2	OPEN	73.1	73.4	69.3	70.1	70.5	
	6	22	OPEN	73.9	73.2	OPEN	73.2	73.6	69.4	70.2	70.6	
	7	21.7	OPEN	73.7	73.3	OPEN	73.3	73.7	69.5	70.3	70.7	
	8	21.8	OPEN	73.6	73.2	OPEN	73.2	73.3	69.1	70.1	70.7	
	9	21.8	OPEN	73.5	73.2	OPEN	73.3	73.4	69.2	70.2	70.8	
	10	21.6	OPEN	73.6	73.1	OPEN	73	73.3	69.2	70.1	70.5	
	11	21.6	OPEN	73.5	73.1	OPEN	73	73.3	69.2	70.1	70.5	
12	21.6	OPEN	73.4	73	OPEN	72.8	73.2	69	70	70.4		
13	21.7	OPEN	73.5	73	OPEN	73	73.3	69.1	69.8	70.3		
14	22.1	OPEN	73.6	73	OPEN	73.3	73.5	69.2	70	70.7		
15	22.1	OPEN	73.5	72.8	OPEN	73	73.3	69.1	69.8	70.3		
16	21.6	OPEN	73.3	72.8	OPEN	72.7	73.1	69	69.8	70.2		
17	21.6	OPEN	73.1	72.8	OPEN	72.7	72.8	68.8	69.8	70.2		
18	22	OPEN	73.2	72.7	OPEN	72.7	73.2	68.9	69.7	70.2		
19	22.2	OPEN	73.3	72.8	OPEN	73.2	73.3	69	70	70.6		
20	21.7	OPEN	73.1	72.8	OPEN	72.7	73	68.9	69.8	70.3		
21	21.9	OPEN	73.4	73	OPEN	73	73.1	69	70.1	70.5		
μ	21.96	OPEN	73.22	72.74	OPEN	72.88	73.08	68.90	69.78	70.33		
σ	0.2465	OPEN	0.2381	0.2233	OPEN	0.2550	0.2542	0.2183	0.2165	0.2217		
REGIMEN 9900 RE	TUBO CALORIMETRO 1											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	92.7	92.1	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	92.2	91.4	90.2	88.4	
	2	93.1	92.4	89.4	OPEN	OPEN	OPEN	92.7	91.5	90.3	88.7	
	3	92.8	92.3	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.6	91.6	90.3	88.5	
	4	92.9	92.3	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.6	91.5	90.3	88.5	
	5	92.8	92.3	89.2	OPEN	OPEN	OPEN	92.3	91.3	90.3	88.6	
	6	93.1	92.5	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.6	91.6	90.4	88.6	
	7	93	92.5	89.4	OPEN	OPEN	OPEN	92.5	91.4	90.2	88.5	
	8	93	92.5	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.5	91.4	90.1	88.4	
	9	92.7	92.1	89.2	OPEN	OPEN	OPEN	92.3	91.3	90.3	88.6	
	10	93	92.5	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.7	91.7	90.4	88.7	
	11	93.1	92.5	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.6	91.6	90.5	88.7	
	12	93.1	92.5	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.7	91.6	90.5	88.8	
	13	93.1	92.5	89.6	OPEN	OPEN	OPEN	92.7	91.6	90.5	88.7	
	14	92.8	92.4	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.6	91.6	90.4	88.6	
	15	92.8	92.1	89.3	OPEN	OPEN	OPEN	92.3	91.5	90.3	88.5	
	16	93.1	92.5	89.6	OPEN	OPEN	OPEN	92.7	91.7	90.5	88.8	
	17	92.9	92.3	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.5	91.5	90.5	88.7	
	18	93.2	92.6	89.6	OPEN	OPEN	OPEN	92.8	91.6	90.6	88.8	
	19	92.8	92.2	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.5	91.6	90.4	88.5	
	20	93.2	92.6	89.6	OPEN	OPEN	OPEN	92.8	91.7	90.6	88.9	
	21	92.9	92.2	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.5	91.6	90.5	88.6	
	22	93.3	92.6	89.5	OPEN	OPEN	OPEN	92.7	91.7	90.6	88.8	
	μ	93.73	93.12	90.22	OPEN	OPEN	OPEN	93.31	92.26	91.15	89.36	
	σ	0.7801	0.7521	0.7373	OPEN	OPEN	OPEN	0.7422	0.6955	0.7327	0.7209	
		TUBO CALORIMETRO 2										
		Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
		1	71.7	OPEN	73.8	73.2	OVER	73.3	73.5	69.4	70.5	70.8
		2	72.1	OPEN	73.8	73.4	OVER	73.4	73.5	69.4	70.5	70.9
		3	71.6	OPEN	73.7	73.3	OPEN	73.4	73.6	69.5	70.6	71
		4	71.7	OPEN	73.8	73.4	OPEN	73.8	73.8	69.5	70.7	71.3
		5	72.1	OPEN	73.7	73.3	OPEN	73.8	73.9	69.4	70.5	71.2
6		72	OPEN	73.8	73.2	OPEN	73.5	73.7	69.5	70.4	70.9	
7		72	OPEN	73.7	73.2	OPEN	73.7	73.7	69.3	70.5	71.1	
8		71.5	OPEN	73.5	73.1	OPEN	73.3	73.3	69.2	70.3	70.9	
9		71.6	OPEN	73.6	73	OPEN	73.5	73.5	69.2	70.3	71	
10		71.8	OPEN	73.5	73	OPEN	73.5	73.5	69.2	70.3	70.9	
11		71.5	OPEN	73.4	72.8	OVER	73	73.3	69.1	70	70.5	
12		71.3	OPEN	73.2	72.7	OPEN	73.1	73.2	68.8	70	70.6	
13		71.6	OPEN	73.5	73	OPEN	73.4	73.6	69.2	70.2	70.7	
14		71.3	OPEN	73.3	73	OVER	73	73.2	69	70.1	70.5	
15		71.8	OPEN	73.4	73	OPEN	73.2	73.6	69.3	70.2	70.7	
16		71.3	OPEN	73.3	72.9	UNDER	72.9	73.2	69.1	70	70.4	
17		71.4	OPEN	73.4	72.8	OPEN	73.2	73.5	69	70	70.6	
18		71.7	OPEN	73.4	73	OPEN	73.5	73.4	69.2	70.2	70.9	
19		71.7	OPEN	73.5	73	OPEN	73.3	73.6	69.2	70.1	70.8	
20		71.8	OPEN	73.5	73.1	OPEN	73.2	73.4	69.3	70.4	70.8	
21		71.6	OPEN	73.5	73	OPEN	73.4	73.4	69.1	70.2	70.8	
μ		70.13	OPEN	71.97	71.52	OPEN	71.79	71.94	67.87	68.87	69.36	
σ		2.9581	OPEN	3.0223	2.9917	OPEN	2.9951	3.0250	2.6874	2.7038	2.7478	



REGIMEN 12500 RE	TUBO CALORIMETRO 1											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	23.8	96.2	92.9	OPEN	OPEN	OPEN	96.5	95.3	94.3	92.5	
	2	23.6	96	92.8	OPEN	OPEN	OPEN	96.3	95.1	94.2	92.3	
	3	23.5	96	93	OPEN	OPEN	OPEN	96.4	95.2	94.2	92.2	
	4	23.6	96.1	93	OPEN	OPEN	OPEN	96.5	95.5	94.5	92.6	
	5	24	96.2	93.1	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.4	94.3	92.5	
	6	24	96.5	93.2	OPEN	OPEN	OPEN	96.6	95.3	94.5	92.7	
	7	24.1	96.3	93.1	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.4	94.3	92.5	
	8	23.6	96.1	93	OPEN	OPEN	OPEN	96.5	95.2	94.3	92.5	
	9	23.6	96.1	93	OPEN	OPEN	OPEN	96.4	95.3	94.3	92.4	
	10	23.8	96.2	93	OPEN	OPEN	OPEN	96.4	95.2	94.3	92.5	
	11	24.1	96.5	93.1	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.4	94.3	92.6	
	12	23.6	96	92.9	OPEN	OPEN	OPEN	96.3	95.2	94.2	92.3	
	13	24.1	96.3	93	OPEN	OPEN	OPEN	96.5	95.3	94.4	92.6	
	14	24.2	96.2	93.2	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.5	94.4	92.5	
	15	24.2	96.3	93	OPEN	OPEN	OPEN	96.6	95.3	94.3	92.5	
	16	24	96	92.8	OPEN	OPEN	OPEN	96.5	95.2	94.3	92.4	
	17	24.2	96.3	93.1	OPEN	OPEN	OPEN	96.6	95.2	94.3	92.5	
	18	24.1	96.4	93.1	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.4	94.3	92.5	
	19	24.2	96.4	93.1	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.5	94.4	92.6	
	20	24.2	96.5	93.2	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.4	94.6	92.7	
	21	24	96.4	93.2	OPEN	OPEN	OPEN	96.7	95.5	94.3	92.5	
	μ	24.21	96.41	93.21	OPEN	OPEN	OPEN	96.74	95.53	94.51	92.63	
	σ	0.2982	0.2078	0.1596	OPEN	OPEN	OPEN	0.1846	0.1740	0.1689	0.1732	
	TUBO CALORIMETRO 2											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	74	OPEN	76.1	75.5	OPEN	76	76.2	71.7	72.7	73.3	
	2	73.5	OPEN	75.7	75.3	OPEN	75.5	75.7	71.6	72.6	73	
	3	73.9	OPEN	76.1	75.5	OPEN	75.7	76	71.8	72.8	73.2	
	4	73.7	OPEN	76	75.6	OPEN	75.8	76.1	71.8	72.8	73.2	
	5	73.3	OPEN	75.7	75.2	OPEN	75.4	75.7	71.5	72.6	72.9	
	6	73.8	OPEN	75.8	75.3	OPEN	75.6	76	71.5	72.5	73.1	
7	73.8	OPEN	75.6	75.2	OPEN	75.5	75.6	71.2	72.3	72.9		
8	73.6	OPEN	75.8	75.2	OPEN	75.7	76	71.5	72.6	73.1		
9	73.7	OPEN	75.5	75.1	OPEN	75.2	75.5	71.1	72.3	73		
10	73.6	OPEN	75.7	75.1	OPEN	75.6	75.8	71.5	72.3	73.1		
11	73.6	OPEN	75.7	75.2	OPEN	75.7	75.8	71.5	72.7	73.3		
12	73.8	OPEN	75.5	74.9	OPEN	75.5	75.6	71.1	72.2	72.8		
13	73.8	OPEN	75.8	75.3	OPEN	75.6	75.8	71.6	72.6	73		
14	73.2	OPEN	75.5	75	OPEN	75.2	75.6	71.3	72.3	72.8		
15	73.6	OPEN	75.7	75.1	OPEN	75.6	75.8	71.5	72.4	73		
16	73.3	OPEN	75.7	75.1	OPEN	75.5	75.4	71.2	72.5	73		
17	73.7	OPEN	75.6	75.2	OPEN	75.6	75.6	71.3	72.5	73.2		
18	73.3	OPEN	75.6	75.1	OPEN	75.4	75.7	71.4	72.4	72.9		
19	73.3	OPEN	75.6	75.1	OPEN	75.3	75.6	71.4	72.3	72.8		
20	73.3	OPEN	75.4	75.1	OPEN	75.2	75.4	71.2	72.3	72.8		
21	73.8	OPEN	75.7	75.2	OPEN	75.8	75.8	71.4	72.6	73.2		
22	73.6	OPEN	75.6	75.2	OPEN	75.5	75.5	71.3	72.6	73.1		
μ	73.62	OPEN	75.72	75.24	OPEN	75.57	75.74	71.46	72.56	73.07		
σ	0.2527	OPEN	0.2019	0.1902	OPEN	0.2653	0.2322	0.1856	0.1947	0.2193		
REGIMEN 15800 RE	TUBO CALORIMETRO 1											
	Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	1	24.4	96.5	93.1	OPEN	OPEN	OPEN	97.2	95.4	95	92.9	
	2	24.3	96.7	93.2	OPEN	OPEN	OPEN	97.2	95.4	95	93	
	3	24.7	96.8	93.4	OPEN	OPEN	OPEN	97.2	95.2	94.9	93	
	4	24.4	96.6	93.3	OPEN	OPEN	OPEN	97.1	95.5	95	92.8	
	5	24.6	96.9	93.6	OPEN	OPEN	OPEN	97.4	95.6	95.1	93	
	6	24.9	97.1	93.6	OPEN	OPEN	OPEN	97.5	95.8	95.2	93.2	
	7	24.5	97	93.6	OPEN	OPEN	OPEN	97.5	95.7	95.3	93.1	
	8	24.8	96.6	93.3	OPEN	OPEN	OPEN	97.1	95.5	95	93.1	
	9	24.7	96.6	93.2	OPEN	OPEN	OPEN	97.1	95.3	94.9	93	
	10	24.9	97	93.5	OPEN	OPEN	OPEN	97.5	95.7	95.1	93.1	
	11	25	97	93.5	OPEN	OPEN	OPEN	97.5	95.5	95.2	93.3	
	12	24.9	97.1	93.7	OPEN	OPEN	OPEN	97.6	96	95.2	93.2	
	13	24.6	96.9	93.7	OPEN	OPEN	OPEN	97.4	95.8	95.2	93.1	
	14	24.5	96.8	93.5	OPEN	OPEN	OPEN	97.3	95.7	95.2	93.1	
	15	24.8	97	93.5	OPEN	OPEN	OPEN	97.5	95.6	95.1	93.2	
	16	24.7	96.7	93.4	OPEN	OPEN	OPEN	97.2	95.5	95.1	93.1	
	17	24.6	96.8	93.5	OPEN	OPEN	OPEN	97.3	95.6	95	93	
	18	24.7	96.8	93.5	OPEN	OPEN	OPEN	97.3	95.7	94.9	93.1	
	19	24.5	96.6	93.3	OPEN	OPEN	OPEN	97.1	95.4	94.9	92.8	
	20	24.8	96.6	93.2	OPEN	OPEN	OPEN	97.1	95.4	95	93	
	21	24.9	97	93.6	OPEN	OPEN	OPEN	97.5	95.7	95.1	93.2	
	μ	24.94	97.28	93.92	OPEN	OPEN	OPEN	97.76	96.10	95.59	93.56	
	σ	0.2484	0.4063	0.3977	OPEN	OPEN	OPEN	0.4059	0.4478	0.4256	0.3971	



TUBO CALORIMETRO 2										
Medición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	73.8	OPEN	76	75.4	OVER	75.4	75.8	71.6	72.8	73.3
2	73.6	OPEN	75.7	75.2	UNDER	75.2	75.6	71.3	72.5	73.1
3	73.9	OPEN	76	75.3	OVER	75.3	75.8	71.5	72.7	73.2
4	73.6	OPEN	75.9	75.5	OPEN	75.6	76.1	71.7	72.9	73.5
5	74	OPEN	76	75.5	OPEN	75.9	76.1	71.6	73	73.6
6	73.5	OPEN	75.8	75.3	UNDER	75.3	75.7	71.5	72.7	73.2
7	73.6	OPEN	75.9	75.4	OVER	75.3	75.6	71.5	72.8	73.3
8	74	OPEN	75.9	75.5	OPEN	75.6	75.8	71.5	72.9	73.5
9	73.7	OPEN	75.9	75.4	UNDER	75.4	75.8	71.6	72.7	73.2
10	73.5	OPEN	76.1	75.4	OPEN	75.8	76.1	71.6	72.8	73.5
11	73.5	OPEN	76.1	75.6	OVER	75.5	75.8	71.7	73	73.4
12	73.6	OPEN	76	75.5	OVER	75.4	75.7	71.6	72.9	73.3
13	73.6	OPEN	75.9	75.5	UNDER	75.4	75.7	71.6	72.9	73.3
14	73.8	OPEN	75.9	75.6	OPEN	75.6	75.8	71.6	73.1	73.5
15	73.7	OPEN	76	75.6	OPEN	75.6	75.8	71.6	73	73.5
16	73.6	OPEN	76	75.5	UNDER	75.6	75.7	71.6	73	73.5
17	73.8	OPEN	75.9	75.5	OPEN	75.7	75.8	71.6	73	73.6
18	73.9	OPEN	76.1	75.5	OPEN	76	76.2	71.7	73	73.7
19	73.8	OPEN	75.8	75.6	OPEN	75.6	75.8	71.6	73.1	73.6
20	73.5	OPEN	75.9	75.4	UNDER	75.3	75.7	71.6	72.8	73.3
21	73.8	OPEN	76	75.3	OPEN	75.8	76	71.6	72.8	73.6
22	74	OPEN	76	75.6	OPEN	75.8	75.9	71.6	73.1	73.7
23	73.6	OPEN	75.7	75.4	OVER	75.3	75.7	71.6	72.8	73.3
μ	73.57	OPEN	75.80	75.29	OPEN	75.42	75.68	71.43	72.75	73.32
Σ	0.2233	OPEN	0.1747	0.1672	OPEN	0.2334	0.2123	0.1714	0.1767	0.1969



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 1													
RÉGIMEN 1000 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.300	31.70	31.50	31.70	32.10	32.90	33.10	33.10	33.20	33.50	34.20	34.20
	2	23.400	31.80	31.60	31.80	32.20	32.90	33.20	33.10	33.20	33.60		
	3	23.300	31.70	31.60	31.80	32.20	32.90	33.20	33.20	33.30	33.60		
	4	23.400	31.60	31.50	32.00	32.20	33.00	33.20	33.20	33.40	33.70		
	5	23.400	31.50	31.70	32.00	32.20	33.00	33.20	33.20	33.30	33.70		
	6	23.300	31.40	31.70	32.00	32.20	33.00	33.30	33.20	33.50	33.70		
	7	23.100	31.40	31.80	32.00	32.30	33.00	33.30	33.20	33.50	33.80		
	8	23.100	31.40	31.80	32.10	32.30	33.00	33.40	33.30	33.50	33.90		
	9	23.100	31.50	31.80	32.10	32.40	33.10	33.40	33.40	33.60	33.90		
	10	23.200	31.30	31.90	32.20	32.40	33.10	33.40	33.40	33.70	33.90		
	11	23.200	31.40	31.90	32.10	32.50	33.10	33.40	33.40	33.70	34.00		
	12	23.200	31.30	31.80	32.20	32.60	33.10	33.40	33.50	33.70	34.10		
	13	23.100	31.50	31.90	32.20	32.70	33.10	33.50	33.50	33.70	34.20		
	μ	23.227	31.48	31.75	32.05	32.35	33.04	33.34	33.30	33.55	33.91	34.20	34.20
	σ		0.1568	0.1457	0.1727	0.1767	0.0986	0.1404	0.1363	0.2095	0.2571	0.000	0.000
RÉGIMEN 5000 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.300	29.70	29.80	30.50	31.00	32.00	32.10	32.30	32.90	32.60	32.20	30.90
	2	23.400	29.70	29.80	30.60	31.10	32.00	32.20	32.40	32.90	32.60	32.20	
	3	23.300	29.80	29.80	30.60	31.10	32.00	32.20	32.40	33.00	32.60	32.20	
	4	23.400	29.80	29.90	30.60	31.10	32.00	32.20	32.50	33.00	32.60	32.20	
	5	23.400	29.80	29.90	30.60	31.10	32.00	32.30	32.50	33.00	32.70	32.20	
	6	23.300	29.80	29.90	30.60	31.30	32.00	32.30	32.50	33.00	32.60	32.20	
	7	23.100	29.80	30.00	30.60	31.20	32.00	32.40	32.50	33.00	32.70	32.20	
	8	23.100	29.90	30.00	30.60	31.30	32.00	32.30	32.50	33.00	32.60	32.20	
	9	23.100	29.90	30.00	30.70	31.30	32.10	32.40	32.50	33.00	32.60	32.20	
	10	23.200	29.80	30.00	30.70	31.40	32.10	32.40	32.50	33.00	32.60	32.20	
	11	23.200	29.70	30.00	30.80	31.40	32.10	32.40	32.60	33.00	32.60	32.20	
	12	23.200	29.80	30.00	30.80	31.40	32.10	32.40	32.60	33.00	32.60	32.20	
	13	23.100	29.80	30.00	30.80	31.40	32.10	32.40	32.60	33.00	32.60	32.20	
	μ	23.227	29.79	29.95	30.69	31.27	32.05	32.33	32.51	32.99	32.62	32.20	30.90
	σ		0.0594	0.0915	0.1246	0.1543	0.0640	0.1100	0.0884	0.0352	0.0414	0.0000	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.700	25.50	25.30	25.50	25.60	25.70	25.80	26.00	26.20	26.20	26.50	26.50
2	20.700	25.50	25.30	25.50	25.60	25.80	25.80	26.00	26.20	26.30		
3	20.600	25.40	25.30	25.50	25.60	25.80	25.90	26.00	26.20	26.30		
4	20.700	25.50	25.30	25.40	25.60	25.80	25.90	25.90	26.20	26.30		
5	20.700	25.50	25.30	25.40	25.60	25.70	25.90	26.00	26.20	26.40		
6	20.600	25.50	25.30	25.50	25.50	25.70	25.90	26.00	26.20	26.40		
7	20.700	25.40	25.30	25.50	25.50	25.70	25.90	26.00	26.20	26.30		
8	20.700	25.50	25.30	25.50	25.60	25.70	25.90	26.00	26.20	26.30		
9	20.700	25.40	25.30	25.50	25.60	25.70	25.80	26.00	26.20	26.30		
10	20.600	25.40	25.30	25.50	25.60	25.70	25.90	25.90	26.20	26.40		
11	20.700	25.40	25.30	25.50	25.60	25.80	25.90	26.00	26.20	26.40		
12	20.700	25.40	25.30	25.50	25.60	25.80	25.90	26.00	26.20	26.40		
13	20.700	25.40	25.30	25.50	25.60	25.80	25.90	26.00	26.20	26.40		
14	20.600	25.40	25.30	25.50	25.60	25.80	25.90	26.00	26.20	26.30		
μ	20.673	25.44	25.30	25.49	25.59	25.75	25.88	25.99	26.20	26.34	26.50	26.50
σ		0.0507	0.0000	0.0352	0.0352	0.0516	0.0414	0.0352	0.0000	0.0632	0.000	0.000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.700	24.10	24.20	24.70	25.40	25.50	25.90	26.10	25.90	25.50	25.30	24.60
2	20.700	24.20	24.50	24.80	25.30	25.60	25.90	26.00	25.80	25.60	25.20	
3	20.600	24.20	24.50	24.90	25.30	25.70	25.90	26.10	25.90	25.50	25.30	
4	20.700	24.20	24.50	24.80	25.40	25.70	26.00	26.00	25.80	25.50	25.20	
5	20.700	24.30	24.50	24.90	25.40	25.80	26.00	26.10	25.90	25.50	25.10	
6	20.600	24.20	24.60	24.90	25.30	25.80	26.00	26.00	25.80	25.50	25.20	
7	20.700	24.30	24.60	24.90	25.30	25.80	26.00	26.10	25.80	25.40	25.10	
8	20.700	24.20	24.60	24.90	25.40	25.80	26.00	26.10	25.80	25.50	25.20	
9	20.700	24.30	24.60	25.00	25.30	25.80	26.00	26.10	25.80	25.50	25.10	
10	20.600	24.30	24.60	24.90	25.40	25.80	26.00	26.00	25.80	25.40	25.20	
11	20.700	24.30	24.70	25.00	25.40	25.80	26.10	26.10	25.80	25.40	25.10	
12	20.700	24.30	24.60	25.00	25.40	25.80	26.00	26.00	25.80	25.40	25.00	
13	20.700	24.30	24.70	25.00	25.50	25.90	26.10	26.10	25.80	25.40	25.10	
14	20.600	24.30	24.70	24.90	25.40	25.90	26.10	26.00	25.80	25.30	25.10	
μ	20.673	24.25	24.57	24.91	25.38	25.77	26.01	26.06	25.82	25.45	25.15	24.60
σ		0.0640	0.1234	0.0884	0.0676	0.1047	0.0704	0.0507	0.0414	0.0743	0.0834	0.000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.600	25.30	25.20	25.20	25.30	25.50	25.70	25.80	26.00	26.20	25.80	25.80
2	20.700	25.20	25.10	25.20	25.30	25.50	25.70	25.80	26.10	26.20		
3	20.700	25.20	25.10	25.20	25.30	25.60	25.70	25.80	26.10	26.20		
4	20.700	25.20	25.20	25.20	25.30	25.50	25.70	25.80	26.10	26.20		
5	20.600	25.20	25.20	25.20	25.30	25.60	25.70	25.80	26.10	26.20		
6	20.700	25.30	25.10	25.20	25.30	25.50	25.70	25.80	26.10	26.20		
7	20.700	25.20	25.10	25.20	25.30	25.60	25.70	25.80	26.10	26.20		
8	20.700	25.10	25.10	25.20	25.30	25.50	25.70	25.80	26.10	26.20		
9	20.700	25.20	25.10	25.20	25.30	25.60	25.70	25.90	26.10	26.20		
10	20.700	25.20	25.20	25.20	25.30	25.60	25.70	25.80	26.10	26.20		
11	20.600	25.20	25.20	25.20	25.30	25.50	25.70	25.80	26.10	26.20		
12	20.500	25.10	25.10	25.10	25.30	25.60	25.70	25.90	26.00	26.20		
13	20.600	25.10	25.10	25.10	25.40	25.50	25.70	25.80	26.10	26.20		
14	20.600	25.10	25.10	25.20	25.30	25.60	25.70	25.90	26.10	26.20		
μ	20.639	25.18	25.13	25.19	25.31	25.55	25.70	25.82	26.09	26.20	25.80	25.80
σ		0.0676	0.0488	0.0352	0.0258	0.0516	0.0000	0.0414	0.0352	0.0000	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.600	24.40	24.40	24.60	25.00	25.50	25.70	25.80	25.50	25.20	24.80	24.20
2	20.700	24.40	24.40	24.70	25.10	25.40	25.70	25.70	25.60	25.30	24.90	
3	20.700	24.40	24.50	24.70	25.10	25.50	25.70	25.80	25.60	25.30	24.90	
4	20.700	24.40	24.50	24.70	25.10	25.40	25.60	25.70	25.50	25.10	24.80	
5	20.600	24.40	24.40	24.80	25.20	25.50	25.70	25.70	25.50	25.20	24.70	
6	20.700	24.30	24.50	24.80	25.10	25.50	25.70	25.70	25.50	25.20	24.80	
7	20.700	24.40	24.50	24.70	25.20	25.50	25.60	25.80	25.50	25.10	24.80	
8	20.700	24.40	24.50	24.80	25.20	25.50	25.70	25.70	25.50	25.10	24.70	
9	20.700	24.30	24.50	24.80	25.10	25.50	25.70	25.70	25.50	25.10	24.70	
10	20.700	24.40	24.50	24.80	25.20	25.60	25.70	25.70	25.40	25.20	24.80	
11	20.600	24.30	24.50	24.80	25.20	25.60	25.70	25.70	25.40	25.10	24.70	
12	20.500	24.40	24.40	24.80	25.10	25.60	25.70	25.70	25.40	25.10	24.80	
13	20.600	24.30	24.50	24.80	25.10	25.50	25.70	25.70	25.40	25.10	24.70	
14	20.600	24.30	24.50	24.80	25.10	25.60	25.70	25.70	25.50	25.10	24.80	
μ	20.639	24.36	24.47	24.76	25.13	25.51	25.69	25.71	25.48	25.15	24.77	24.20
σ		0.0507	0.0488	0.0632	0.0617	0.0640	0.0458	0.0516	0.0676	0.0743	0.0704	0.000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.800	24.80	24.80	24.90	25.10	25.20	25.40	25.40	25.60	25.90	25.50	25.50
2	20.700	24.80	24.80	24.90	25.10	25.20	25.40	25.40	25.60	25.90		
3	20.800	24.80	24.80	24.90	25.10	25.30	25.40	25.40	25.60	25.90		
4	20.700	24.80	24.70	24.90	25.10	25.30	25.40	25.40	25.70	25.90		
5	20.700	24.80	24.80	24.90	25.00	25.30	25.40	25.40	25.70	25.80		
6	20.800	24.80	24.80	24.90	25.00	25.30	25.40	25.50	25.70	25.90		
7	20.700	24.80	24.80	24.90	25.00	25.30	25.30	25.50	25.70	25.80		
8	20.600	24.80	24.80	24.90	25.00	25.30	25.40	25.40	25.70	25.90		
9	20.600	24.80	24.80	24.90	25.10	25.20	25.40	25.50	25.60	25.90		
10	20.600	24.80	24.80	24.90	25.10	25.20	25.40	25.40	25.70	25.90		
11	20.700	24.80	24.80	24.80	25.10	25.20	25.40	25.50	25.60	25.90		
12	20.800	24.80	24.70	24.90	25.10	25.20	25.40	25.50	25.70	25.90		
13	20.700	24.80	24.70	24.90	25.00	25.30	25.40	25.40	25.70	25.90		
14	20.800	24.80	24.70	25.00	25.10	25.20	25.40	25.50	25.70	25.90		
μ	20.713	24.80	24.77	24.91	25.07	25.25	25.39	25.44	25.67	25.89	25.50	25.50
σ		0.0000	0.0458	0.0458	0.0488	0.0516	0.0258	0.0507	0.0488	0.0352	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.800	24.10	24.20	24.50	24.80	25.30	25.50	25.50	25.30	25.00	24.70	24.50
2	20.700	24.10	24.20	24.50	24.90	25.30	25.50	25.60	25.30	24.90	24.70	
3	20.800	24.10	24.20	24.50	24.90	25.30	25.50	25.60	25.30	24.90	24.60	
4	20.700	24.10	24.20	24.50	24.90	25.30	25.50	25.50	25.30	24.90	24.60	
5	20.700	24.10	24.20	24.50	24.90	25.30	25.50	25.50	25.20	24.90	24.70	
6	20.800	24.10	24.20	24.50	24.90	25.30	25.50	25.50	25.20	25.00	24.60	
7	20.700	24.00	24.20	24.50	24.90	25.40	25.50	25.50	25.20	24.90	24.60	
8	20.600	24.00	24.20	24.50	24.90	25.40	25.50	25.60	25.30	24.90	24.60	
9	20.600	24.00	24.20	24.50	24.90	25.40	25.50	25.50	25.30	24.90	24.60	
10	20.600	24.00	24.20	24.60	25.00	25.40	25.50	25.60	25.20	24.90	24.60	
11	20.700	24.10	24.20	24.50	25.00	25.30	25.50	25.50	25.30	24.90	24.60	
12	20.800	24.10	24.20	24.60	25.00	25.30	25.50	25.60	25.10	24.90	24.60	
13	20.700	24.10	24.20	24.50	25.00	25.30	25.50	25.50	25.10	24.90	24.60	
14	20.800	24.10	24.20	24.50	25.00	25.40	25.50	25.60	25.20	24.90	24.60	
μ	20.713	24.07	24.20	24.51	24.93	25.33	25.50	25.55	25.23	24.91	24.61	24.50
σ		0.0458	0.0000	0.0352	0.0594	0.0488	0.0000	0.0516	0.0724	0.0352	0.0516	0.0000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.600	25.80	25.60	25.80	26.00	26.20	26.30	26.50	26.70	27.00	27.10	27.20
2	21.700	25.80	25.70	25.80	26.00	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
3	21.600	25.70	25.70	25.80	26.10	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
4	21.700	25.80	25.70	25.80	26.10	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
5	21.700	25.70	25.70	25.80	26.10	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
6	21.800	25.70	25.70	25.80	26.10	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
7	21.800	25.80	25.70	25.80	26.00	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
8	21.800	25.70	25.60	25.90	26.1	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
9	21.800	25.70	25.70	25.90	26.10	26.20	26.40	26.50	26.80	27.00		
10	21.800	25.70	25.70	25.90	26.10	26.20	26.40	26.50	26.80	27.10		
11	21.900	25.70	25.70	25.80	26.10	26.30	26.40	26.50	26.80	27.00		
12	21.900	25.70	25.70	25.80	26.00	26.30	26.40	26.50	26.80	27.00		
13	21.900	25.70	25.70	25.90	26.10	26.30	26.40	26.50	26.80	27.00		
14	21.900	25.70	25.70	25.90	26.10	26.30	26.40	26.50	26.80	27.00		
μ	21.787	25.73	25.69	25.83	26.07	26.23	26.39	26.50	26.79	27.01	27.10	27.20
σ		0.0458	0.0352	0.0488	0.0469	0.0488	0.0258	0.0000	0.0258	0.0258	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.600	25.20	25.50	25.70	26.10	26.40	26.50	26.60	26.30	26.20	25.80	25.50
2	21.700	25.20	25.50	25.80	26.10	26.40	26.50	26.60	26.30	26.10	25.80	
3	21.600	25.20	25.50	25.70	26.10	26.40	26.50	26.60	26.30	26.10	25.80	
4	21.700	25.30	25.50	25.80	26.20	26.40	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
5	21.700	25.30	25.50	25.80	26.20	26.40	26.60	26.60	26.30	26.10	25.70	
6	21.800	25.30	25.50	25.80	26.10	26.50	26.60	26.60	26.30	26.10	25.70	
7	21.800	25.20	25.40	25.80	26.00	26.40	26.50	26.60	26.30	26.10	25.80	
8	21.800	25.20	25.40	25.70	26.20	26.40	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
9	21.800	25.30	25.50	25.80	26.10	26.50	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
10	21.800	25.30	25.50	25.80	26.20	26.50	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
11	21.900	25.30	25.50	25.70	26.20	26.50	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
12	21.900	25.30	25.50	25.80	26.10	26.40	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
13	21.900	25.30	25.40	25.80	26.20	26.50	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
14	21.900	25.30	25.50	25.80	26.20	26.50	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
μ	21.787	25.26	25.48	25.77	26.15	26.45	26.57	26.60	26.29	26.11	25.79	25.50
σ		0.0507	0.0414	0.0458	0.0640	0.0516	0.0488	0.0000	0.0258	0.0258	0.0352	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	25.900	30.10	30.10	30.20	30.40	30.50	30.50	30.60	30.70	30.80	31.40	31.40
2	25.900	30.10	30.10	30.20	30.40	30.50	30.50	30.60	30.80	30.90	31.40	31.40
3	25.900	30.20	30.10	30.20	30.40	30.50	30.60	30.60	30.80	30.90	31.40	31.40
4	25.900	30.10	30.10	30.20	30.40	30.50	30.60	30.60	30.80	31.00	31.40	31.40
5	25.900	30.20	30.10	30.20	30.40	30.50	30.50	30.60	30.80	31.00	31.40	31.40
6	26.100	30.1	30.20	30.20	30.30	30.50	30.60	30.60	30.80	31.00	31.40	31.40
7	26.200	30.10	30.20	30.30	30.30	30.50	30.50	30.70	30.80	31.10	31.40	31.40
8	26.100	30.10	30.10	30.30	30.40	30.50	30.60	30.70	30.80	31.10	31.40	31.40
9	26.200	30.10	30.20	30.30	30.40	30.50	30.60	30.70	30.80	31.10	31.40	31.40
10	26.200	30.10	30.20	30.30	30.30	30.40	30.60	30.70	30.80	31.20	31.40	31.40
11	26.100	30.10	30.20	30.20	30.40	30.50	30.60	30.70	30.80	31.10	31.40	31.40
12	26.100	30.10	30.10	30.30	30.40	30.50	30.60	30.70	30.80	31.00	31.40	31.40
13	26.100	30.10	30.20	30.30	30.40	30.50	30.60	30.70	30.80	31.10	31.40	31.40
14	26.100	30.10	30.20	30.30	30.30	30.60	30.60	30.70	30.80	31.10	31.40	31.40
μ	26.063	30.11	30.15	30.25	30.37	30.51	30.57	30.66	30.79	31.03	31.40	31.40
σ		0.0363	0.0516	0.0516	0.0458	0.0458	0.0507	0.0258	0.1047	0.0000	0.0000	
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	25.900	29.80	30.10	30.20	30.50	30.80	31.00	30.90	30.60	30.20	30.00	29.80
2	25.900	29.80	30.10	30.30	30.60	30.90	31.00	30.90	30.60	30.30	29.90	29.80
3	25.900	29.80	30.00	30.30	30.60	30.90	31.00	30.90	30.60	30.20	29.90	29.80
4	25.900	29.80	30.10	30.30	30.60	30.90	31.00	30.90	30.60	30.30	29.90	29.80
5	25.900	29.90	30.10	30.30	30.60	31.00	31.20	30.90	30.60	30.20	29.90	29.80
6	26.100	29.80	30.00	30.30	30.50	31.00	31.20	30.90	30.50	30.20	29.90	
7	26.200	29.90	30.10	30.30	30.60	31.00	31.20	30.90	30.60	30.20	29.90	
8	26.100	29.80	30.10	30.30	30.60	31.00	31.20	30.90	30.60	30.20	29.80	
9	26.200	29.80	30.10	30.30	30.60	31.00	31.10	30.90	30.60	30.20	29.90	
10	26.200	29.90	30.10	30.30	30.60	31.00	31.10	30.90	30.60	30.20	29.80	
11	26.100	29.90	30.20	30.30	30.60	31.00	31.10	30.80	30.50	30.30	29.90	
12	26.100	29.90	30.20	30.30	30.60	31.00	31.10	30.90	30.60	30.30	29.90	
13	26.100	29.90	30.20	30.30	30.60	31.00	31.10	30.80	30.60	30.20	29.80	
μ	26.063	29.85	30.12	30.27	30.59	30.97	31.10	30.89	30.58	30.23	29.89	29.80
σ		0.0516	0.0676	0.0799	0.0352	0.0617	0.0756	0.0352	0.0414	0.0458	0.0516	0.0000
Relación de pasos $S_1/S_2=2$												
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.600	27.20	27.40	27.10	27.70	28.00	28.50	28.80	29.00	29.20	29.30	29.00
2	20.500	27.30	27.40	27.10	27.70	28.20	28.60	28.90	29.10	29.30		
3	20.500	27.30	27.40	27.10	27.80	28.20	28.50	28.90	29.10	29.30		
4	20.600	27.30	27.40	27.20	27.80	28.40	28.60	28.90	29.10	29.30		
5	20.500	27.20	27.50	27.20	27.80	28.30	28.50	28.90	29.20	29.30		
6	20.600	27.20	27.50	27.20	27.90	28.30	28.60	29.00	29.20	29.30		
7	21.300	27.30	27.50	27.30	27.90	28.40	28.70	29.00	29.20	29.30		
8	21.200	27.20	27.50	27.30	27.90	28.40	28.70	29.00	29.20	29.40		
9	21.300	27.30	27.50	27.30	28.00	28.40	28.60	29.10	29.30	29.40		
10	21.200	27.10	27.50	27.40	28.00	28.40	28.70	29.00	29.30	29.40		
11	21.300	27.10	27.50	27.40	28.00	28.40	28.70	29.00	29.30	29.40		
12	21.300	27.10	27.60	27.40	28.00	28.40	28.70	29.00	29.20	29.40		
13	21.200	27.10	27.60	27.50	28.10	28.40	28.70	29.10	29.30	29.50		
14	21.300	27.10	27.60	27.50	28.10	28.50	28.80	29.10	29.30	29.40		
μ	20.973	27.19	27.50	27.33	27.92	28.35	28.65	28.99	29.21	29.36	29.30	29.00
σ		0.0884	0.0756	0.1693	0.1373	0.1302	0.0990	0.0915	0.1060	0.0828	0.000	0.000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.600	27.70	27.20	27.30	27.40	28.00	28.70	28.70	29.10	28.80	28.40	27.90
2	20.500	27.60	27.20	27.40	27.60	28.20	28.80	28.90	29.20	28.80	28.50	
3	20.500	27.60	27.20	27.40	27.70	28.20	28.80	29.00	29.20	28.80	28.50	
4	20.600	27.50	27.20	27.40	27.80	28.10	28.80	29.00	29.20	28.80	28.50	
5	20.500	27.50	27.20	27.50	27.80	28.30	28.90	29.00	29.20	28.80	28.40	
6	20.600	27.50	27.20	27.50	27.80	28.40	28.90	29.00	29.30	28.80	28.40	
7	21.300	27.50	27.20	27.50	27.80	28.40	28.90	29.00	29.20	28.80	28.40	
8	21.200	27.40	27.20	27.50	27.90	28.40	29.00	29.00	29.30	28.80	28.40	
9	21.300	27.40	27.20	27.40	27.80	28.40	29.00	29.10	29.30	28.80	28.40	
10	21.200	27.40	27.20	27.50	27.90	28.40	29.00	29.10	29.30	28.80	28.40	
11	21.300	27.40	27.20	27.60	28.00	28.50	29.00	29.10	29.20	28.80	28.40	
12	21.300	27.30	27.30	27.50	28.00	28.50	29.00	29.10	29.30	28.80	28.40	
13	21.200	27.30	27.30	27.40	28.00	28.50	29.00	29.10	29.30	28.80	28.40	
14	21.300	27.30	27.20	27.50	28.00	28.60	29.10	29.10	29.30	28.80	28.40	
μ	20.973	27.44	27.21	27.47	27.83	28.39	28.94	29.03	29.25	28.80	28.42	27.90
σ		0.1352	0.0352	0.0816	0.1668	0.1819	0.1147	0.1163	0.0640	0.0000	0.0414	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.900	27.20	27.00	27.10	27.30	27.60	27.80	27.90	28.00	28.20	28.60	28.50
2	21.800	27.20	27.00	27.20	27.40	27.60	27.80	27.90	28.10	28.30		
3	21.800	27.10	27.00	27.20	27.40	27.60	27.90	27.90	28.10	28.30		
4	21.900	27.10	27.00	27.20	27.40	27.60	27.90	28.00	28.20	28.40		
5	21.800	27.10	27.00	27.20	27.40	27.70	27.80	28.00	28.20	28.40		
6	21.900	27.10	27.00	27.30	27.40	27.70	27.80	28.00	28.20	28.30		
7	22.300	27.10	27.10	27.30	27.40	27.60	27.80	28.00	28.20	28.30		
8	22.200	27.10	27.10	27.30	27.40	27.70	27.90	27.90	28.20	28.40		
9	22.200	27.10	27.10	27.20	27.50	27.70	27.90	28.00	28.20	28.40		
10	22.200	27.10	27.10	27.30	27.50	27.70	27.90	28.00	28.20	28.30		
11	22.300	27.10	27.10	27.30	27.50	27.70	27.90	28.00	28.20	28.30		
12	22.300	27.10	27.10	27.30	27.50	27.70	27.90	28.00	28.20	28.40		
13	22.300	27.10	27.10	27.30	27.40	27.70	27.90	28.00	28.10	28.40		
14	22.400	27.00	27.00	27.30	27.50	27.70	27.80	28.00	28.20	28.40		
μ	22.135	27.11	27.05	27.25	27.43	27.67	27.86	27.97	28.16	28.35	28.60	28.50
σ		0.0458	0.0516	0.0640	0.0617	0.0594	0.0507	0.0458	0.0632	0.0640	0.000	0.000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.900	26.70	27.00	26.90	27.40	27.70	28.00	28.10	27.90	27.60	27.30	26.70
2	21.800	26.60	26.90	26.90	27.40	27.80	28.10	28.00	27.80	27.50	27.20	
3	21.800	26.60	27.00	26.90	27.40	27.90	28.00	28.00	27.80	27.60	27.20	
4	21.900	26.60	26.90	27.00	27.40	27.90	28.10	28.10	27.90	27.60	27.20	
5	21.800	26.60	27.00	26.90	27.40	27.90	28.10	28.00	27.90	27.50	27.20	
6	21.900	26.60	26.90	27.00	27.60	28.00	28.20	28.20	27.90	27.60	27.20	
7	22.300	26.60	27.00	27.00	27.60	28.00	28.20	28.10	27.80	27.50	27.20	
8	22.200	26.60	26.90	27.00	27.60	28.00	28.20	28.10	27.90	27.50	27.20	
9	22.200	26.60	26.90	27.00	27.50	27.90	28.20	28.20	27.80	27.50	27.20	
10	22.200	26.50	26.90	27.00	27.60	28.00	28.20	28.10	27.90	27.60	27.20	
11	22.300	26.50	26.90	27.00	27.60	28.00	28.20	28.20	27.90	27.50	27.20	
12	22.300	26.50	26.90	27.00	27.60	28.00	28.20	28.10	27.90	27.50	27.10	
13	22.300	26.50	26.90	27.00	27.60	28.00	28.20	28.20	27.90	27.50	27.20	
14	22.400	26.50	26.80	27.10	27.60	28.00	28.20	28.20	27.80	27.50	27.20	
μ	22.135	26.57	26.91	26.99	27.53	27.94	28.15	28.12	27.86	27.53	27.20	26.70
σ		0.0594	0.0640	0.0640	0.0961	0.0910	0.0743	0.0775	0.0507	0.0488	0.0378	0.000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	22.700	28.10	27.90	28.00	28.00	28.20	28.40	28.40	28.50	28.70	29.10	29.00
2	22.700	28.10	27.90	28.00	28.10	28.20	28.40	28.50	28.60	28.80		
3	22.600	28.00	27.90	28.00	28.10	28.30	28.40	28.50	28.60	28.80		
4	22.800	27.90	27.90	27.90	28.10	28.30	28.40	28.50	28.70	28.80		
5	22.700	27.90	28.00	28.00	28.10	28.30	28.40	28.50	28.70	28.80		
6	22.600	28.00	28.00	27.90	28.10	28.30	28.40	28.60	28.70	28.90		
7	22.700	28.00	28.00	28.00	28.20	28.30	28.40	28.50	28.70	28.90		
8	22.600	28.00	27.90	27.90	28.20	28.40	28.40	28.50	28.70	28.90		
9	22.700	28.00	27.90	28.00	28.10	28.40	28.40	28.50	28.70	28.90		
10	22.700	27.90	28.00	28.00	28.10	28.40	28.40	28.60	28.70	28.80		
11	22.500	27.90	28.00	28.00	28.10	28.30	28.40	28.60	28.60	28.90		
12	22.500	27.90	28.00	28.00	28.20	28.30	28.40	28.50	28.70	28.80		
13	22.600	27.90	27.90	28.00	28.20	28.40	28.40	28.60	28.60	28.90		
14	22.500	27.90	27.90	28.00	28.10	28.40	28.40	28.60	28.70	28.90		
μ	22.627	27.96	27.94	27.98	28.13	28.33	28.40	28.53	28.66	28.85	29.10	29.00
σ		0.0737	0.0507	0.0414	0.0594	0.0704	0.0000	0.0594	0.0632	0.0640	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	22.700	27.10	27.00	27.10	27.60	28.20	28.30	28.30	28.20	27.90	27.50	26.90
2	22.700	27.00	27.00	27.20	27.70	28.20	28.30	28.30	28.10	27.80	27.60	
3	22.600	27.00	27.00	27.20	27.70	28.20	28.30	28.30	28.20	27.80	27.50	
4	22.800	27.00	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.30	28.20	27.80	27.60	
5	22.700	27.00	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.30	28.20	27.80	27.60	
6	22.600	27.00	27.00	27.20	27.70	28.20	28.30	28.30	28.10	27.80	27.50	
7	22.700	27.00	27.00	27.20	27.70	28.20	28.30	28.30	28.20	27.70	27.50	
8	22.600	27.00	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.30	28.10	27.80	27.50	
9	22.700	26.90	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.40	28.10	27.70	27.50	
10	22.700	27.00	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.40	28.10	27.70	27.60	
11	22.500	27.00	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.40	28.10	27.70	27.40	
12	22.500	26.90	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.30	28.10	27.70	27.50	
13	22.600	27.00	27.00	27.30	27.80	28.20	28.30	28.40	28.00	27.70	27.50	
14	22.500	26.90	27.00	27.30	27.70	28.20	28.30	28.30	28.10	27.60	27.50	
μ	22.627	26.99	27.00	27.26	27.70	28.20	28.31	28.33	28.13	27.75	27.51	26.90
σ		0.0516	0.0000	0.0606	0.0378	0.0000	0.0243	0.0488	0.0594	0.0743	0.0640	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	22.500	27.90	27.70	27.70	27.90	28.00	28.00	28.10	28.30	28.40	28.20	28.10
2	22.600	27.80	27.70	27.70	27.90	28.00	28.10	28.10	28.40	28.40		
3	22.500	27.90	27.70	27.70	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.40		
4	22.600	27.80	27.70	27.70	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.50		
5	22.500	27.80	27.70	27.80	27.90	28.10	28.10	28.10	28.40	28.40		
6	22.300	27.80	27.70	27.80	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.50		
7	22.300	27.80	27.60	27.80	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.60		
8	22.300	27.70	27.70	27.70	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.60		
9	22.400	27.80	27.70	27.80	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.50		
10	22.400	27.70	27.70	27.80	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.60		
11	22.400	27.70	27.70	27.80	27.90	28.00	28.10	28.20	28.40	28.60		
12	22.300	27.70	27.70	27.80	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.60		
13	22.300	27.70	27.70	27.80	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.60		
14	22.400	27.70	27.70	27.80	27.90	28.10	28.10	28.20	28.40	28.60		
μ	22.414	27.77	27.69	27.76	27.90	28.08	28.09	28.18	28.39	28.53	28.20	28.10
σ		0.0724	0.0258	0.0507	0.0000	0.0414	0.0258	0.0414	0.0258	0.0884	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	22.500	26.70	26.60	26.80	27.10	27.60	27.90	28.00	27.80	27.50	27.10	26.60
2	22.600	26.70	26.60	26.90	27.30	27.70	28.00	28.10	27.80	27.50	27.10	
3	22.500	26.70	26.60	26.80	27.40	27.80	28.00	28.10	27.80	27.50	27.10	
4	22.600	26.60	26.60	26.90	27.30	27.80	28.00	28.10	27.80	27.40	27.10	
5	22.500	26.60	26.60	27.00	27.40	27.80	28.00	28.10	27.80	27.40	27.10	
6	22.300	26.60	26.60	27.00	27.30	27.80	28.00	28.10	27.80	27.40	27.10	
7	22.300	26.60	26.60	27.00	27.40	27.80	28.00	28.10	27.80	27.40	27.10	
8	22.300	26.60	26.70	26.90	27.40	27.90	28.00	28.10	27.80	27.40	27.00	
9	22.400	26.60	26.70	27.00	27.40	27.80	28.00	28.10	27.80	27.40	27.10	
10	22.400	26.60	26.70	27.00	27.40	27.90	28.00	28.00	27.80	27.40	27.00	
11	22.400	26.60	26.60	27.00	27.40	27.90	28.00	28.10	27.80	27.40	27.10	
12	22.300	26.60	26.70	27.00	27.50	27.90	28.00	28.00	27.70	27.40	27.00	
13	22.300	26.50	26.70	27.00	27.50	27.90	28.00	28.10	27.70	27.30	27.00	
14	22.400	26.60	26.70	27.00	27.50	27.90	28.00	28.00	27.70	27.30	27.00	
μ	22.414	26.61	26.64	26.95	27.39	27.83	27.99	28.07	27.78	27.40	27.06	26.60
σ		0.0516	0.0507	0.0743	0.1060	0.0884	0.0258	0.0458	0.0414	0.0655	0.0507	0.0000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	18.700	23.00	22.80	23.00	23.10	23.40	23.60	23.70	23.90	24.00	24.50	24.20
2	18.600	23.00	22.80	23.00	23.20	23.50	23.70	23.70	24.00	24.10		
3	18.700	23.00	22.80	23.00	23.20	23.50	23.60	23.80	24.00	24.10		
4	18.800	22.80	22.90	23.00	23.10	23.50	23.70	23.80	24.00	24.10		
5	18.800	22.90	22.90	23.00	23.20	23.50	23.60	23.80	24.00	24.10		
6	18.900	22.80	22.90	23.00	23.20	23.50	23.70	23.80	24.00	24.20		
7	19.300	22.90	22.90	23.00	23.20	23.60	23.70	23.80	24.00	24.20		
8	19.400	22.80	22.90	23.10	23.20	23.50	23.80	23.80	24.00	24.20		
9	19.300	22.90	22.90	23.00	23.20	23.60	23.80	23.80	24.00	24.20		
10	19.300	22.90	22.80	23.00	23.30	23.50	23.80	23.80	24.00	24.20		
11	19.300	22.90	23.00	23.10	23.30	23.60	23.80	23.80	24.00	24.30		
12	19.300	22.90	23.00	23.10	23.30	23.60	23.80	23.80	24.00	24.30		
13	19.800	22.90	23.00	23.10	23.30	23.60	23.80	23.90	24.00	24.20		
14	19.700	22.90	22.90	23.00	23.30	23.60	23.80	23.90	24.00	24.30		
μ	19.278	22.90	22.90	23.04	23.24	23.54	23.73	23.82	23.99	24.19	24.50	24.20
σ		0.0655	0.0756	0.0493	0.0806	0.0629	0.0816	0.0618	0.0258	0.0915	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	18.700	22.50	22.70	23.00	23.40	24.00	24.20	24.20	24.00	23.80	23.70	23.50
2	18.600	22.50	22.70	23.10	23.50	24.00	24.20	24.20	24.00	23.90	23.60	
3	18.700	22.40	22.70	23.10	23.50	24.00	24.20	24.20	24.00	23.90	23.60	
4	18.800	22.60	22.80	23.20	23.60	24.00	24.30	24.20	24.00	23.90	23.60	
5	18.800	22.50	22.80	23.10	23.70	24.00	24.30	24.20	24.00	24.00	23.60	
6	18.900	22.50	22.80	23.10	23.70	24.10	24.30	24.20	24.00	23.80	23.60	
7	19.300	22.50	22.80	23.20	23.80	24.00	24.30	24.20	24.00	23.80	23.60	
8	19.400	22.60	22.90	23.20	23.90	24.00	24.30	24.20	24.00	23.80	23.60	
9	19.300	22.60	22.90	23.20	23.90	24.00	24.30	24.30	24.00	23.80	23.60	
10	19.300	22.60	22.90	23.20	24.00	24.10	24.30	24.20	24.00	23.80	23.60	
11	19.300	22.50	22.90	23.20	24.00	24.10	24.30	24.30	24.00	23.80	23.60	
12	19.300	22.50	22.90	23.20	23.90	24.10	24.40	24.30	24.00	23.80	23.60	
13	19.800	22.60	22.90	23.20	24.00	24.10	24.40	24.40	24.00	23.90	23.60	
14	19.700	22.50	22.90	23.30	23.90	24.10	24.40	24.40	24.00	23.90	23.60	
μ	19.278	22.53	22.83	23.17	23.78	24.06	24.31	24.26	24.00	23.85	23.61	23.50
σ		0.0617	0.0816	0.0704	0.2007	0.0719	0.0719	0.0828	0.0000	0.0640	0.0258	0.0000



RÉGIMEN 12500 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	21.000	25.20	25.10	25.30	25.60	25.80	26.00	26.00	26.20	26.40	26.90	26.90
	2	21.000	25.20	25.20	25.30	25.60	25.80	26.00	26.10	26.20	26.50		
	3	20.900	25.20	25.20	25.30	25.60	25.90	26.00	26.10	26.20	26.50		
	4	20.900	25.20	25.20	25.30	25.60	25.90	26.00	26.10	26.30	26.60		
	5	20.900	25.20	25.10	25.40	25.50	25.90	26.00	26.10	26.30	26.60		
	6	20.900	25.20	25.10	25.40	25.60	25.90	26.00	26.20	26.30	26.60		
	7	21.600	25.10	25.40	25.40	25.60	25.90	26.00	26.10	26.30	26.60		
	8	21.600	25.10	25.30	25.40	25.60	25.90	26.00	26.20	26.30	26.60		
	9	21.600	25.10	25.30	25.40	25.60	25.90	26.00	26.20	26.30	26.60		
	10	21.600	25.10	25.20	25.40	25.70	25.90	26.00	26.20	26.40	26.60		
	11	21.600	25.00	25.30	25.40	25.60	25.90	26.10	26.20	26.40	26.70		
	12	21.600	25.00	25.30	25.50	25.70	25.90	26.10	26.20	26.40	26.60		
	13	21.700	25.00	25.20	25.50	25.60	26.00	26.10	26.20	26.30	26.70		
	14	22.300	25.00	25.20	25.50	25.70	26.00	26.10	26.20	26.40	26.60		
	μ	21.589	25.11	25.23	25.39	25.62	25.91	26.03	26.15	26.31	26.59	26.90	26.90
	σ		0.0834	0.0884	0.0704	0.0561	0.0594	0.0488	0.0640	0.0743	0.0799	0.000	0.000
RÉGIMEN 15800 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	21.000	24.90	25.00	25.20	26.10	26.20	26.40	26.50	26.30	26.10	25.90	25.80
	2	21.000	24.80	25.00	25.40	26.10	26.20	26.50	26.60	26.20	26.10	25.90	
	3	20.900	24.80	25.10	25.40	26.10	26.20	26.50	26.60	26.20	26.10	25.90	
	4	20.900	24.90	25.00	25.50	26.10	26.30	26.50	26.60	26.20	26.10	25.80	
	5	20.900	24.80	25.00	25.50	26.10	26.30	26.50	26.60	26.20	26.10	25.80	
	6	20.900	24.90	25.00	25.50	26.10	26.30	26.60	26.60	26.20	26.10	25.80	
	7	21.600	24.90	25.10	25.50	26.10	26.40	26.60	26.70	26.20	26.10	25.80	
	8	21.600	24.90	25.10	25.60	26.10	26.40	26.60	26.70	26.20	26.10	25.70	
	9	21.600	24.90	25.10	25.50	26.20	26.40	26.60	26.60	26.20	26.10	25.80	
	10	21.600	24.90	25.10	25.50	26.20	26.40	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
	11	21.600	24.90	25.10	25.60	26.10	26.40	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
	12	21.600	24.80	25.00	25.60	26.10	26.40	26.60	26.60	26.20	26.10	25.80	
	13	21.700	24.80	25.00	25.50	26.10	26.40	26.60	26.60	26.30	26.10	25.80	
	14	22.300	24.90	25.10	25.60	26.10	26.40	26.60	26.70	26.20	26.10	25.80	
	μ	21.589	24.87	25.05	25.51	26.11	26.35	26.56	26.61	26.23	26.11	25.81	25.80
	σ		0.0488	0.0516	0.1163	0.0352	0.0915	0.0632	0.0516	0.0488	0.0258	0.0516	0.000
RÉGIMEN 15800 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.700	27.70	27.50	27.60	27.60	28.00	28.20	28.40	28.50	28.70	29.10	29.10
	2	23.700	27.70	27.50	27.60	27.70	28.10	28.30	28.40	28.50	28.80		
	3	23.700	27.70	27.60	27.60	28.00	28.10	28.30	28.40	28.50	28.70		
	4	23.700	27.70	27.60	27.60	28.00	28.20	28.40	28.40	28.60	28.80		
	5	23.800	27.60	27.60	27.60	28.00	28.20	28.40	28.40	28.60	28.80		
	6	23.700	27.70	27.60	27.70	28.00	28.20	28.40	28.40	28.60	28.80		
	7	24.200	27.70	27.60	27.70	28.00	28.30	28.40	28.40	28.60	28.80		
	8	24.200	27.70	27.60	27.70	28.00	28.30	28.40	28.40	28.60	28.80		
	9	24.200	27.70	27.60	27.70	28.00	28.20	28.40	28.40	28.60	28.80		
	10	24.200	27.70	27.60	27.70	28.10	28.20	28.40	28.40	28.60	28.80		
	11	24.200	27.60	27.60	27.80	28.10	28.20	28.40	28.40	28.60	28.90		
	12	24.200	27.60	27.60	27.80	28.00	28.30	28.40	28.40	28.70	28.90		
	13	23.700	27.60	27.60	27.70	28.10	28.20	28.40	28.40	28.60	28.90		
	14	23.700	27.60	27.60	27.80	28.00	28.30	28.50	28.50	28.70	28.90		
	μ	23.958	27.66	27.59	27.69	27.97	28.21	28.40	28.41	28.60	28.82	29.10	29.10
	σ		0.0507	0.0458	0.0743	0.1387	0.0884	0.0767	0.0258	0.0655	0.0676	0.000	0.000
RÉGIMEN 15800 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.700	27.00	27.00	27.60	28.20	28.40	28.50	28.50	28.40	28.20	28.00	27.90
	2	23.700	27.00	27.20	27.60	28.30	28.40	28.50	28.50	28.40	28.20	28.10	
	3	23.700	27.00	27.30	27.70	28.30	28.40	28.60	28.50	28.40	28.20	28.00	
	4	23.700	27.00	27.30	27.70	28.30	28.40	28.50	28.60	28.40	28.20	28.00	
	5	23.800	27.00	27.30	27.80	28.20	28.40	28.60	28.60	28.40	28.20	28.00	
	6	23.700	27.00	27.40	27.80	28.30	28.50	28.60	28.50	28.40	28.20	28.00	
	7	24.200	27.30	27.40	27.70	28.30	28.40	28.60	28.60	28.40	28.20	28.00	
	8	24.200	27.20	27.40	27.80	28.30	28.50	28.60	28.60	28.40	28.30	28.00	
	9	24.200	27.10	27.50	27.80	28.30	28.50	28.70	28.60	28.40	28.20	28.00	
	10	24.200	27.10	27.40	27.80	28.30	28.50	28.70	28.60	28.40	28.30	28.00	
	11	24.200	27.10	27.40	27.80	28.30	28.50	28.70	28.50	28.40	28.30	28.00	
	12	24.200	27.10	27.40	27.70	28.30	28.50	28.70	28.50	28.40	28.30	28.00	
	13	23.700	27.10	27.50	27.90	28.30	28.50	28.70	28.60	28.40	28.30	28.00	
	14	23.700	27.20	27.50	27.90	28.30	28.50	28.70	28.70	28.40	28.30	28.00	
	μ	23.958	27.09	27.36	27.77	28.29	28.46	28.63	28.57	28.40	28.25	28.01	27.90
	σ		0.0915	0.1298	0.0976	0.0352	0.0507	0.0799	0.0704	0.0000	0.0516	0.0258	0.0000



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 3													
RÉGIMEN 1000 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	22.100	28.40	27.90	28.00	28.40	28.80	29.00	29.30	29.50	29.90	30.20	29.90
	2	22.100	28.30	28.00	28.10	28.40	28.80	29.10	29.30	29.50	29.70		
	3	22.100	28.30	28.00	28.10	28.40	28.90	29.10	29.40	29.50	29.80		
	4	22.100	28.40	28.00	28.20	28.40	28.90	29.20	29.40	29.60	29.70		
	5	22.100	28.30	28.00	28.20	28.40	28.90	29.20	29.40	29.60	29.80		
	6	22.300	28.40	28.00	28.20	28.50	28.80	29.20	29.40	29.60	29.80		
	7	22.400	28.20	28.00	28.20	28.50	28.90	29.20	29.50	29.70	29.80		
	8	22.300	28.30	28.00	28.20	28.50	29.00	29.30	29.50	29.70	29.90		
	9	22.400	28.20	28.00	28.30	28.50	29.00	29.30	29.50	29.70	29.90		
	10	22.400	28.40	28.00	28.30	28.60	29.00	29.30	29.50	29.70	29.90		
	11	22.400	28.40	28.10	28.30	28.60	29.00	29.30	29.50	29.70	30.00		
	12	22.600	28.40	28.10	28.40	28.60	29.10	29.40	29.50	29.80	29.90		
	13	22.600	28.40	28.10	28.40	28.60	29.10	29.30	29.60	29.80	29.90		
	14	22.700	28.40	28.00	28.30	28.70	29.10	29.40	29.60	29.80	29.90		
	μ	22.394	28.35	28.02	28.24	28.52	28.96	29.25	29.47	29.67	29.85	30.20	29.90
	σ		0.0743	0.0561	0.1183	0.1082	0.1121	0.1187	0.0976	0.1223	0.0834	0.000	0.000
RÉGIMEN 5000 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	22.100	28.40	28.00	28.40	28.50	29.00	29.10	29.40	29.50	28.90	28.80	28.00
	2	22.100	28.40	28.10	28.40	28.60	29.00	29.20	29.50	29.60	28.90	28.80	
	3	22.100	28.40	28.10	28.50	28.70	29.00	29.20	29.50	29.60	29.00	28.80	
	4	22.100	28.40	28.20	28.50	28.80	29.00	29.30	29.60	29.60	28.90	28.80	
	5	22.100	28.40	28.20	28.60	28.70	29.00	29.30	29.70	29.50	29.00	28.70	
	6	22.300	28.40	28.20	28.60	28.70	29.10	29.30	29.70	29.60	28.90	28.70	
	7	22.400	28.30	28.20	28.60	28.70	29.20	29.30	29.70	29.60	29.00	28.70	
	8	22.300	28.30	28.20	28.50	28.70	29.30	29.40	29.70	29.50	28.90	28.80	
	9	22.400	28.30	28.20	28.50	28.80	29.20	29.40	29.70	29.60	28.90	28.70	
	10	22.400	28.30	28.20	28.50	28.80	29.40	29.40	29.70	29.60	29.00	28.80	
	11	22.400	28.30	28.20	28.60	28.80	29.20	29.40	29.70	29.60	29.00	28.70	
	12	22.600	28.20	28.20	28.70	28.70	29.00	29.50	29.80	29.70	29.00	28.70	
	13	22.600	28.20	28.20	28.70	28.70	29.10	29.40	29.80	29.70	29.10	28.70	
	μ	22.394	28.31	28.17	28.57	28.72	29.11	29.35	29.68	29.61	28.97	28.74	28.00
	σ		0.0834	0.0594	0.1047	0.0862	0.1246	0.1187	0.1320	0.0704	0.0617	0.0507	0.000



RÉGIMEN 6300 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.500	27.80	28.00	27.90	28.00	28.00	28.30	28.30	28.50	28.60	28.60	28.30
	2	23.500	27.80	27.90	27.90	28.00	28.00	28.20	28.30	28.50	28.70		
	3	23.500	27.80	27.90	28.00	28.00	28.00	28.30	28.30	28.50	28.70		
	4	23.500	27.80	27.90	28.00	28.00	28.10	28.20	28.30	28.50	28.70		
	5	23.500	27.80	27.90	28.00	28.00	28.10	28.20	28.30	28.50	28.70		
	6	23.000	27.80	27.90	28.00	28.00	28.10	28.20	28.30	28.50	28.70		
	7	23.000	27.80	27.90	27.90	28.00	28.10	28.20	28.30	28.50	28.80		
	8	23.000	27.80	27.90	27.90	28.00	28.10	28.20	28.30	28.50	28.70		
	9	23.000	27.80	27.90	27.90	28.00	28.20	28.20	28.40	28.50	28.70		
	10	23.000	27.80	27.90	27.90	28.00	28.20	28.20	28.40	28.50	28.70		
	11	22.900	27.70	27.90	27.90	28.00	28.20	28.20	28.40	28.50	28.80		
	12	22.900	27.70	27.90	27.90	28.00	28.20	28.20	28.30	28.50	28.80		
	13	22.600	27.80	27.90	27.90	28.00	28.20	28.30	28.40	28.50	28.70		
	14	22.500	27.80	27.90	27.90	28.00	28.20	28.30	28.40	28.50	28.80		
	μ	22.994	27.79	27.91	27.93	28.00	28.13	28.23	28.34	28.51	28.73	28.60	28.30
	σ		0.0352	0.0258	0.0488	0.0000	0.0799	0.0488	0.0507	0.0258	0.0594	0.0000	0.0000
RÉGIMEN 7900 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.500	26.30	26.40	26.80	27.10	27.60	27.70	27.80	27.60	27.30	27.00	26.30
	2	23.500	26.30	26.50	26.80	27.10	27.60	27.70	27.90	27.60	27.30	27.00	
	3	23.500	26.40	26.50	26.80	27.20	27.60	27.70	27.90	27.60	27.20	27.00	
	4	23.500	26.40	26.60	26.90	27.20	27.60	27.80	27.90	27.60	27.20	26.90	
	5	23.500	26.40	26.60	26.90	27.20	27.60	27.80	27.90	27.60	27.20	26.90	
	6	23.000	26.40	26.60	26.90	27.20	27.60	27.80	27.90	27.60	27.20	26.90	
	7	23.000	26.40	26.60	26.90	27.20	27.60	27.80	27.90	27.60	27.20	26.90	
	8	23.000	26.40	26.60	26.90	27.30	27.60	27.80	27.90	27.60	27.20	26.90	
	9	23.000	26.40	26.60	26.90	27.30	27.60	27.80	27.90	27.60	27.20	26.90	
	10	23.000	26.40	26.60	26.90	27.20	27.60	27.90	27.90	27.60	27.20	26.80	
	11	22.900	26.40	26.60	26.80	27.30	27.60	27.80	27.90	27.60	27.20	26.80	
	12	22.900	26.40	26.60	26.90	27.30	27.60	27.90	27.90	27.50	27.20	26.80	
	13	22.600	26.40	26.60	26.90	27.30	27.60	27.90	27.90	27.50	27.20	26.70	
	14	22.500	26.40	26.60	26.90	27.30	27.70	27.90	27.90	27.50	27.10	26.70	
	μ	22.994	26.39	26.57	26.87	27.23	27.61	27.81	27.89	27.57	27.20	26.87	26.30
	σ		0.0352	0.0594	0.0458	0.0724	0.0352	0.0743	0.0258	0.0458	0.0535	0.0976	0.000
RÉGIMEN 7900 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	21.400	26.10	25.90	26.10	26.20	26.40	26.70	26.90	27.10	27.30	27.90	27.90
	2	21.500	26.00	25.90	26.10	26.20	26.50	26.80	26.90	27.20	27.40		
	3	21.500	26.00	25.90	26.10	26.30	26.50	26.80	27.00	27.20	27.40		
	4	21.500	26.00	25.90	26.10	26.30	26.50	26.80	27.00	27.20	27.40		
	5	21.600	26.00	25.90	26.10	26.30	26.50	26.80	27.00	27.20	27.40		
	6	21.500	26.10	26.00	26.10	26.30	26.60	26.80	27.00	27.20	27.40		
	7	21.800	26.00	26.00	26.10	26.30	26.60	26.80	27.00	27.20	27.50		
	8	21.900	26.10	26.00	26.20	26.30	26.60	26.80	27.00	27.30	27.50		
	9	21.800	26.00	26.00	26.20	26.30	26.60	26.80	27.00	27.30	27.40		
	10	21.800	26.00	26.00	26.20	26.30	26.60	26.80	27.00	27.20	27.50		
	11	21.800	26.00	26.00	26.20	26.30	26.60	26.80	27.00	27.20	27.60		
	12	21.800	25.90	26.10	26.20	26.30	26.60	26.80	27.00	27.30	27.60		
	13	21.800	25.90	26.00	26.10	26.30	26.60	26.80	26.90	27.30	27.60		
	14	22.200	25.90	26.00	26.20	26.20	26.60	26.80	27.00	27.30	27.50		
	μ	21.769	25.99	25.97	26.15	26.28	26.56	26.80	26.98	27.23	27.47	27.90	27.90
	σ		0.0704	0.0594	0.0516	0.0414	0.0632	0.0378	0.0414	0.0617	0.0961	0.000	0.000
RÉGIMEN 7900 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	21.400	25.30	25.50	25.90	26.50	26.90	27.10	27.30	27.00	26.60	26.30	25.90
	2	21.500	25.30	25.50	26.00	26.40	27.00	27.20	27.40	27.00	26.60	26.30	
	3	21.500	25.30	25.50	26.00	26.50	27.00	27.20	27.40	27.00	26.60	26.20	
	4	21.500	25.30	25.60	26.00	26.60	27.00	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	5	21.600	25.30	25.60	26.00	26.60	27.00	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	6	21.500	25.30	25.60	26.10	26.60	27.00	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	7	21.800	25.40	25.60	26.10	26.60	27.00	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	8	21.900	25.40	25.70	26.10	26.60	27.10	27.30	27.40	27.00	26.60	26.30	
	9	21.800	25.30	25.70	26.00	26.60	27.10	27.30	27.40	27.00	26.50	26.30	
	10	21.800	25.40	25.70	26.10	26.60	27.00	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	11	21.800	25.30	25.80	26.10	26.60	27.10	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	12	21.800	25.40	25.70	26.10	26.60	27.10	27.30	27.30	27.00	26.60	26.20	
	13	21.800	25.40	25.70	26.10	26.60	27.10	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	14	22.200	25.40	25.70	26.10	26.60	27.20	27.30	27.40	27.00	26.60	26.20	
	μ	21.769	25.35	25.64	26.06	26.57	27.05	27.27	27.39	26.99	26.59	26.23	25.90
	σ		0.0516	0.0910	0.0737	0.0594	0.0834	0.0594	0.0352	0.0258	0.0258	0.0458	0.000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.200	27.80	27.70	27.70	27.90	28.20	28.40	28.60	28.70	29.00	29.70	29.70
2	23.300	27.80	27.60	27.80	27.90	28.20	28.50	28.60	28.80	29.00		
3	23.300	27.80	27.70	27.80	28.00	28.20	28.50	28.60	28.80	29.10		
4	23.300	27.80	27.70	27.80	28.00	28.30	28.50	28.50	28.90	29.10		
5	23.200	27.80	27.70	27.80	28.00	28.30	28.50	28.60	28.90	29.10		
6	23.200	27.70	27.60	27.80	28.00	28.30	28.50	28.60	28.90	29.10		
7	23.500	27.70	27.70	27.80	28.00	28.40	28.50	28.60	28.90	29.10		
8	23.500	27.70	27.70	27.80	28.00	28.40	28.50	28.60	28.90	29.10		
9	23.500	27.80	27.70	27.80	28.00	28.40	28.50	28.60	28.90	29.20		
10	23.500	27.80	27.70	27.80	28.00	28.40	28.50	28.50	29.00	29.20		
11	23.500	27.70	27.70	27.80	28.00	28.30	28.50	28.60	29.00	29.20		
12	23.800	27.70	27.80	27.80	28.00	28.40	28.60	28.60	29.00	29.20		
13	23.800	27.70	27.80	27.80	28.00	28.40	28.50	28.60	28.90	29.30		
14	23.800	27.70	27.80	27.90	28.00	28.40	28.50	28.70	28.90	29.30		
μ	23.480	27.75	27.71	27.81	27.99	28.33	28.51	28.59	28.90	29.15	29.70	29.70
σ		0.0516	0.0640	0.0458	0.0458	0.0816	0.0458	0.0458	0.0845	0.0990	0.000	0.000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.200	26.90	27.20	27.60	28.30	28.60	28.70	28.80	28.50	28.20	27.90	27.50
2	23.300	26.90	27.20	27.60	28.30	28.60	28.80	28.70	28.50	28.20	27.80	
3	23.300	26.90	27.30	27.60	28.30	28.60	28.80	28.70	28.50	28.20	27.80	
4	23.300	27.00	27.30	27.60	28.30	28.60	28.80	28.80	28.50	28.20	27.80	
5	23.200	27.00	27.30	27.70	28.30	28.70	28.70	28.80	28.50	28.10	27.80	
6	23.200	27.00	27.30	27.70	28.30	28.70	28.80	28.80	28.50	28.10	27.80	
7	23.500	27.00	27.30	27.70	28.30	28.70	28.80	28.80	28.50	28.20	27.80	
8	23.500	27.00	27.30	27.80	28.30	28.70	28.80	28.80	28.50	28.10	27.80	
9	23.500	27.00	27.30	27.80	28.30	28.70	28.80	28.80	28.50	28.10	27.80	
10	23.500	27.00	27.40	27.80	28.40	28.70	28.80	28.80	28.40	28.10	27.80	
11	23.500	27.00	27.30	27.80	28.40	28.70	28.80	28.80	28.50	28.10	27.80	
12	23.800	27.00	27.40	27.80	28.40	28.70	28.80	28.80	28.50	28.10	27.80	
13	23.800	27.00	27.40	27.80	28.40	28.70	28.80	28.70	28.50	28.10	27.80	
14	23.800	27.00	27.40	27.80	28.40	28.70	28.80	28.80	28.50	28.10	27.80	
μ	23.480	26.98	27.32	27.73	28.34	28.68	28.79	28.78	28.49	28.13	27.81	27.50
σ		0.0414	0.0676	0.0884	0.0507	0.0561	0.0352	0.0414	0.0258	0.0488	0.0258	0.000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	25.000	29.60	29.40	29.60	29.80	30.00	30.10	30.30	30.60	30.80	31.50	31.50
2	25.000	29.60	29.40	29.60	29.80	30.00	30.10	30.40	30.60	30.80		
3	25.000	29.50	29.50	29.60	29.80	30.00	30.20	30.40	30.60	30.80		
4	25.000	29.50	29.50	29.60	29.80	30.10	30.20	30.40	30.60	30.80		
5	25.100	29.50	29.50	29.60	29.90	30.10	30.20	30.40	30.70	30.80		
6	25.000	29.50	29.50	29.60	29.90	30.10	30.20	30.40	30.70	30.90		
7	25.300	29.50	29.50	29.60	29.90	30.10	30.20	30.40	30.60	30.90		
8	25.300	29.50	29.50	29.60	29.90	30.10	30.30	30.40	30.60	30.90		
9	25.200	29.40	29.50	29.60	29.90	30.10	30.30	30.50	30.70	30.90		
10	25.200	29.40	29.50	29.70	29.90	30.10	30.30	30.50	30.70	30.90		
11	25.200	29.40	29.50	29.60	29.80	30.10	30.30	30.50	30.70	30.90		
12	25.500	29.40	29.50	29.70	29.80	30.10	30.30	30.50	30.70	30.90		
13	25.500	29.40	29.50	29.70	29.90	30.10	30.20	30.50	30.70	31.00		
14	25.300	29.40	29.60	29.80	29.90	30.10	30.30	30.50	30.70	31.00		
μ	25.200	29.47	29.50	29.64	29.86	30.08	30.23	30.44	30.66	30.89	31.50	31.50
σ		0.0724	0.0535	0.0632	0.0507	0.0414	0.0724	0.0629	0.0500	0.0772	0.000	0.000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	25.000	28.90	29.30	29.60	30.00	30.60	30.60	30.60	30.60	30.10	29.70	29.40
2	25.000	28.90	29.30	29.70	30.10	30.60	30.60	30.60	30.60	30.10	29.70	
3	25.000	28.90	29.40	29.70	30.10	30.60	30.70	30.60	30.60	30.10	29.70	
4	25.000	28.90	29.40	29.70	30.20	30.60	30.60	30.70	30.60	30.10	29.70	
5	25.100	29.00	29.50	29.80	30.20	30.60	30.70	30.80	30.60	30.10	29.80	
6	25.000	28.90	29.50	29.70	30.20	30.60	30.70	30.70	30.60	30.10	29.70	
7	25.300	29.00	29.50	29.80	30.30	30.60	30.70	30.70	30.60	30.00	29.70	
8	25.300	29.00	29.50	29.80	30.20	30.60	30.70	30.70	30.60	30.00	29.70	
9	25.200	29.00	29.50	29.80	30.30	30.60	30.70	30.70	30.60	30.10	29.70	
10	25.200	29.00	29.40	29.80	30.30	30.60	30.70	30.70	30.60	30.00	29.80	
11	25.200	29.10	29.50	29.90	30.30	30.60	30.70	30.70	30.60	30.10	29.70	
12	25.500	29.00	29.50	29.90	30.30	30.60	30.70	30.70	30.60	30.10	29.70	
13	25.500	29.00	29.60	29.90	30.30	30.60	30.70	30.80	30.60	30.00	29.70	
14	25.300	29.00	29.50	29.90	30.30	30.70	30.70	30.70	30.60	30.00	29.70	
μ	25.200	28.98	29.47	29.79	30.23	30.61	30.68	30.70	30.60	30.06	29.71	29.40
σ		0.0676	0.0900	0.0961	0.0961	0.0258	0.0414	0.0655	0.0000	0.0507	0.0458	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	27.400	31.50	31.30	31.60	31.70	32.00	32.00	32.20	32.70	32.70	33.10	33.00
2	27.400	31.60	31.40	31.60	31.60	32.00	32.00	32.30	32.70	32.70		
3	27.300	31.60	31.40	31.60	31.60	32.00	32.00	32.30	32.70	32.70		
4	27.300	31.60	31.40	31.60	31.70	32.00	32.10	32.30	32.70	32.80		
5	27.300	31.60	31.40	31.60	31.70	32.00	32.10	32.30	32.70	32.80		
6	27.400	31.60	31.50	31.60	31.70	32.00	32.10	32.30	32.70	32.80		
7	27.300	31.60	31.50	31.60	31.70	32.00	32.10	32.30	32.70	32.80		
8	27.300	31.60	31.50	31.60	31.70	32.00	32.20	32.30	32.70	32.80		
9	27.300	31.60	31.50	31.60	31.70	32.00	32.20	32.30	32.70	32.80		
10	27.400	31.60	31.50	31.60	31.70	32.00	32.20	32.40	32.70	32.80		
11	27.400	31.60	31.50	31.60	31.70	32.00	32.20	32.40	32.70	32.80		
12	27.400	31.50	31.60	31.60	31.70	32.00	32.20	32.40	32.70	32.80		
13	27.400	31.60	31.60	31.60	31.70	32.00	32.20	32.40	32.70	32.80		
14	27.400	31.60	31.60	31.60	31.60	32.00	32.20	32.40	32.70	32.80		
μ	27.360	31.59	31.49	31.61	31.68	32.00	32.13	32.33	32.70	32.78	33.10	33.00
σ		0.0352	0.0915	0.0258	0.0414	0.0000	0.0816	0.0617	0.0000	0.0414	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	27.400	30.30	30.70	31.20	31.60	31.90	32.00	32.00	31.80	31.50	31.00	30.70
2	27.400	30.40	30.80	31.20	31.70	32.00	32.00	32.00	31.80	31.40	31.00	
3	27.300	30.40	30.80	31.30	31.70	32.00	32.00	32.00	31.80	31.50	31.00	
4	27.300	30.40	30.80	31.20	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.40	31.00	
5	27.300	30.50	30.90	31.20	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.50	31.00	
6	27.400	30.40	30.90	31.30	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.50	31.00	
7	27.300	30.40	30.90	31.30	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.40	31.10	
8	27.300	30.60	31.00	31.40	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.50	31.10	
9	27.300	30.60	30.90	31.40	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.50	31.10	
10	27.400	30.60	30.90	31.40	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.50	31.00	
11	27.400	30.60	31.00	31.40	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.50	31.00	
12	27.400	30.60	31.00	31.50	31.80	32.00	32.00	32.00	31.80	31.40	31.00	
13	27.400	30.60	31.00	31.50	31.80	32.00	32.10	32.00	31.80	31.50	31.00	
14	27.400	30.60	31.00	31.50	31.90	32.00	32.10	32.00	31.80	31.40	31.00	
μ	27.360	30.51	30.91	31.35	31.79	31.99	32.02	32.01	31.80	31.46	31.03	30.70
σ		0.1100	0.0961	0.1125	0.0743	0.0258	0.0414	0.0250	0.0000	0.0507	0.0458	0.0000
Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$												
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.600	30.40	30.20	30.30	30.50	30.70	30.90	31.00	31.10	31.30	31.60	31.30
2	23.700	30.40	30.10	30.30	30.50	30.70	31.00	31.00	31.20	31.40		
3	23.700	30.40	30.20	30.30	30.50	30.80	31.00	31.00	31.20	31.40		
4	23.600	30.40	30.20	30.30	30.50	30.80	31.00	31.00	31.20	31.40		
5	23.600	30.50	30.20	30.30	30.50	30.80	31.00	31.00	31.10	31.40		
6	23.800	30.50	30.20	30.30	30.50	30.80	31.00	31.10	31.20	31.50		
7	23.800	30.50	30.20	30.40	30.60	30.80	31.00	31.10	31.30	31.50		
8	23.800	30.50	30.20	30.40	30.60	30.80	31.00	31.10	31.30	31.50		
9	23.800	30.40	30.20	30.40	30.60	30.90	31.00	31.10	31.30	31.50		
10	23.900	30.40	30.30	30.40	30.60	30.90	31.00	31.10	31.40	31.50		
11	23.900	30.40	30.20	30.40	30.60	30.90	31.00	31.20	31.40	31.60		
12	23.900	30.40	30.20	30.40	30.60	30.90	31.00	31.20	31.40	31.60		
13	23.900	30.40	30.20	30.50	30.60	30.90	31.00	31.10	31.40	31.50		
μ	23.800	30.41	30.22	30.38	30.56	30.83	30.99	31.09	31.29	31.49	31.60	31.30
σ		0.0743	0.0529	0.0775	0.0507	0.0724	0.0258	0.0799	0.1125	0.0915	0.000	0.000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.600	28.30	28.80	29.60	30.00	30.50	30.80	31.00	31.00	30.80	30.60	29.30
2	23.700	28.40	28.80	29.60	30.00	30.50	30.80	31.00	31.00	30.80	30.60	
3	23.700	28.40	28.80	29.60	30.10	30.60	30.90	31.00	31.00	30.80	30.60	
4	23.600	28.40	28.80	29.60	30.10	30.60	30.90	31.00	31.00	30.80	30.60	
5	23.600	28.40	28.90	29.60	30.20	30.70	31.00	31.00	31.00	30.80	30.60	
6	23.800	28.40	28.90	29.60	30.20	30.70	31.00	31.00	31.00	30.80	30.60	
7	23.800	28.50	28.90	29.70	30.30	30.80	31.00	31.10	31.00	30.80	30.60	
8	23.800	28.50	28.90	29.60	30.30	30.80	31.00	31.10	31.00	30.80	30.60	
9	23.800	28.50	29.00	29.60	30.30	30.80	31.00	31.10	31.00	30.80	30.60	
10	23.900	28.50	29.00	29.70	30.30	30.80	31.00	31.20	31.00	30.80	30.60	
11	23.900	28.50	29.00	29.70	30.30	30.80	31.00	31.20	31.00	30.80	30.60	
12	23.900	28.50	29.10	29.70	30.30	30.80	31.00	31.20	31.00	30.80	30.50	
13	23.900	28.50	29.10	29.70	30.30	30.90	31.00	31.20	31.00	30.80	30.60	
14	23.900	28.50	29.10	29.80	30.30	31.00	31.00	31.10	30.90	30.80	30.50	
μ	23.800	28.45	28.95	29.66	30.22	30.75	30.96	31.09	30.99	30.80	30.59	29.30
σ		0.0640	0.1187	0.0737	0.1146	0.1552	0.0737	0.0834	0.0352	0.0000	0.0352	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	24.500	29.70	29.70	29.80	29.90	30.00	30.30	30.40	30.60	30.80	31.10	31.00
2	24.500	29.80	29.70	29.80	29.90	30.00	30.30	30.40	30.60	30.90		
3	24.500	29.70	29.70	29.70	29.90	30.10	30.30	30.40	30.60	30.90		
4	24.600	29.70	29.60	29.80	29.90	30.10	30.40	30.50	30.60	30.90		
5	24.500	29.70	29.60	29.80	29.90	30.10	30.40	30.40	30.60	30.90		
6	24.500	29.80	29.70	29.80	29.90	30.10	30.40	30.50	30.60	30.90		
7	24.500	29.70	29.70	29.80	29.90	30.20	30.40	30.50	30.60	30.90		
8	24.500	29.70	29.70	29.80	30.00	30.20	30.40	30.50	30.60	30.90		
9	24.400	29.70	29.70	29.80	29.90	30.20	30.30	30.40	30.60	31.00		
10	24.400	29.80	29.60	29.80	30.00	30.20	30.40	30.50	30.60	31.00		
11	24.400	29.70	29.70	29.80	30.00	30.20	30.40	30.50	30.70	31.00		
12	24.500	29.70	29.70	29.80	30.00	30.20	30.40	30.50	30.70	31.00		
13	24.400	29.70	29.70	29.70	30.00	30.20	30.40	30.50	30.70	31.00		
14	24.200	29.70	29.70	29.80	30.00	30.20	30.40	30.50	30.70	31.00		
μ	24.400	29.72	29.68	29.79	29.95	30.15	30.37	30.47	30.63	30.93	31.10	31.00
σ		0.0414	0.0414	0.0352	0.0516	0.0743	0.0458	0.0488	0.0488	0.0617	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	24.500	28.20	28.40	28.80	29.30	29.70	30.00	30.00	29.80	29.40	29.00	28.70
2	24.500	28.20	28.40	28.80	29.30	29.70	30.00	30.00	29.80	29.40	29.00	
3	24.500	28.20	28.50	28.80	29.30	29.70	30.00	30.10	29.70	29.30	29.00	
4	24.600	28.30	28.50	28.80	29.30	29.80	30.10	30.10	29.70	29.30	29.00	
5	24.500	28.30	28.50	28.90	29.30	29.80	30.10	30.00	29.80	29.30	29.00	
6	24.500	28.30	28.50	28.90	29.30	29.80	30.00	30.00	29.70	29.30	29.00	
7	24.500	28.30	28.50	28.80	29.40	29.80	30.10	30.00	29.70	29.30	29.00	
8	24.500	28.30	28.60	28.90	29.40	29.90	30.10	30.00	29.70	29.30	29.00	
9	24.400	28.30	28.50	28.90	29.40	29.90	30.10	30.00	29.70	29.30	29.00	
10	24.400	28.30	28.60	28.90	29.40	29.90	30.10	30.00	29.70	29.30	28.90	
11	24.400	28.30	28.50	28.90	29.40	29.90	30.10	30.00	29.70	29.30	28.90	
12	24.500	28.30	28.60	28.90	29.40	29.90	30.10	30.10	29.70	29.20	29.00	
13	24.400	28.30	28.60	28.90	29.40	29.90	30.10	30.00	29.70	29.30	29.00	
14	24.200	28.40	28.60	28.90	29.40	29.90	30.10	30.00	29.70	29.30	28.90	
μ	24.400	28.29	28.53	28.87	29.36	29.83	30.07	30.03	29.72	29.30	28.97	28.70
σ		0.0594	0.0704	0.0594	0.0507	0.0816	0.0458	0.0458	0.0414	0.0535	0.0458	0.0000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	24.300	28.40	28.70	29.10	29.50	29.70	29.80	29.90	30.10	30.40	30.80	30.70
2	24.200	28.40	28.80	29.20	29.50	29.70	29.90	30.00	30.20	30.50		
3	24.300	28.50	28.90	29.10	29.60	29.70	29.90	30.00	30.10	30.60		
4	24.200	28.50	28.90	29.20	29.50	29.70	29.90	30.00	30.20	30.60		
5	24.200	28.50	28.90	29.20	29.50	29.70	29.90	30.00	30.20	30.60		
6	24.000	28.40	28.90	29.20	29.50	29.80	29.90	30.00	30.30	30.60		
7	24.000	28.50	28.90	29.20	29.50	29.80	29.90	30.00	30.30	30.60		
8	24.000	28.50	29.00	29.20	29.60	29.80	29.90	30.00	30.30	30.60		
9	24.000	28.50	29.00	29.20	29.60	29.80	29.90	30.00	30.20	30.60		
10	24.100	28.50	28.90	29.30	29.60	29.80	29.90	30.00	30.20	30.60		
11	24.100	28.50	29.00	29.30	29.60	29.80	29.90	30.00	30.30	30.60		
12	24.100	28.50	29.10	29.30	29.60	29.90	29.90	30.10	30.30	30.50		
13	24.000	28.50	29.00	29.30	29.60	29.90	29.90	30.10	30.30	30.60		
15	24.000	28.60	29.00	29.30	29.60	29.80	29.90	30.10	30.20	30.60		
μ	24.083	28.49	28.93	29.23	29.56	29.78	29.89	30.01	30.23	30.57	30.80	30.70
σ		0.0516	0.0976	0.0704	0.0507	0.0676	0.0258	0.0516	0.0724	0.0594	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	24.300	28.10	28.20	28.50	28.80	29.40	29.60	29.60	29.30	29.00	28.50	28.20
2	24.200	28.10	28.20	28.50	28.80	29.40	29.60	29.60	29.30	28.90	28.50	
3	24.300	28.10	28.20	28.50	28.90	29.40	29.70	29.60	29.30	28.70	28.50	
4	24.200	28.10	28.20	28.60	28.90	29.40	29.70	29.60	29.20	28.80	28.60	
5	24.200	28.10	28.20	28.50	28.90	29.40	29.70	29.60	29.20	28.70	28.60	
6	24.000	28.10	28.30	28.50	29.00	29.40	29.60	29.60	29.20	28.70	28.40	
7	24.000	28.00	28.30	28.60	29.00	29.40	29.70	29.60	29.30	28.70	28.50	
8	24.000	28.00	28.30	28.60	28.90	29.50	29.70	29.60	29.30	28.80	28.50	
9	24.000	28.00	28.30	28.60	29.00	29.50	29.70	29.60	29.30	28.80	28.40	
10	24.100	28.10	28.30	28.60	29.00	29.60	29.70	29.70	29.20	28.80	28.40	
11	24.100	28.10	28.30	28.60	29.00	29.60	29.70	29.70	29.20	28.70	28.40	
12	24.100	28.10	28.40	28.60	29.00	29.50	29.70	29.70	29.20	28.70	28.40	
13	24.000	28.10	28.40	28.60	29.00	29.60	29.70	29.70	29.20	28.70	28.40	
14	24.000	28.10	28.40	28.60	28.90	29.50	29.70	29.70	29.20	28.60	28.40	
μ	24.083	28.08	28.29	28.57	28.93	29.48	29.68	29.63	29.24	28.75	28.46	
σ		0.0414	0.0799	0.0488	0.0724	0.0862	0.0414	0.0488	0.0507	0.0990	0.0737	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.600	26.40	26.20	26.30	26.60	26.90	27.00	27.10	27.30	27.70	28.10	28.00
2	21.600	26.30	26.20	26.30	26.60	26.90	27.00	27.20	27.40	27.70		
3	21.500	26.40	26.20	26.40	26.60	26.90	27.00	27.20	27.50	27.70		
4	21.500	26.30	26.20	26.50	26.60	26.90	27.00	27.20	27.50	27.80		
5	21.500	26.30	26.20	26.40	26.60	27.00	27.00	27.20	27.50	27.80		
6	21.600	26.30	26.20	26.40	26.60	27.00	27.00	27.20	27.40	27.80		
7	21.800	26.30	26.20	26.40	26.60	26.90	27.00	27.20	27.50	27.80		
8	21.800	26.30	26.20	26.40	26.70	27.00	27.10	27.20	27.50	27.80		
9	21.800	26.20	26.20	26.40	26.70	27.00	27.00	27.20	27.50	27.80		
10	21.900	26.20	26.20	26.40	26.70	27.00	27.00	27.20	27.50	27.80		
11	21.900	26.20	26.20	26.40	26.60	27.00	27.10	27.20	27.60	27.80		
12	21.800	26.20	26.20	26.50	26.70	27.00	27.10	27.20	27.60	27.90		
13	22.200	26.20	26.30	26.40	26.70	27.00	27.00	27.20	27.60	27.90		
14	22.200	26.30	26.30	26.50	26.70	27.00	27.10	27.20	27.60	27.90		
μ	21.764	26.27	26.22	26.41	26.64	26.97	27.03	27.19	27.51	27.81	28.10	28.00
σ		0.0704	0.0414	0.0640	0.0507	0.0488	0.0488	0.0258	0.0884	0.0719	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.600	25.30	25.80	26.20	26.60	27.10	27.30	27.50	27.10	26.80	26.40	26.00
2	21.600	25.30	25.70	26.20	26.60	27.10	27.40	27.50	27.10	26.70	26.40	
3	21.500	25.40	25.70	26.20	26.60	27.10	27.40	27.40	27.10	26.70	26.40	
4	21.500	25.40	25.80	26.20	26.60	27.10	27.40	27.40	27.10	26.60	26.30	
5	21.500	25.50	25.80	26.20	26.60	27.10	27.40	27.40	27.00	26.70	26.30	
6	21.600	25.50	25.80	26.20	26.60	27.10	27.40	27.40	27.10	26.60	26.30	
7	21.800	25.50	25.80	26.20	26.60	27.10	27.40	27.40	27.00	26.60	26.30	
8	21.800	25.50	25.80	26.20	26.60	27.10	27.40	27.40	27.00	26.60	26.30	
9	21.800	25.50	25.80	26.20	26.70	27.20	27.40	27.40	27.00	26.60	26.20	
10	21.900	25.50	25.90	26.20	26.60	27.20	27.40	27.40	27.00	26.60	26.30	
11	21.900	25.50	25.90	26.20	26.60	27.20	27.50	27.40	27.00	26.60	26.20	
12	21.800	25.50	25.90	26.20	26.70	27.20	27.50	27.40	27.00	26.60	26.30	
13	22.200	25.50	25.90	26.20	26.70	27.20	27.40	27.40	27.00	26.70	26.20	
14	22.200	25.50	25.90	26.20	26.70	27.20	27.50	27.40	27.00	26.70	26.20	
μ	21.764	25.46	25.83	26.20	26.64	27.15	27.42	27.41	27.03	26.65	26.29	26.00
σ		0.0737	0.0704	0.0000	0.0632	0.0516	0.0561	0.0352	0.0488	0.0640	0.0704	0.0000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.300	28.00	27.90	28.10	28.20	28.40	28.50	28.80	29.00	29.30	29.80	29.80
2	23.300	28.00	27.90	28.00	28.20	28.40	28.50	28.80	29.10	29.30		
3	23.300	28.00	27.90	28.10	28.20	28.40	28.50	28.80	29.10	29.30		
4	23.300	28.00	27.90	28.10	28.20	28.40	28.50	28.80	29.10	29.40		
5	23.400	28.00	27.90	28.10	28.20	28.40	28.60	28.80	29.10	29.40		
6	23.400	28.00	27.90	28.10	28.20	28.40	28.60	28.80	29.10	29.30		
7	23.700	28.00	27.90	28.10	28.20	28.40	28.60	28.80	29.10	29.40		
8	23.800	28.00	27.90	28.10	28.20	28.40	28.60	28.80	29.10	29.40		
9	23.700	28.00	27.90	28.00	28.20	28.40	28.60	28.80	29.10	29.40		
10	23.700	28.00	27.90	28.00	28.20	28.40	28.60	28.90	29.10	29.40		
11	23.700	28.00	27.90	28.10	28.30	28.40	28.60	28.90	29.20	29.40		
12	23.700	28.00	28.00	28.10	28.30	28.50	28.60	28.90	29.20	29.40		
13	23.900	28.00	28.00	28.10	28.30	28.50	28.60	28.90	29.20	29.40		
14	23.900	28.00	28.00	28.10	28.30	28.50	28.70	28.90	29.20	29.40		
μ	23.600	28.00	27.93	28.08	28.23	28.43	28.58	28.84	29.13	29.37	29.80	29.80
σ		0.0000	0.0458	0.0414	0.0488	0.0458	0.0561	0.0507	0.0594	0.0458	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.300	27.00	27.60	27.80	28.30	28.70	28.90	28.90	28.60	28.20	28.00	27.70
2	23.300	27.00	27.60	27.80	28.30	28.70	28.90	28.90	28.60	28.20	28.00	
3	23.300	27.00	27.50	27.80	28.30	28.70	28.90	28.90	28.60	28.20	28.00	
4	23.300	27.10	27.60	27.90	28.30	28.70	28.90	28.90	28.50	28.20	27.90	
5	23.400	27.10	27.60	27.90	28.30	28.70	29.00	29.00	28.50	28.20	27.90	
6	23.400	27.10	27.60	27.90	28.30	28.70	29.00	29.00	28.50	28.20	27.90	
7	23.700	27.10	27.70	27.90	28.30	28.70	29.00	29.00	28.50	28.20	27.90	
8	23.800	27.10	27.70	27.90	28.30	28.70	29.00	29.00	28.60	28.20	27.90	
9	23.700	27.10	27.60	27.90	28.40	28.70	29.00	29.00	28.60	28.20	27.90	
10	23.700	27.10	27.70	27.90	28.30	28.80	29.00	29.00	28.60	28.20	27.90	
11	23.700	27.00	27.60	27.90	28.40	28.80	29.00	29.00	28.60	28.20	27.90	
12	23.700	27.00	27.60	27.90	28.40	28.80	29.00	29.00	28.50	28.20	27.90	
13	23.900	27.20	27.60	27.90	28.40	28.80	29.00	28.90	28.50	28.20	27.90	
14	23.900	27.20	27.60	27.90	28.40	28.80	29.00	29.00	28.50	28.10	27.90	
μ	23.600	27.09	27.62	27.88	28.34	28.74	28.97	28.97	28.55	28.19	27.92	27.70
σ		0.0743	0.0561	0.0414	0.0507	0.0507	0.0458	0.0488	0.0516	0.0352	0.0414	0.0000



RÉGIMEN 12500 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	25.300	29.90	29.70	29.80	30.00	30.10	30.30	30.50	30.60	30.80	31.50	31.50
	2	25.300	29.90	29.70	29.80	30.00	30.10	30.30	30.50	30.60	30.90		
	3	25.300	29.90	29.70	29.80	30.00	30.20	30.30	30.50	30.70	30.90		
	4	25.300	29.90	29.70	29.80	30.00	30.20	30.30	30.50	30.70	30.90		
	5	25.300	29.90	29.70	29.80	30.00	30.20	30.30	30.50	30.70	30.90		
	6	25.300	29.90	29.70	29.80	30.00	30.20	30.30	30.50	30.70	31.00		
	7	25.400	29.90	29.70	29.80	30.00	30.20	30.40	30.50	30.70	31.00		
	8	25.400	29.80	29.70	29.80	30.00	30.20	30.40	30.50	30.70	31.00		
	9	25.400	29.80	29.70	29.80	30.00	30.20	30.40	30.60	30.70	31.00		
	10	25.400	29.80	29.70	29.90	30.00	30.20	30.40	30.50	30.70	31.00		
	11	25.400	29.80	29.80	29.90	30.00	30.30	30.40	30.50	30.80	31.00		
	12	25.500	29.80	29.80	29.90	30.00	30.30	30.40	30.50	30.80	31.00		
	13	25.500	29.80	29.80	29.90	30.00	30.30	30.40	30.50	30.80	31.00		
	14	25.500	29.80	29.80	29.90	30.00	30.30	30.50	30.50	30.80	31.00		
	μ	25.400	29.85	29.73	29.84	30.01	30.22	30.37	30.51	30.72	30.97	31.50	31.50
	σ		0.0516	0.0488	0.0507	0.0258	0.0676	0.0704	0.0352	0.0676	0.0724	0.0000	0.0000
RÉGIMEN 15800 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	25.300	28.60	28.90	29.20	29.70	30.20	30.50	30.40	30.10	29.80	29.30	29.20
	2	25.300	28.60	28.90	29.20	29.70	30.20	30.50	30.40	30.10	29.80	29.30	
	3	25.300	28.70	28.90	29.20	29.70	30.20	30.50	30.40	30.00	29.70	29.30	
	4	25.300	28.70	28.90	29.20	29.70	30.20	30.50	30.40	30.00	29.70	29.30	
	5	25.300	28.70	28.90	29.30	29.80	30.20	30.50	30.40	30.00	29.70	29.30	
	6	25.300	28.70	29.00	29.30	29.80	30.20	30.50	30.40	30.00	29.70	29.30	
	7	25.400	28.70	29.00	29.30	29.80	30.20	30.50	30.40	30.00	29.60	29.30	
	8	25.400	28.70	29.00	29.30	29.80	30.30	30.50	30.40	30.00	29.60	29.30	
	9	25.400	28.70	29.00	29.30	29.80	30.30	30.50	30.40	30.00	29.60	29.30	
	10	25.400	28.70	29.00	29.30	29.80	30.30	30.50	30.40	30.00	29.60	29.30	
	11	25.400	28.70	29.00	29.30	29.80	30.30	30.50	30.40	30.00	29.60	29.30	
	12	25.500	28.70	29.00	29.30	29.90	30.30	30.50	30.40	30.00	29.60	29.30	
	13	25.500	28.70	29.00	29.30	29.90	30.30	30.50	30.40	30.00	29.60	29.30	
	14	25.500	28.70	29.00	29.40	29.90	30.30	30.50	30.40	30.00	29.60	29.20	
	μ	25.400	28.69	28.97	29.29	29.80	30.25	30.50	30.40	30.01	29.65	29.29	29.20
	σ		0.0352	0.0488	0.0640	0.0756	0.0516	0.0000	0.0000	0.0352	0.0743	0.0258	0.0000
RÉGIMEN 15800 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	27.400	31.80	31.70	31.80	32.10	32.30	32.50	32.70	33.10	33.20	33.80	30.80
	2	27.400	31.80	31.70	31.80	32.10	32.30	32.50	32.70	33.10	33.20		
	3	27.400	31.80	31.70	31.80	32.10	32.30	32.50	32.70	33.10	33.20		
	4	27.400	31.80	31.80	31.80	32.10	32.30	32.50	32.70	33.10	33.20		
	5	27.500	31.80	31.80	31.80	32.10	32.30	32.50	32.70	33.10	33.20		
	6	27.900	31.80	31.80	31.80	32.10	32.30	32.60	32.70	33.10	33.20		
	7	27.900	31.80	31.80	31.80	32.10	32.30	32.60	32.80	33.10	33.20		
	8	27.900	31.80	31.80	31.80	32.10	32.30	32.60	32.80	33.10	33.20		
	9	28.400	31.70	31.80	31.90	32.10	32.30	32.60	32.80	33.10	33.20		
	10	28.300	31.70	31.80	31.90	32.10	32.40	32.60	32.80	33.10	33.20		
	11	28.300	31.70	31.80	31.90	32.20	32.40	32.60	32.80	33.10	33.30		
	12	28.300	31.80	31.80	31.90	32.20	32.40	32.60	32.80	33.20	33.30		
	13	28.300	31.80	31.70	31.90	32.20	32.40	32.60	32.80	33.20	33.30		
	14	28.300	31.80	31.80	32.00	32.20	32.40	32.60	32.80	33.20	33.30		
	μ	27.842	31.78	31.77	31.86	32.14	32.34	32.58	32.76	33.13	33.23	33.80	30.80
	σ		0.0414	0.0458	0.0737	0.0500	0.0512	0.0577	0.0500	0.0479	0.0488	0.0000	0.0000
RÉGIMEN 15800 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	27.400	31.10	31.50	31.90	32.50	32.70	32.90	32.90	32.50	32.10	31.90	31.70
	2	27.400	31.20	31.50	32.00	32.50	32.70	32.90	32.90	32.50	32.00	31.90	
	3	27.400	31.20	31.50	32.00	32.50	32.70	32.90	32.90	32.50	32.00	31.90	
	4	27.400	31.20	31.50	32.00	32.50	32.70	32.90	32.90	32.50	32.00	31.90	
	5	27.500	31.20	31.60	32.00	32.50	32.70	32.90	32.90	32.50	32.00	31.90	
	6	27.900	31.20	31.60	32.00	32.50	32.70	32.90	32.90	32.50	32.00	31.90	
	7	27.900	31.20	31.60	32.00	32.50	32.70	32.90	32.80	32.50	32.10	31.90	
	8	27.900	31.20	31.60	32.00	32.50	32.70	32.90	32.80	32.50	32.10	31.90	
	9	28.400	31.20	31.60	32.00	32.50	32.80	32.90	32.80	32.50	32.10	31.80	
	10	28.300	31.20	31.70	32.00	32.50	32.80	32.90	32.90	32.50	32.10	31.80	
	11	28.300	31.20	31.70	32.00	32.50	32.80	32.90	32.80	32.50	32.00	31.80	
	12	28.300	31.30	31.70	32.00	32.50	32.80	33.00	32.80	32.50	32.00	31.80	
	13	28.300	31.30	31.70	32.00	32.50	32.80	33.00	32.80	32.50	32.00	31.80	
	14	28.300	31.30	31.70	32.00	32.50	32.80	33.00	32.90	32.50	32.00	31.80	
	μ	27.842	31.22	31.61	31.99	32.50	32.75	32.93	32.86	32.50	32.04	31.85	31.70
	σ		0.0561	0.0834	0.0258	0.0000	0.0516	0.0458	0.0507	0.0000	0.0493	0.0516	0.0000



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 4.5													
RÉGIMEN 1000 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.700	30.60	30.10	30.30	30.80	31.20	31.40	31.50	31.60	31.60	31.60	31.20
	2	23.700	30.60	30.10	30.40	30.90	31.30	31.40	31.60	31.60	31.60		
	3	23.600	30.60	30.20	30.40	30.90	31.30	31.40	31.60	31.50	31.70		
	4	23.700	30.60	30.20	30.40	30.90	31.20	31.40	31.60	31.50	31.60		
	5	23.700	30.60	30.20	30.50	30.90	31.30	31.40	31.60	31.60	31.70		
	6	23.700	30.60	30.20	30.50	30.90	31.30	31.40	31.60	31.60	31.70		
	7	23.700	30.60	30.30	30.50	30.90	31.30	31.50	31.60	31.60	31.80		
	8	23.700	30.60	30.30	30.60	30.90	31.30	31.50	31.70	31.70	31.80		
	9	23.800	30.60	30.30	30.60	30.90	31.40	31.40	31.70	31.70	31.80		
	10	23.800	30.60	30.30	30.60	30.90	31.40	31.50	31.70	31.80	31.80		
	11	23.600	30.60	30.40	30.60	30.90	31.40	31.50	31.70	31.80	31.80		
	12	23.600	30.60	30.40	30.70	31.00	31.40	31.50	31.70	31.80	31.80		
	13	23.600	30.50	30.40	30.60	31.00	31.40	31.50	31.80	31.70	31.90		
	14	23.600	30.50	30.40	30.70	31.00	31.40	31.50	31.80	31.70	31.90		
	μ	23.673	30.57	30.28	30.54	30.92	31.34	31.45	31.67	31.67	31.76	31.60	31.20
	σ		0.0594	0.1082	0.1242	0.0561	0.0828	0.0516	0.0900	0.1047	0.1056	0.0000	0.0000
RÉGIMEN 5000 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	23.700	27.80	28.20	28.90	29.60	30.60	31.30	31.50	31.40	31.20	31.00	29.10
	2	23.700	27.80	28.20	28.90	29.70	30.70	31.20	31.50	31.40	31.20	30.90	
	3	23.600	27.80	28.30	28.90	29.70	30.70	31.30	31.50	31.40	31.20	30.90	
	4	23.700	27.80	28.40	29.00	29.80	30.80	31.40	31.60	31.40	31.20	30.90	
	5	23.700	27.70	28.40	29.10	29.90	30.80	31.40	31.60	31.40	31.20	30.90	
	6	23.700	27.80	28.40	29.10	29.90	30.80	31.50	31.60	31.40	31.20	30.90	
	7	23.700	27.70	28.40	29.10	29.90	30.80	31.50	31.60	31.50	31.20	30.90	
	8	23.700	27.80	28.50	29.20	29.90	30.80	31.50	31.60	31.50	31.20	30.90	
	9	23.800	27.80	28.50	29.10	30.00	30.90	31.50	31.50	31.50	31.20	30.80	
	10	23.800	27.80	28.50	29.20	30.00	30.90	31.50	31.60	31.50	31.20	30.80	
	11	23.600	27.80	28.60	29.20	30.00	30.90	31.50	31.60	31.50	31.20	30.80	
	12	23.600	27.90	28.60	29.20	30.00	31.00	31.50	31.60	31.50	31.20	30.80	
	13	23.600	27.90	28.70	29.30	30.00	30.90	31.50	31.60	31.50	31.20	30.80	
	14	23.600	27.90	28.70	29.30	30.00	30.90	31.50	31.60	31.50	31.20	30.80	
	μ	23.673	27.81	28.47	29.12	29.90	30.83	31.45	31.58	31.46	31.20	30.86	29.10
	σ		0.0640	0.1668	0.1424	0.1414	0.1113	0.1060	0.0561	0.0507	0.0000	0.0632	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	19.300	24.40	24.20	24.20	24.40	24.70	24.90	25.00	25.30	25.60	26.10	26.10
2	19.400	24.40	24.10	24.20	24.40	24.70	24.90	25.00	25.30	25.70		
3	19.400	24.40	24.20	24.20	24.40	24.70	24.90	25.00	25.30	25.70		
4	19.300	24.40	24.20	24.20	24.50	24.70	24.90	25.10	25.30	25.70		
5	19.400	24.40	24.20	24.20	24.50	24.70	24.90	25.10	25.40	25.70		
6	19.700	24.30	24.20	24.20	24.50	24.70	24.90	25.10	25.40	25.70		
7	19.700	24.30	24.20	24.30	24.50	24.70	24.90	25.10	25.40	25.70		
8	19.700	24.30	24.20	24.30	24.40	24.70	25.00	25.00	25.40	25.80		
9	19.700	24.30	24.20	24.30	24.40	24.70	25.00	25.10	25.40	25.80		
10	19.700	24.30	24.20	24.30	24.50	24.80	25.00	25.10	25.40	25.80		
11	19.800	24.30	24.20	24.30	24.50	24.80	25.00	25.10	25.40	25.80		
12	19.800	24.30	24.10	24.30	24.50	24.80	25.00	25.10	25.40	25.80		
13	19.800	24.30	24.20	24.30	24.50	24.80	25.00	25.10	25.40	25.80		
14	19.800	24.30	24.20	24.30	24.50	24.70	25.00	25.10	25.50	25.80		
μ	19.620	24.33	24.19	24.26	24.47	24.73	24.95	25.07	25.39	25.75	26.10	26.10
σ		0.0488	0.0352	0.0507	0.0488	0.0488	0.0516	0.0458	0.0640	0.0640	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	19.300	23.40	23.50	23.90	24.20	24.70	25.20	25.20	25.10	24.90	24.50	24.10
2	19.400	23.40	23.50	23.90	24.20	24.70	25.20	25.20	25.10	24.90	24.50	
3	19.400	23.40	23.60	23.80	24.20	24.80	25.20	25.20	25.10	24.90	24.50	
4	19.300	23.40	23.50	23.90	24.20	24.80	25.10	25.30	25.10	24.90	24.50	
5	19.400	23.40	23.60	23.90	24.20	24.80	25.10	25.30	25.10	24.90	24.40	
6	19.700	23.40	23.60	23.90	24.20	24.80	25.10	25.30	25.10	24.80	24.40	
7	19.700	23.40	23.60	23.90	24.20	24.80	25.10	25.30	25.10	24.80	24.40	
8	19.700	23.40	23.60	23.90	24.20	24.90	25.20	25.30	25.10	24.80	24.40	
9	19.700	23.40	23.50	23.90	24.20	24.90	25.20	25.30	25.10	24.80	24.40	
10	19.700	23.40	23.70	24.00	24.20	24.90	25.20	25.30	25.10	24.80	24.40	
11	19.800	23.40	23.60	24.00	24.30	24.90	25.20	25.30	25.00	24.80	24.40	
12	19.800	23.40	23.70	24.00	24.30	24.90	25.20	25.30	25.00	24.80	24.40	
13	19.800	23.40	23.70	24.00	24.30	24.90	25.20	25.30	25.00	24.80	24.40	
14	19.800	23.40	23.70	24.00	24.30	24.90	25.20	25.30	25.00	24.80	24.40	
μ	19.620	23.40	23.61	23.95	24.23	24.84	25.17	25.28	25.07	24.83	24.43	24.10
σ		0.0000	0.0799	0.0607	0.0488	0.0737	0.0458	0.0414	0.0488	0.0594	0.0458	0.0000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.400	25.40	25.20	25.20	25.40	26.70	25.80	26.10	26.20	26.50	27.00	27.00
2	20.400	25.40	25.20	25.20	25.40	25.70	25.80	26.10	26.20	26.60		
3	20.400	25.40	25.20	25.20	25.40	25.70	25.90	26.10	26.20	26.60		
4	20.400	25.40	25.20	25.20	25.40	25.70	25.90	26.10	26.30	26.60		
5	20.400	25.40	25.20	25.20	25.40	25.70	25.90	26.20	26.30	26.60		
6	20.500	25.30	25.20	25.30	25.40	25.70	25.90	26.20	26.30	26.70		
7	20.600	25.30	25.20	25.30	25.40	25.70	25.90	26.20	26.30	26.70		
8	20.600	25.30	25.20	25.30	25.40	25.70	26.00	26.20	26.30	26.70		
9	20.600	25.30	25.20	25.30	25.40	25.70	26.00	26.20	26.40	26.70		
10	20.600	25.30	25.20	25.30	25.40	25.70	26.00	26.20	26.40	26.70		
11	20.600	25.30	25.20	25.30	25.50	25.80	26.00	26.20	26.40	26.70		
12	20.600	25.30	25.20	25.30	25.50	25.80	26.00	26.20	26.40	26.70		
13	20.800	25.30	25.20	25.30	25.50	25.80	26.00	26.20	26.40	26.80		
14	20.800	25.30	25.20	25.30	25.50	25.80	26.00	26.20	26.40	26.80		
μ	20.581	25.33	25.20	25.27	25.43	25.80	25.94	26.17	26.33	26.68	27.00	27.00
σ		0.0488	0.0000	0.0488	0.0488	0.2535	0.0737	0.0458	0.0799	0.0862	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	20.400	24.30	24.50	24.80	25.20	25.70	26.00	26.10	26.00	25.60	25.30	25.00
2	20.400	24.30	24.50	24.80	25.20	25.72	26.00	26.10	26.00	25.60	25.30	
3	20.400	24.30	24.50	24.80	25.20	25.70	26.10	26.10	26.00	25.60	25.30	
4	20.400	24.30	24.50	24.80	25.30	25.70	26.10	26.20	26.00	25.60	25.20	
5	20.400	24.30	24.50	24.80	25.30	25.70	26.10	26.20	26.00	25.60	25.20	
6	20.500	24.30	24.50	24.90	25.30	25.70	26.10	26.20	26.00	25.50	25.20	
7	20.600	24.30	24.50	24.90	25.30	25.70	26.10	26.20	25.90	25.50	25.20	
8	20.600	24.30	24.50	24.90	25.30	25.70	26.10	26.20	25.90	25.50	25.20	
9	20.600	24.30	24.50	24.90	25.30	25.80	26.10	26.20	25.90	25.50	25.20	
10	20.600	24.30	24.50	24.90	25.30	25.80	26.10	26.10	25.90	25.50	25.10	
11	20.600	24.30	24.60	24.90	25.30	25.80	26.10	26.10	25.90	25.50	25.10	
12	20.600	24.30	24.60	24.90	25.30	25.80	26.20	26.10	25.90	25.50	25.10	
13	20.800	24.30	24.60	24.90	25.40	25.80	26.20	26.20	25.90	25.60	25.10	
14	20.800	24.30	24.60	25.00	25.40	25.90	26.20	26.20	25.80	25.50	25.10	
μ	20.581	24.30	24.53	24.88	25.30	25.76	26.11	26.16	25.93	25.55	25.19	25.00
σ		0.0000	0.0488	0.0676	0.0655	0.0727	0.0640	0.0507	0.0617	0.0516	0.0743	0.0000



PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.800	26.40	26.20	26.40	26.50	26.70	27.00	27.20	27.50	27.60	28.10	28.00
2	21.800	26.40	26.30	26.40	26.50	26.70	27.00	27.20	27.50	27.60		
3	21.800	26.40	26.30	26.40	26.50	26.70	27.00	27.20	27.50	27.60		
4	21.800	26.40	26.20	26.40	26.60	26.80	27.00	27.30	27.50	27.60		
5	21.800	26.40	26.20	26.40	26.60	26.80	27.00	27.30	27.50	27.60		
6	21.800	26.40	26.20	26.40	26.60	26.80	27.00	27.30	27.50	27.70		
7	22.000	26.30	26.20	26.40	26.60	26.80	27.00	27.30	27.40	27.70		
8	22.000	26.30	26.20	26.40	26.60	26.80	27.10	27.30	27.50	27.80		
9	22.000	26.30	26.20	26.40	26.60	26.80	27.10	27.30	27.50	27.80		
10	22.000	26.30	26.20	26.40	26.60	26.80	27.10	27.30	27.50	27.80		
11	22.000	26.30	26.30	26.40	26.60	26.90	27.10	27.30	27.50	27.80		
12	22.000	26.30	26.30	26.40	26.60	26.90	27.10	27.30	27.50	27.80		
13	22.000	26.30	26.30	26.50	26.60	26.90	27.10	27.30	27.50	27.80		
14	22.000	26.30	26.30	26.50	26.60	27.00	27.10	27.30	27.60	27.80		
μ	21.925	26.34	26.25	26.42	26.58	26.83	27.05	27.28	27.51	27.72	28.10	28.00
σ		0.0507	0.0516	0.0414	0.0414	0.0961	0.0516	0.0414	0.0458	0.0941	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	21.800	25.20	25.70	26.00	26.10	26.60	26.90	27.00	26.60	26.40	26.20	26.10
2	21.800	25.30	25.70	26.00	26.20	26.60	27.00	27.00	26.60	26.40	26.20	
3	21.800	25.30	25.70	26.00	26.20	26.70	27.00	27.00	26.60	26.40	26.20	
4	21.800	25.30	25.70	26.00	26.20	26.70	27.00	27.00	26.60	26.40	26.20	
5	21.800	25.30	25.70	26.00	26.20	26.70	27.00	27.00	26.60	26.40	26.20	
6	21.800	25.30	25.70	26.00	26.20	26.70	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
7	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.70	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
8	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.80	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
9	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.80	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
10	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.80	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
11	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.80	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
12	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.80	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
13	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.80	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
14	22.000	25.30	25.70	26.00	26.20	26.80	27.00	27.00	26.70	26.40	26.20	
μ	21.925	25.29	25.70	26.00	26.19	26.74	27.00	27.00	26.67	26.40	26.20	26.10
σ		0.0258	0.0000	0.0000	0.0258	0.0737	0.0378	0.0000	0.0488	0.0000	0.0000	0.0000
PLANO YZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.400	28.20	27.90	27.90	28.40	28.40	28.70	28.70	28.90	29.20	29.80	29.80
2	23.400	28.00	27.90	27.90	28.40	28.40	28.70	28.70	28.90	29.20		
3	23.400	28.00	27.90	27.90	28.40	28.40	28.70	28.70	28.90	29.20		
4	23.400	28.00	27.90	27.90	28.40	28.40	28.70	28.70	28.90	29.20		
5	23.400	28.00	27.90	28.00	28.40	28.40	28.70	28.70	28.90	29.20		
6	23.400	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.70	29.00	29.30		
7	23.500	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.70	29.00	29.20		
8	23.500	28.00	27.90	28.00	28.40	28.60	28.80	28.70	29.00	29.20		
9	23.500	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.70	29.00	29.20		
10	23.500	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.70	29.00	29.20		
11	23.500	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.80	29.00	29.20		
12	23.500	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.80	29.00	29.30		
13	23.500	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.80	29.00	29.30		
14	23.900	28.00	27.90	28.00	28.40	28.50	28.80	28.80	29.00	29.30		
μ	23.538	28.01	27.90	27.97	28.40	28.48	28.77	28.73	28.97	29.23	29.80	29.80
σ		0.0516	0.0000	0.0458	0.0000	0.0676	0.0488	0.0488	0.0488	0.0488	0.0000	0.0000
PLANO XZ												
Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	23.400	26.90	27.10	27.60	28.00	28.60	28.80	29.00	28.70	28.40	28.20	28.00
2	23.400	26.90	27.10	27.60	28.00	28.60	28.80	29.00	28.70	28.40	28.20	
3	23.400	26.90	27.10	27.60	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
4	23.400	26.90	27.10	27.60	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
5	23.400	26.90	27.10	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
6	23.400	26.90	27.20	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
7	23.500	26.90	27.20	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
8	23.500	26.90	27.20	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
9	23.500	26.90	27.20	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
10	23.500	26.90	27.20	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
11	23.500	26.90	27.20	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
12	23.500	26.90	27.20	27.70	28.10	28.60	28.90	29.00	28.70	28.40	28.20	
13	23.500	27.00	27.40	27.70	28.20	28.70	28.90	29.10	28.70	28.40	28.20	
14	23.900	27.00	27.40	27.70	28.20	28.70	29.00	29.10	28.70	28.40	28.20	
μ	23.538	26.92	27.21	27.67	28.11	28.62	28.90	29.02	28.70	28.40	28.20	28.00
σ		0.0414	0.1100	0.0458	0.0619	0.0414	0.0535	0.0414	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000



RÉGIMEN 15800 RE	PLANO YZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	25.400	29.60	29.60	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	30.90	31.10	31.10
	2	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	30.90		
	3	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	30.90		
	4	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	30.90		
	5	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	31.00		
	6	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	31.00		
	7	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	31.00		
	8	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	31.00		
	9	25.400	29.60	29.70	29.80	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	31.00		
	10	25.400	29.60	29.70	29.90	30.10	30.40	30.60	30.60	30.70	31.10		
	11	25.400	29.60	29.70	29.90	30.10	30.50	30.60	30.60	30.70	31.10		
	12	25.400	29.60	29.70	29.90	30.10	30.50	30.60	30.60	30.70	31.10		
	13	25.400	29.60	29.70	29.90	30.20	30.50	30.60	30.60	30.70	31.20		
	14	25.400	29.60	29.70	29.90	30.20	30.50	30.60	30.60	30.70	31.20		
	15	25.400	29.60	29.70	29.90	30.20	30.50	30.60	30.60	30.80	31.20		
	μ	25.400	29.60	29.69	29.84	30.12	30.43	30.60	30.60	30.71	31.05	31.10	31.10
	σ		0.0000	0.0258	0.0507	0.0414	0.0488	0.0000	0.0000	0.0258	0.1179	0.0000	0.0000
RÉGIMEN 15800 RE	PLANO XZ												
	Medición	Te (°C)	Ts (°C)										
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	1	25.400	28.60	28.90	29.20	29.40	30.00	30.30	30.30	30.10	29.80	29.40	29.40
	2	25.400	28.60	28.90	29.20	29.40	30.00	30.30	30.30	30.10	29.80	29.40	
	3	25.400	28.60	28.90	29.20	29.50	30.00	30.30	30.30	30.10	29.80	29.40	
	4	25.400	28.60	28.90	29.20	29.50	30.00	30.30	30.30	30.10	29.80	29.40	
	5	25.400	28.60	28.90	29.20	29.50	30.00	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	6	25.400	28.60	28.90	29.20	29.50	30.00	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	7	25.400	28.60	28.90	29.20	29.50	30.00	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	8	25.400	28.60	29.00	29.20	29.50	30.00	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	9	25.400	28.60	29.00	29.20	29.50	30.00	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	10	25.400	28.70	29.00	29.20	29.50	30.00	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	11	25.400	28.70	29.00	29.20	29.60	30.10	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	12	25.400	28.70	29.00	29.20	29.60	30.10	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	13	25.400	28.70	29.00	29.20	29.60	30.10	30.40	30.30	30.10	29.80	29.40	
	14	25.400	28.70	29.00	29.20	29.60	30.10	30.40	30.30	30.10	29.80	29.30	
	15	25.400	28.70	29.00	29.20	29.60	30.10	30.50	30.40	30.10	29.80	29.40	
	μ	25.400	28.64	28.95	29.20	29.52	30.03	30.38	30.31	30.10	29.80	29.39	29.40
	σ		0.0507	0.0516	0.0000	0.0676	0.0488	0.0561	0.0258	0.0000	0.0000	0.0258	0.0000



Relación de pasos S ₁ /S ₂ =1													
RÉGIMEN 1000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.552	2.23	2.233	2.227	2.801	2.77	2.17	2.151	2.786	2.22	2.217	0.539
	2	0.554	2.24	2.246	2.238	2.814	2.784	2.18	2.159	2.798	2.23	2.226	0.541
	3	0.556	2.24	2.244	2.239	2.815	2.783	2.18	2.16	2.799	2.23	2.228	0.542
	Exactitud	2.8											
	μ	0.533	2.177	2.180	2.174	2.734	2.703	2.119	2.099	2.718	2.168	2.164	0.521
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	0.533	2.177	2.180	2.174	2.734	2.703	2.119	2.099	2.718	2.168	2.164	0.521
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	15.22	15.80	15.24	15.15	15.31	14.97	14.92	14.64	15.21	12.46	15.61	14.22
Q _T (W)	672.15272												
RÉGIMEN 5000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.853	3.39	3.484	3.478	4.383	4.351	3.45	3.398	4.306	3.44	3.372	0.825
	2	0.853	3.39	3.484	3.473	4.385	4.346	3.44	3.399	4.307	3.44	3.372	0.825
	3	0.86	3.38	3.446	3.441	4.341	4.313	3.44	3.389	4.292	3.43	3.359	0.824
	Exactitud	-3											
	μ	0.884	3.487	3.567	3.559	4.488	4.454	3.546	3.497	4.430	3.538	3.467	0.850
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	0.884	3.487	3.567	3.559	4.488	4.454	3.546	3.497	4.430	3.538	3.467	0.850
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	41.78	40.51	40.79	40.62	41.26	40.63	41.78	40.64	40.38	33.20	40.07	37.91
Q _T (W)	1801.46708												
RÉGIMEN 6300 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.95	3.83	3.887	3.881	4.837	4.795	3.83	3.78	4.79	3.87	3.803	0.915
	2	0.94	3.83	3.886	3.88	4.835	4.803	3.83	3.784	4.797	3.87	3.81	0.915
	3	0.94	3.83	3.8	3.878	4.828	4.79	3.84	3.785	4.799	3.87	3.802	0.916
	Exactitud	-3											
	μ	0.968	3.945	3.977	3.996	4.977	4.939	3.950	3.897	4.940	3.986	3.919	0.943
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	0.968	3.945	3.977	3.996	4.977	4.939	3.950	3.897	4.940	3.986	3.919	0.943
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	50.15	51.87	50.70	51.19	50.73	49.97	51.86	50.47	50.22	42.14	51.20	46.66
Q _T (W)	2249.05574												
RÉGIMEN 7900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.015	4.02	4.066	4.059	5.127	5.087	4.07	4.025	5.117	4.08	3.994	0.969
	2	1.005	4	4.054	4.052	5.112	5.07	4.04	3.993	5.079	4.05	3.972	0.964
	3	1.002	3.99	4.054	4.051	5.11	5.071	4.05	3.998	5.086	4.06	3.967	0.963
	Exactitud	-3											
	μ	1.037	4.120	4.180	4.176	5.270	5.228	4.174	4.125	5.247	4.184	4.096	0.994
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.037	4.120	4.180	4.176	5.270	5.228	4.174	4.125	5.247	4.184	4.096	0.994
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	57.53	56.57	56.03	55.91	56.88	55.98	57.90	56.54	56.64	46.43	55.90	51.87
Q _T (W)	2498.08156												
RÉGIMEN 9900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.107	4.59	4.705	4.698	5.844	5.795	4.63	4.58	5.821	4.65	4.567	1.066
	2	1.11	4.59	4.703	4.697	5.841	5.791	4.64	4.584	5.827	4.65	4.572	1.067
	Exactitud	-1.6											
	μ	1.126	4.663	4.781	4.774	5.940	5.887	4.707	4.655	5.916	4.724	4.640	1.084
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.126	4.663	4.781	4.774	5.940	5.887	4.707	4.655	5.916	4.724	4.640	1.084
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	67.86	72.48	73.28	73.08	72.25	70.99	73.62	72.00	72.01	59.19	71.76	61.64
	Q _T (W)	3187.43794											
RÉGIMEN 12500 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.226	5.22	5.31	5.295	6.69	6.78	5.25	5.199	6.64	5.2	5.196	1.177
	2	1.229	5.23	5.324	5.317	6.7	6.8	5.27	5.218	6.68	5.25	5.217	1.182
	3	1.23	5.23	5.324	5.319	6.74	6.85	5.27	5.217	6.7	5.23	5.21	1.181
	Exactitud	-1											
	μ	1.241	5.277	5.366	5.357	6.775	6.901	5.315	5.261	6.752	5.275	5.257	1.191
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.241	5.277	5.366	5.357	6.775	6.901	5.315	5.261	6.752	5.275	5.257	1.191
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	82.37	92.82	92.33	92.01	93.99	97.53	93.89	91.98	93.80	73.79	92.11	74.48
Q _T (W)	4099.12027												
RÉGIMEN 15800 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.295	5.57	5.634	5.621	7.16	7.52	5.57	5.514	7.15	6.01	5.545	1.276
	2	1.301	5.61	5.677	5.665	7.17	7.45	5.62	5.559	7.2	6.1	5.583	1.282
	Exactitud	-2.5											
	μ	1.328	5.717	5.790	5.775	7.352	7.603	5.727	5.671	7.408	6.204	5.694	1.309
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.328	5.717	5.790	5.775	7.352	7.603	5.727	5.671	7.408	6.204	5.694	1.309
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
Q (W)	94.41	108.93	107.50	106.93	110.69	118.38	109.01	106.89	112.92	102.07	108.05	89.91	
Q _T (W)	4891.88413												



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 2													
RÉGIMEN 1000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.516	2.06	2.063	2.057	2.51	2.485	2	1.985	2.532	2.02	2.047	0.51
	2	0.517	2.06	2.064	2.057	2.511	2.487	2	1.986	2.532	2.02	2.051	0.511
	3	0.517	2.06	2.065	2.058	2.51	2.49	2	1.987	2.53	2.02	2.05	0.511
	Exactitud	3 %											
	μ	0.501	1.998	2.002	1.996	2.435	2.413	1.940	1.927	2.456	1.959	1.988	0.495
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	0.501	1.998	2.002	1.996	2.435	2.413	1.940	1.927	2.456	1.959	1.988	0.495
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	13.18	13.31	12.85	12.77	12.14	11.93	12.51	12.34	12.41	10.18	13.17	13.12
Q _T (W)	557.196496												
RÉGIMEN 5000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.909	3.62	3.69	3.684	4.609	4.57	3.64	3.607	4.58	3.67	3.58	0.906
	2	0.911	3.63	3.688	3.685	4.61	4.573	3.64	3.613	4.602	3.68	3.583	0.906
	3	0.912	3.63	3.692	3.686	4.614	4.57	3.64	3.615	4.607	3.68	3.584	0.907
	Exactitud	-2 %											
	μ	0.929	3.700	3.764	3.760	4.705	4.664	3.715	3.684	4.691	3.751	3.655	0.925
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	0.929	3.700	3.764	3.760	4.705	4.664	3.715	3.684	4.691	3.751	3.655	0.925
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	45.31	45.63	45.43	45.32	45.33	44.55	45.88	45.12	45.27	37.31	44.51	45.76
Q _T (W)	2003.6351												
RÉGIMEN 6300 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.966	3.99	4.068	4.055	5.079	5.034	4.01	3.981	5.07	4.05	3.958	0.962
	2	0.973	4.01	4.084	4.078	5.114	5.07	4.03	3.997	5.093	4.06	3.974	0.966
	3	0.973	4.01	4.085	4.083	5.118	5.071	4.03	3.998	5.096	4.06	3.976	0.967
	Exactitud	-3 %											
	μ	1.000	4.125	4.202	4.196	5.259	5.211	4.146	4.114	5.240	4.179	4.089	0.994
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.000	4.125	4.202	4.196	5.259	5.211	4.146	4.114	5.240	4.179	4.089	0.994
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	52.54	56.71	56.60	56.44	56.64	55.62	57.12	56.24	56.50	46.32	55.73	52.88
Q _T (W)	2489.94935												
RÉGIMEN 7900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.071	4.41	4.489	4.481	5.622	5.569	4.38	4.343	5.607	4.47	4.366	1.067
	2	1.075	4.42	4.496	4.488	5.625	5.577	4.39	4.347	5.611	4.48	4.378	1.069
	Exactitud	-3 %											
	μ	1.105	4.550	4.626	4.621	5.788	5.737	4.514	4.476	5.777	4.609	4.505	1.100
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.105	4.550	4.626	4.621	5.788	5.737	4.514	4.476	5.777	4.609	4.505	1.100
	R _T (Ω)	53.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	64.07	69.00	68.61	68.45	68.61	67.41	67.72	66.58	68.67	56.34	67.65	64.74
	Q _T (W)	3009.65833											
RÉGIMEN 9900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.101	4.79	4.9	4.9	6.08	6.016	4.81	4.75	6.048	4.81	4.756	1.099
	2	1.102	4.79	4.92	4.92	6.08	6.018	4.81	4.752	6.05	4.82	4.757	1.099
	3	1.102	4.8	4.94	4.93	6.081	6.02	4.8	4.754	6.052	4.81	4.758	1.1
	Exactitud	2 %											
	μ	1.080	4.699	4.832	4.829	5.959	5.898	4.709	4.658	5.931	4.719	4.662	1.078
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.080	4.699	4.832	4.829	5.959	5.898	4.709	4.658	5.931	4.719	4.662	1.078
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	61.20	73.59	74.85	74.77	72.73	71.25	73.69	72.12	72.38	59.05	72.45	62.11
Q _T (W)	3207.21629												
RÉGIMEN 12500 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.2	5.24	5.31	5.309	6.56	6.4	5.29	5.241	6.62	5.25	5.204	1.203
	2	1.202	5.25	5.35	5.315	6.6	6.42	5.29	5.241	6.65	5.3	5.215	1.205
	Exactitud	-1.1 %											
	μ	1.216	5.305	5.395	5.383	6.680	6.498	5.353	5.303	6.759	5.371	5.280	1.219
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.216	5.305	5.395	5.383	6.680	6.498	5.353	5.303	6.759	5.371	5.280	1.219
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	77.63	93.80	93.31	92.91	91.39	86.48	95.24	93.47	93.99	76.50	92.92	79.47
	Q _T (W)	4069.00209											
RÉGIMEN 15800 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.321	5.7	5.702	5.69	7.36	7.11	5.68	5.63	6.97	5.04	5.66	1.316
	2	1.322	5.705	5.71	5.695	7.4	7.15	5.69	5.73	7	5.3	5.8	1.317
	3	1.323	5.71	5.715	5.7	7.46	7.2	5.69	5.82	7.05	5.4	6	1.318
	Exactitud	-2.5 %											
	μ	1.356	5.849	5.856	5.839	7.606	7.344	5.830	5.930	7.193	5.445	6.165	1.350
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.356	5.849	5.856	5.839	7.606	7.344	5.830	5.930	7.193	5.445	6.165	1.350
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	96.47	114.01	109.93	109.31	118.46	110.46	112.95	116.85	106.46	78.64	126.69	97.57
Q _T (W)	4944.47834												



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 3													
RÉGIMEN 1000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.505	2.04	2.02	2	2.6	2.52	2	2.02	2.6	2	2.035	0.497
	2	0.5	2.05	2.06	2.02	2.58	2.58	2	2.06	2.6	2	2.042	0.492
	3	0.497	2.05	2.04	2.02	2.58	2.56	2	2.06	2.6	2	2.035	0.491
	Exactitud	3 %											
	μ	0.487	1.986	1.979	1.955	2.512	2.469	1.940	1.989	2.522	1.940	1.977	0.480
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	0.487	1.986	1.979	1.955	2.512	2.469	1.940	1.989	2.522	1.940	1.977	0.480
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	12.45	13.15	12.55	12.25	12.93	12.48	12.51	13.14	13.09	9.98	13.03	12.32
Q _T (W)	563.673635												
RÉGIMEN 5000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.857	3.45	3.48	3.4	4.34	4.38	3.3	3.5	4.38	3.5	3.428	0.853
	2	0.861	3.46	3.46	3.4	4.4	4.38	3.3	3.48	4.38	3.5	3.435	0.861
	3	0.861	3.45	3.46	3.4	4.38	4.36	3.3	3.5	4.36	3.5	3.431	0.857
	Exactitud	-2.3 %											
	μ	0.880	3.532	3.545	3.478	4.476	4.471	3.376	3.570	4.476	3.581	3.511	0.876
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	0.880	3.532	3.545	3.478	4.476	4.471	3.376	3.570	4.476	3.581	3.511	0.876
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	40.61	41.57	40.29	38.79	41.02	40.93	37.88	42.36	41.22	34.00	41.09	41.10
Q _T (W)	1801.46542												
RÉGIMEN 6300 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.944	3.79	3.88	3.92	4.8	4.74	3.7	3.88	4.82	4	3.76	0.937
	2	0.943	3.78	3.84	3.9	4.8	4.68	3.7	3.74	4.82	4	3.765	0.936
	3	0.943	3.78	3.86	3.92	4.8	4.64	3.7	3.84	4.8	4.1	3.749	0.935
	Exactitud	-1.45 %											
	μ	0.957	3.837	3.921	3.972	4.890	4.768	3.754	3.891	4.885	4.109	3.814	0.950
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	0.957	3.837	3.921	3.972	4.890	4.768	3.754	3.891	4.885	4.109	3.814	0.950
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	48.13	49.08	49.29	50.58	48.97	46.56	46.83	50.31	49.10	44.77	48.47	48.29
Q _T (W)	2176.8719												
RÉGIMEN 7900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.09	4.39	4.52	4.44	5.7	5.54	4.3	4.48	5.64	4.6	4.374	1.08
	2	1.087	4.39	4.52	4.44	5.64	5.5	4.3	4.47	5.64	4.6	4.37	1.079
	3	1.087	4.39	4.52	4.42	5.66	5.52	4.3	4.42	5.68	4.6	4.372	1.078
	Exactitud	0 %											
	μ	1.087	4.390	4.520	4.435	5.665	5.530	4.300	4.433	5.665	4.600	4.371	1.078
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	1.087	4.390	4.520	4.435	5.665	5.530	4.300	4.433	5.665	4.600	4.371	1.078
	R _T (Ω)	53.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	61.98	64.23	65.50	63.06	65.72	62.63	61.45	65.30	66.03	56.12	63.68	62.20
Q _T (W)	2853.49196												
RÉGIMEN 9900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.152	4.85	5	5	6.22	6.04	4.8	4.8	6.28	5	4.829	1.146
	2	1.151	4.85	5	5	6.22	6.06	4.8	4.94	6.3	5	4.838	1.146
	Exactitud	-1.15 %											
	μ	1.166	4.916	5.063	5.052	6.281	6.130	4.855	4.941	6.342	5.058	4.900	1.160
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	1.166	4.916	5.063	5.052	6.281	6.130	4.855	4.941	6.342	5.058	4.900	1.160
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	71.35	80.54	82.17	81.85	80.81	76.95	78.34	81.14	82.76	67.83	80.02	71.98
	Q _T (W)	3553.51633											
RÉGIMEN 12500 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.246	5.41	5.5	5.44	6.86	6.7	5.4	5.48	6.84	5.5	5.416	1.237
	2	1.246	5.42	5.52	5.48	6.88	6.68	5.4	5.46	6.84	5.5	5.383	1.238
	3	1.245	5.41	5.48	5.46	6.86	6.68	5.4	5.48	6.86	5.5	5.413	1.237
	Exactitud	-3 %											
	μ	1.284	5.577	5.665	5.629	7.076	6.891	5.562	5.634	7.050	5.665	5.562	1.276
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	1.284	5.577	5.665	5.629	7.076	6.891	5.562	5.634	7.050	5.665	5.562	1.276
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	86.54	103.68	102.90	101.59	102.55	97.24	102.81	105.50	102.28	85.11	103.09	87.06
Q _T (W)	4502.63027												
RÉGIMEN 15800 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.336	5.74	5.82	5.86	7.3	7.06	5.6	5.72	7.3	5.8	5.699	1.328
	2	1.336	5.73	5.82	5.86	7.32	7.06	5.6	5.66	7.26	5.8	5.699	1.328
	Exactitud	-0.6 %											
	μ	1.345	5.769	5.865	5.890	7.354	7.092	5.634	5.729	7.329	5.835	5.744	1.336
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	1.345	5.769	5.865	5.890	7.354	7.092	5.634	5.729	7.329	5.835	5.744	1.336
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	94.94	110.94	110.29	111.24	110.75	103.02	105.48	109.09	110.51	90.29	109.96	95.49
	Q _T (W)	4800.94162											



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 4													
RÉGIMEN 1000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.513	2.06	2.08	2.02	2.46	2.62	2	2.02	2.56	1.9	2.056	0.508
	2	0.51	2.07	2.08	2.02	2.44	2.52	2	2.02	2.56	1.9	2.058	0.506
	3	0.515	2.07	2.06	2.02	2.48	2.58	2	2	2.54	1.9	2.059	0.508
	Exactitud	3 %											
	μ	0.498	2.005	2.018	1.959	2.386	2.488	1.940	1.950	2.478	1.867	1.997	0.492
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	0.498	2.005	2.018	1.959	2.386	2.488	1.940	1.950	2.478	1.867	1.997	0.492
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	13.00	13.40	13.05	12.31	11.66	12.68	12.51	12.63	12.64	9.25	13.28	12.95
Q _T (W)	556.592162												
RÉGIMEN 5000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.898	3.62	3.68	3.64	4.7	4.58	3.6	3.68	4.58	3.6	3.602	0.892
	2	0.9	3.63	3.68	3.64	4.7	4.56	3.6	3.68	4.6	3.7	3.607	0.894
	3	0.9	3.63	3.68	3.62	4.7	4.58	3.6	3.68	4.6	3.7	3.607	0.893
	Exactitud	-2.22 %											
	μ	0.919	3.708	3.762	3.711	4.804	4.671	3.680	3.762	4.697	3.757	3.684	0.913
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	0.919	3.708	3.762	3.711	4.804	4.671	3.680	3.762	4.697	3.757	3.684	0.913
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	44.38	45.82	45.37	44.15	47.27	44.69	45.01	47.03	45.39	37.42	45.24	44.55
Q _T (W)	2015.87362												
RÉGIMEN 6300 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.992	4.04	3.96	3.98	5.14	4.98	4	4.06	5.04	4.1	4.007	0.985
	2	0.997	4.06	4.02	4	5.18	5.06	4	4.04	5.18	4.1	4.042	0.99
	3	0.996	4.06	4	3.98	5.16	5.04	4	4.02	5.14	4.1	4.035	0.988
	Exactitud	-2.22 %											
	μ	1.017	4.145	4.084	4.079	5.275	5.142	4.089	4.119	5.244	4.191	4.118	1.009
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.017	4.145	4.084	4.079	5.275	5.142	4.089	4.119	5.244	4.191	4.118	1.009
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	54.31	57.26	53.47	53.34	56.98	54.14	55.56	56.40	56.58	46.58	56.53	54.51
Q _T (W)	2463.87562												
RÉGIMEN 7900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.092	4.44	4.5	4.48	5.64	5.46	4.4	4.5	5.68	4.5	4.415	1.08
	2	1.089	4.44	4.5	4.48	5.62	5.46	4.4	4.48	5.66	4.5	4.408	1.08
	Exactitud	-1.8 %											
	μ	1.106	4.510	4.581	4.540	5.721	5.568	4.479	4.566	5.742	4.581	4.495	1.096
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.106	4.510	4.581	4.540	5.721	5.568	4.479	4.566	5.742	4.581	4.495	1.096
	R _T (Ω)	53.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	64.20	67.78	67.28	66.09	67.03	63.50	66.68	69.28	67.83	55.65	67.35	64.31
	Q _T (W)	2960.82278											
RÉGIMEN 9900 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.192	4.82	4.98	4.94	6.18	6.14	4.8	4.92	6.1	4.8	4.847	1.189
	2	1.19	4.82	4.94	4.94	6.18	6.08	4.8	4.94	6.1	4.8	4.835	1.19
	3	1.191	4.81	4.92	4.96	6.18	6.06	4.7	4.88	6.12	4.8	4.841	1.187
	Exactitud	-2.27 %											
	μ	1.218	4.924	5.052	5.052	6.325	6.223	4.858	5.021	6.233	4.909	4.954	1.215
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.218	4.924	5.052	5.052	6.325	6.223	4.858	5.021	6.233	4.909	4.954	1.215
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	77.82	80.82	81.84	81.84	81.94	79.31	78.43	83.80	79.95	63.91	81.80	79.01
Q _T (W)	3572.55391												
RÉGIMEN 12500 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.285	5.23	5.36	5.32	6.74	6.5	5.2	5.44	6.7	5.2	5.219	1.276
	2	1.29	5.23	5.36	5.32	6.72	6.52	5.3	5.46	6.7	5.2	5.222	1.276
	Exactitud	-3 %											
	μ	1.325	5.379	5.490	5.469	6.906	6.690	5.382	5.583	6.886	5.356	5.394	1.313
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.325	5.379	5.490	5.469	6.906	6.690	5.382	5.583	6.886	5.356	5.394	1.313
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	92.15	96.44	96.63	95.91	97.68	91.66	96.26	103.58	97.55	76.08	96.97	92.23
	Q _T (W)	4266.26995											
RÉGIMEN 15800 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.357	5.77	5.88	5.9	7.38	7.3	5.7	5.88	7.38	6	5.861	1.351
	2	1.357	5.78	5.9	5.9	7.38	7.3	5.7	5.86	7.4	6	5.886	1.354
	3	1.36	5.76	5.9	5.9	7.38	7.3	5.7	5.88	7.48	6	5.817	1.353
	Exactitud	0 %											
	μ	1.358	5.770	5.870	5.880	7.370	7.295	5.700	5.870	7.405	6.000	5.852	1.352
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	C2	
	I _T (A)	1.358	5.770	5.870	5.880	7.370	7.295	5.700	5.870	7.405	6.000	5.852	1.352
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	96.85	110.96	110.48	110.85	111.24	108.99	107.98	114.52	112.83	95.47	114.14	97.72
Q _T (W)	4917.45809												



Relación de pasos S ₁ /S ₂ = 4.5													
RÉGIMEN 1000 RE	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.514	1.99	2.08	2.02	2.58	2.58	2	2.06	2.56	1.9	1.971	0.503
	2	0.514	1.99	2.08	2.02	2.6	2.56	2	1.98	2.54	1.9	1.969	0.507
	3	0.518	2	2.08	2.02	2.62	2.6	2	2	2.58	2	1.985	0.507
	Exactitud	3 %											
	μ	0.500	1.935	2.018	1.959	2.527	2.527	1.940	1.955	2.488	1.892	1.918	0.490
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	0.500	1.935	2.018	1.959	2.527	2.527	1.940	1.955	2.488	1.892	1.918	0.490
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	13.14	12.48	13.05	12.31	13.08	13.08	12.51	12.70	12.74	9.49	12.26	12.86
RÉGIMEN 5000 RE	Q _T (W)	559.630948											
	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.854	3.41	3.5	3.4	4.32	4.4	3.2	3.4	4.3	3.4	3.399	0.848
	2	0.853	3.41	3.48	3.4	4.32	4.32	3.3	3.46	4.3	3.4	3.384	0.847
	3	0.854	3.43	3.5	3.42	4.32	4.32	3.2	3.46	4.34	3.4	3.4	0.842
	Exactitud	-3 %											
	μ	0.879	3.520	3.590	3.507	4.450	4.481	3.322	3.554	4.450	3.502	3.494	0.871
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	0.879	3.520	3.590	3.507	4.450	4.481	3.322	3.554	4.450	3.502	3.494	0.871
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
RÉGIMEN 6300 RE	Q (W)	40.57	41.30	41.31	39.44	40.55	41.11	36.67	41.97	40.74	32.52	40.69	40.60
	Q _T (W)	1788.74497											
	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	0.998	4.04	4.04	4	5.14	5.06	4	4.16	5.18	4.1	4.015	0.981
	2	0.997	4.04	4.04	4	5.14	5.06	4	4.16	5.18	4.1	4.015	0.979
	3	0.997	4.05	4.04	4.02	5.14	5.06	4	4.16	5.2	4.1	4.03	0.986
	Exactitud	-0.1 %											
	μ	0.999	4.049	4.039	4.014	5.145	5.045	4.004	4.164	5.195	4.104	4.025	0.983
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	0.999	4.049	4.039	4.014	5.145	5.045	4.004	4.164	5.195	4.104	4.025	0.983
RÉGIMEN 7900 RE	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	52.39	54.64	52.31	51.66	54.22	52.13	53.28	57.63	55.53	44.67	54.00	51.69
	Q _T (W)	2386.22291											
	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.096	4.42	4.46	4.42	5.56	5.48	4.3	4.48	5.62	4.5	4.4	1.092
	2	1.097	4.42	4.46	4.42	5.56	5.46	4.3	4.48	5.62	4.5	4.387	1.086
	3	1.098	4.44	4.52	4.42	5.64	5.46	4.4	4.5	5.62	4.5	4.416	1.089
	Exactitud	-3 %											
	μ	1.130	4.563	4.620	4.553	5.763	5.629	4.481	4.625	5.799	4.643	4.536	1.123
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
RÉGIMEN 9900 RE	I _T (A)	1.130	4.563	4.620	4.553	5.763	5.629	4.481	4.625	5.799	4.643	4.536	1.123
	Q (W)	67.09	69.39	68.42	66.45	68.01	64.89	66.72	71.08	69.19	57.16	68.58	67.53
	Q _T (W)	3016.3183											
	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.203	4.85	4.98	5	6.16	5.94	4.8	4.9	6.1	4.9	4.843	1.198
	2	1.203	4.85	4.98	4.98	6.16	5.96	4.8	4.86	6.08	4.9	4.833	1.196
	3	1.199	4.83	4.98	4.94	6.12	5.94	4.8	4.92	6.12	4.9	4.814	1.192
	Exactitud	-1.4 %											
	μ	1.218	4.908	5.045	5.035	6.231	6.028	4.867	4.979	6.180	4.969	4.895	1.211
	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
RÉGIMEN 12500 RE	I _T (A)	1.218	4.908	5.045	5.035	6.231	6.028	4.867	4.979	6.180	4.969	4.895	1.211
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	77.83	80.27	81.59	81.27	79.52	74.42	78.73	82.38	78.59	65.47	79.86	78.45
	Q _T (W)	3517.24997											
	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.298	5.39	5.54	5.48	6.88	6.68	5.3	5.34	6.84	5.5	5.389	1.288
	2	1.297	5.39	5.52	5.46	6.88	6.68	5.3	5.38	6.94	5.5	5.361	1.284
	3	1.297	5.41	5.52	5.46	6.86	6.7	5.3	5.44	6.92	5.5	5.378	1.296
	Exactitud	-3 %											
	μ	1.336	5.559	5.691	5.639	7.076	6.880	5.459	5.557	7.092	5.665	5.539	1.327
RÉGIMEN 15800 RE	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	1.336	5.559	5.691	5.639	7.076	6.880	5.459	5.557	7.092	5.665	5.539	1.327
	R _T (Ω)	93.69	103.01	103.83	101.96	102.55	96.95	99.04	102.62	103.48	85.11	102.25	94.27
	Q (W)	4494.12223											
	Q _T (W)	4494.12223											
	Corrida	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A12
	1	1.398	5.84	6	5.96	7.46	7.2	5.7	5.86	7.36	5.9	5.884	1.394
	2	1.398	5.83	5.99	5.96	7.44	7.16	5.7	5.86	7.38	5.9	5.837	1.386
	3	1.4	5.85	6	5.96	7.48	7.26	5.7	5.92	7.42	5.9	5.856	1.388
	Exactitud	-3 %											
μ	1.441	6.020	6.177	6.144	7.689	7.437	5.871	6.067	7.617	6.077	6.046	1.431	
RÉGIMEN 15800 RE	C1	L9	L1	L2	L3	L5	L4	L6	L7	L8	L10	L11	C2
	I _T (A)	1.441	6.020	6.177	6.144	7.689	7.437	5.871	6.067	7.617	6.077	6.046	1.431
	R _T (Ω)	52.5	13.33	12.825	12.825	10.24	10.24	13.294	13.294	10.288	10.608	13.33	53.5
	Q (W)	108.97	120.80	122.35	121.03	121.08	113.26	114.55	122.32	119.37	97.94	121.82	109.58
	Q _T (W)	5270.36357											



Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$											
Régimen	Condiciones Atmosféricas			Velocidades (m/s)				Propiedades termo físicas			
	T (°C)	P (Pa)	HR (%)	RPM	V _V	V _{DE}	V _{ZP}	v (m ² /s)	C _p (J/kgK)	ρ (Kg/m ³)	K (W/m°C)
1000	22.87	77913.4	33.8	150	1.23	1.24	0.69	2.0612E-05	1007.03	0.9131	0.02763
5000	20.28	77871.8	36.6	675	6.10	6.07	3.39	1.9996E-05	1007.90	0.9231	0.02592426
6300	20.76	77792.6	35.9	800	7.69	7.70	4.30	2.0142E-05	1006.92	0.9212	0.02789907
7900	21.09	77829.1	37.1	1000	9.51	9.60	5.36	2.0007E-05	1006.92	0.9233	0.02813442
9900	20.89	77883.4	39.3	1375	11.97	12.02	6.72	1.9993E-05	1006.92	0.9262	0.02810475
12500	19.19	78173.3	40.8	1700	15.10	15.22	8.50	2.0044E-05	1006.94	0.9294	0.02826211
15800	22.06	77923.4	35.6	2250	17.60	19.40	10.83	2.0735E-05	1006.55	0.9017	0.02817878
Relación de pasos $S_1/S_2 = 2$											
Régimen	Condiciones Atmosféricas			Velocidades (m/s)				Propiedades termo físicas			
	T (°C)	P (Pa)	HR (%)	RPM	V _V	V _{DE}	V _{ZP}	v (m ² /s)	C _p (J/kgK)	ρ (Kg/m ³)	K (W/m°C)
1000	21.25	78051.2	41.6	150	1.23	1.22	1.26	2.0200E-05	1007.70	0.9211	0.02607242
5000	22.19	77948.2	35.5	725	6.11	6.13	6.33	2.0227E-05	1006.96	0.9172	0.02608911
6300	23.14	77967.8	34.9	900	7.72	7.77	8.03	2.0347E-05	1006.97	0.9170	0.02825761
7900	23.04	78026.2	35.9	1100	9.73	9.74	10.06	2.0332E-05	1006.96	0.9195	0.02859099
9900	17.77	78576.5	30.7	1350	11.89	11.84	12.23	1.9692E-05	1006.89	0.9406	0.02821066
12500	18.99	78459.3	22.5	1700	15.17	15.17	15.66	1.9971E-05	1006.94	0.9349	0.02837046
15800	20.22	78330.5	22.6	2225	19.52	19.56	19.69	2.0378E-05	1006.98	0.9148	0.02836416
Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$											
Régimen	Condiciones Atmosféricas			Velocidades (m/s)				Propiedades termo físicas			
	T (°C)	P (Pa)	HR (%)	RPM	V _V	V _{DE}	V _{ZP}	v (m ² /s)	C _p (J/kgK)	ρ (Kg/m ³)	K (W/m°C)
1000	22.79	77838.9	29.2	175	1.31	1.23	1.63	2.0381E-05	1006.97	0.9146	0.02698107
5000	23.90	77815.2	27.0	750	6.90	6.19	8.18	2.0387E-05	1006.98	0.9118	0.02757535
6300	23.94	77898.3	34.1	925	7.75	7.79	10.30	2.0366E-05	1006.97	0.9154	0.02781144
7900	20.82	78117.2	42.2	1125	9.79	9.68	12.80	2.0183E-05	1008.32	0.9221	0.02838546
9900	22.03	78002.1	39.4	1425	12.23	12.22	16.16	2.0338E-05	1006.98	0.9179	0.02825537
12500	23.13	77895.6	37.3	1785	15.58	15.63	20.68	2.0617E-05	1007.03	0.9143	0.02831838
15800	23.92	77821.5	33.7	2275	18.31	20.05	25.84	2.0888E-05	1007.10	0.8959	0.02644770
Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$											
Régimen	Condiciones Atmosféricas			Velocidades (m/s)				Propiedades termo físicas			
	T (°C)	P (Pa)	HR (%)	RPM	V _V	V _{DE}	V _{ZP}	v (m ² /s)	C _p (J/kgK)	ρ (Kg/m ³)	K (W/m°C)
1000	23.97	78144.9	23.6	175	1.26	1.24	1.85	2.0551E-05	1007.01	0.9148	0.02711279
5000	24.51	78198.6	21.2	750	6.23	6.23	9.26	2.0537E-05	1007.00	0.9141	0.02790336
6300	24.57	78259.0	22.2	925	7.80	7.80	11.59	2.0397E-05	1006.99	0.9171	0.02813251
7900	21.18	78301.4	26.9	1100	9.64	9.65	14.35	2.0136E-05	1006.95	0.9253	0.02824930
9900	22.23	78197.7	24.5	1450	12.16	12.27	18.24	2.0413E-05	1006.98	0.9212	0.02825624
12500	23.22	78090.3	19.5	1785	15.54	15.61	23.22	2.0566E-05	1007.03	0.9184	0.02630619
15800	24.03	78024.9	16.5	2320	18.70	20.12	29.16	2.0959E-05	1008.00	0.8992	0.02805853
Relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$											
Régimen	Condiciones Atmosféricas			Velocidades (m/s)				Propiedades termo físicas			
	T (°C)	P (Pa)	HR (%)	RPM	V _V	V _{DE}	V _{ZP}	v (m ² /s)	C _p (J/kgK)	ρ (Kg/m ³)	K (W/m°C)
1000	24.35	78099.9	16.8	150	1.27	1.24	1.92	2.0563E-05	1007.01	0.9141	0.02739119
5000	24.14	78200.2	22.5	740	6.16	6.16	9.49	2.0287E-05	1006.97	0.9177	0.02762520
6300	19.36	78749.5	34.4	890	7.54	7.56	11.65	1.9773E-05	1008.00	0.9371	0.02814732
7900	20.44	78645.5	31.8	1100	9.66	9.55	14.72	1.9924E-05	1008.16	0.9336	0.02845240
9900	21.24	78551.2	30.0	1425	12.11	12.06	18.60	2.0072E-05	1008.00	0.9295	0.02839385
12500	22.01	78449.3	28.5	1750	15.30	15.34	23.65	2.0223E-05	1008.20	0.9271	0.02617422
15800	22.58	78394.5	26.5	2275	19.08	19.66	29.53	2.0486E-05	1008.16	0.9106	0.02843288



Relación de pasos $S_1/S_2 = 1$											
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
1000	23.226	1.0246	0.8152	1.0295	0.8028	1.0066	0.7878	1.0226	0.6704	1.0413	0.8399
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.25	25.07	26.10	26.90	27.91	28.69	29.72	30.39	31.43	32.25
	$T_{PROM 1}$ 23.74				$T_{PROM 9}$ 30.91			$T_{PROM 10}$ 31.84			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
5000	20.24	0.5483	0.4346	0.5518	0.4471	0.5435	0.4349	0.5401	0.3552	0.5349	0.4287
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		20.79	21.22	21.77	22.22	22.77	23.20	23.74	24.10	24.63	25.14
	$T_{PROM 1}$ 20.51				$T_{PROM 9}$ 24.36			$T_{PROM 10}$ 24.88			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
6300	20.673	0.5410	0.4379	0.5424	0.4436	0.5343	0.4318	0.5370	0.3605	0.5435	0.4380
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		21.21	21.65	22.19	22.64	23.17	23.60	24.14	24.50	25.04	25.56
	$T_{PROM 1}$ 20.94				$T_{PROM 9}$ 24.77			$T_{PROM 10}$ 25.30			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
7900	20.639	0.4862	0.3861	0.4910	0.3999	0.4832	0.3904	0.4890	0.3207	0.4802	0.3860
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		21.13	21.51	22.00	22.40	22.89	23.28	23.76	24.09	24.57	25.28
	$T_{PROM 1}$ 20.88				$T_{PROM 9}$ 24.33			$T_{PROM 10}$ 24.92			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
9900	20.713	0.4933	0.3994	0.4936	0.4024	0.4850	0.3936	0.4920	0.3235	0.4804	0.3923
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		21.21	21.61	22.10	22.50	22.99	23.38	23.87	24.20	24.68	25.04
	$T_{PROM 1}$ 20.96				$T_{PROM 9}$ 24.44			$T_{PROM 10}$ 24.86			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
12500	21.787	0.4876	0.3973	0.5073	0.4054	0.5264	0.3972	0.5063	0.3186	0.4812	0.3977
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		22.27	22.67	23.18	23.58	24.11	24.51	25.01	25.33	25.81	26.18
	$T_{PROM 1}$ 22.03				$T_{PROM 9}$ 25.57			$T_{PROM 10}$ 26.00			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
15800	26.063	0.5014	0.4090	0.5292	0.4169	0.5660	0.4088	0.5399	0.3904	0.5026	0.4133
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		26.56	26.97	27.50	27.92	28.49	28.89	29.43	29.82	30.33	30.50
	$T_{PROM 1}$ 26.31				$T_{PROM 9}$ 30.08			$T_{PROM 10}$ 30.41			



Relación de pasos $S_1/S_2 = 2$											
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
1000	20.973	0.8643	0.6836	0.8123	0.6696	0.7982	0.6607	0.8302	0.5450	0.8879	0.7049
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		21.84	22.52	23.33	24.00	24.80	25.46	26.29	26.84	27.73	28.30
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		21.41			27.28			28.01			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
5000	22.135	0.6140	0.4904	0.6131	0.4964	0.6025	0.4881	0.6123	0.4037	0.6175	0.4816
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		22.75	23.24	23.85	24.35	24.95	25.44	26.05	26.46	27.07	27.58
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		22.44			26.76			27.33			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
6300	22.626	0.5970	0.4832	0.6061	0.4890	0.5952	0.4815	0.6047	0.3966	0.5987	0.4772
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		23.22	23.71	24.31	24.80	25.40	25.88	26.48	26.88	27.48	28.01
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		22.93			27.18			27.75			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
7900	22.414	0.5730	0.4635	0.5807	0.4585	0.5706	0.4508	0.5812	0.3815	0.5768	0.4581
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		22.99	23.45	24.03	24.49	25.06	25.51	26.09	26.47	27.05	27.65
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		22.70			26.76			27.35			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
9900	19.278	0.4884	0.4051	0.4925	0.3992	0.4825	0.3907	0.4901	0.3199	0.4828	0.3925
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		19.77	20.17	20.66	21.06	21.55	21.94	22.43	22.75	23.23	23.60
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		19.52			22.99			23.42			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
12500	21.589	0.4815	0.3969	0.4880	0.4068	0.4618	0.3993	0.5019	0.3268	0.4856	0.3969
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		22.07	22.47	22.96	23.36	23.82	24.22	24.73	25.05	25.54	25.93
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		21.83			25.29			25.73			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
15800	23.958	0.4550	0.3710	0.5026	0.3834	0.4686	0.3966	0.4517	0.2669	0.4698	0.8398
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.41	24.78	25.29	25.67	26.14	26.54	26.99	27.25	27.72	28.17
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		24.19			27.49			27.95			



Relación de pasos $S_1/S_2 = 3$											
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
1000	22.394	0.7951	0.6216	0.8200	0.6348	0.7918	0.6669	0.8302	0.5065	0.8235	0.6612
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		23.19	23.81	24.63	25.27	26.06	26.72	27.55	28.06	28.88	28.95
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		22.79			28.47			28.92			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
5000	23.573	0.5407	0.4158	0.5497	0.4060	0.5484	0.4541	0.5522	0.3644	0.5558	0.4404
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.11	24.53	25.08	25.49	26.03	26.49	27.04	27.40	27.96	28.40
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		23.84			27.68			28.18			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
6300	22.994	0.5239	0.4320	0.5229	0.4000	0.4972	0.4297	0.5242	0.3824	0.5223	0.4141
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		23.52	23.95	24.47	24.87	25.37	25.80	26.32	26.71	27.23	27.64
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		23.26			26.97			27.43			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
7900	21.769	0.5432	0.4229	0.5510	0.4121	0.5250	0.4379	0.5536	0.3763	0.5350	0.4271
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		22.31	22.73	23.29	23.70	24.22	24.66	25.21	25.59	26.13	26.61
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		22.04			25.86			26.37			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
9900	23.48	0.5398	0.4417	0.5451	0.4228	0.5191	0.4379	0.5583	0.3661	0.5318	0.4319
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.02	24.46	25.01	25.43	25.95	26.39	26.94	27.31	27.84	28.27
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		23.75			27.58			28.06			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
12500	25.2	0.5301	0.4325	0.5457	0.4377	0.5174	0.4491	0.5442	0.3623	0.5340	0.4389
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		25.73	26.16	26.71	27.15	27.66	28.11	28.66	29.02	29.55	30.15
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		25.47			29.29			29.85			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
15800	27.36	0.4950	0.4109	0.5113	0.3896	0.4756	0.4029	0.5102	0.3335	0.4979	0.4061
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		27.86	28.27	28.78	29.17	29.64	30.05	30.56	30.89	31.39	31.79
	$T_{PROM 1}$			$T_{PROM 9}$			$T_{PROM 10}$				
		27.61			31.14			31.59			



Relación de pasos $S_1/S_2 = 4$											
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
1000	23.8	0.8577	0.6476	0.7669	0.6581	0.8338	0.6647	0.8311	0.4865	0.8756	0.6989
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.66	25.31	26.07	26.73	27.56	28.23	29.06	29.55	30.42	30.50
	$T_{PROM 1}$ 24.23			$T_{PROM 9}$ 29.98			$T_{PROM 10}$ 30.46				
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
5000	24.4	0.6004	0.4694	0.6283	0.4786	0.5941	0.5001	0.6034	0.3980	0.6057	0.4811
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		25.00	25.47	26.10	26.58	27.17	27.67	28.27	28.67	29.28	29.76
	$T_{PROM 1}$ 24.70			$T_{PROM 9}$ 28.98			$T_{PROM 10}$ 29.52				
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
6300	24.083	0.5682	0.4520	0.6035	0.4708	0.5735	0.4779	0.5993	0.3947	0.6007	0.4790
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.65	25.10	25.71	26.18	26.75	27.23	27.83	28.22	28.82	29.30
	$T_{PROM 1}$ 24.37			$T_{PROM 9}$ 28.52			$T_{PROM 10}$ 29.06				
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
7900	21.764	0.5662	0.4491	0.5694	0.4531	0.5394	0.4707	0.5761	0.3782	0.5698	0.4576
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		22.33	22.78	23.35	23.80	24.34	24.81	25.39	25.77	26.34	26.79
	$T_{PROM 1}$ 22.05			$T_{PROM 9}$ 26.05			$T_{PROM 10}$ 26.56				
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
9900	23.6	0.5481	0.4428	0.5542	0.4243	0.5364	0.4534	0.5407	0.3458	0.5441	0.4426
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.15	24.59	25.15	25.57	26.11	26.56	27.10	27.45	27.99	28.43
	$T_{PROM 1}$ 23.87			$T_{PROM 9}$ 27.72			$T_{PROM 10}$ 28.21				
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
12500	25.4	0.5082	0.4073	0.5185	0.4088	0.4866	0.4399	0.5179	0.3231	0.5075	0.4118
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		25.91	26.32	26.83	27.24	27.73	28.17	28.69	29.01	29.52	30.03
	$T_{PROM 1}$ 25.65			$T_{PROM 9}$ 29.26			$T_{PROM 10}$ 29.77				
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
15800	27.842	0.4850	0.3992	0.5007	0.3888	0.4906	0.4124	0.5079	0.3438	0.4875	0.4110
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		28.33	28.73	29.23	29.62	30.11	30.52	31.03	31.37	31.86	32.24
	$T_{PROM 1}$ 28.08			$T_{PROM 9}$ 31.61			$T_{PROM 10}$ 32.05				



Relación de pasos $S_1/S_2 = 4.5$											
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
1000	23.673	0.8551	0.6443	0.8556	0.6547	0.8556	0.6646	0.8334	0.4967	0.8216	0.6417
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.53	25.17	26.03	26.68	27.54	28.20	29.04	29.53	30.35	30.60
	$T_{PROM 1}$ 24.10				$T_{PROM 9}$ 29.94			$T_{PROM 10}$ 30.48			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
5000	23.235	0.5517	0.4229	0.5435	0.3932	0.5510	0.4500	0.5460	0.3487	0.5516	0.4363
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		23.79	24.21	24.75	25.15	25.70	26.15	26.69	27.04	27.59	28.07
	$T_{PROM 1}$ 23.51				$T_{PROM 9}$ 27.32			$T_{PROM 10}$ 27.83			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
6300	19.620	0.5605	0.4427	0.5808	0.4566	0.5584	0.4939	0.5949	0.3828	0.5791	0.4628
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		20.18	20.62	21.20	21.66	22.22	22.71	23.31	23.69	24.27	24.71
	$T_{PROM 1}$ 19.90				$T_{PROM 9}$ 23.98			$T_{PROM 10}$ 24.49			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
7900	20.581	0.5719	0.4461	0.5707	0.4479	0.5445	0.4772	0.5806	0.3837	0.5792	0.4604
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		21.15	21.60	22.17	22.62	23.16	23.64	24.22	24.60	25.18	25.64
	$T_{PROM 1}$ 20.87				$T_{PROM 9}$ 24.89			$T_{PROM 10}$ 25.41			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
9900	21.925	0.5435	0.4371	0.5346	0.4235	0.5004	0.4431	0.5284	0.3521	0.5373	0.4295
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		22.47	22.91	23.44	23.86	24.36	24.81	25.34	25.69	26.23	26.67
	$T_{PROM 1}$ 22.20				$T_{PROM 9}$ 25.96			$T_{PROM 10}$ 26.45			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
12500	23.538	0.5432	0.4352	0.5471	0.4227	0.5173	0.4380	0.5521	0.3633	0.5403	0.4364
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		24.08	24.52	25.06	25.49	26.00	26.44	26.99	27.36	27.90	28.42
	$T_{PROM 1}$ 23.87				$T_{PROM 9}$ 27.63			$T_{PROM 10}$ 28.16			
RÉGIMEN	Te	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_3	ΔT_4	ΔT_5	ΔT_6	ΔT_7	ΔT_8	ΔT_9	ΔT_{10}
15800	25.4	0.5213	0.4217	0.5274	0.3992	0.4933	0.4262	0.5200	0.3413	0.5164	0.4245
		T_1	T_2	T_3	T_4	T_5	T_6	T_7	T_8	T_9	T_s
		25.92	26.34	26.87	27.27	27.76	28.19	28.71	29.05	29.57	29.99
	$T_{PROM 1}$ 25.66				$T_{PROM 9}$ 29.31			$T_{PROM 10}$ 29.78			



1. Primer paso se determina la velocidad requerida en túnel de viento dependiente del régimen de flujo (Re).

Determinación de las velocidades zona de pruebas						Det. de las velocidades en ducto de entrada, cuando $T_1 = T_2$					
T =	25.876	°C	N =	5		Re	V_{DE}	Re	V_{DE}	Re	V_{DE}
P =	0.7800	bar	v =	1.608^{-5}	m ² /s	1000	1.245	6300	7.841	11800	14.687
D =	12.7	mm	v_c =	2.034^{-5}	m ² /s	1600	1.991	7000	8.712	12500	15.558
						2200	2.738	7900	9.833	13000	16.180
Re	V_{ZP}	Re	V_{ZP}	Re	V_{ZP}	2800	3.485	8200	10.206	13600	16.927
1000	1.601	6300	10.089	11800	18.897	3400	4.232	8800	10.953	14200	17.674
1600	2.562	7000	11.210	12500	20.018	4000	4.979	9400	11.700	14800	18.421
2200	3.523	7900	12.651	13000	20.819	4600	5.725	9900	12.322	15400	19.167
2800	4.484	8200	13.132	13600	21.780	5000	6.223	10600	13.193	15800	19.665
3400	5.445	8800	14.093	14200	22.741	5800	7.219	11200	13.940	16600	20.661
4000	6.406	9400	15.054	14800	23.701						
4600	7.367	9900	15.854	15400	24.662	Determinación de las velocidades en ducto de entrada					
5000	8.007	10600	16.975	15800	25.303						
5800	9.288	11200	17.936	16600	26.584	T_{DE} =	23.48	°C	T_{ZP} =	25.877	°C
						T_{DS} =	28.27	°C	ΔT =	4.79	°C
Determinación de áreas											
h_{DE} =	230	mm	W_{DE} =	285	mm	Re	V_{DE}	Re	V_{DE}	Re	V_{DE}
						1000	1.235	6300	7.778	11800	14.569
A_{DE} =	0.0655	m ²				1600	1.975	7000	8.643	12500	15.433
			A_{LZP}	0.7772		2200	2.716	7900	9.754	13000	16.051
A_{ZP} =	0.0146	m ²	A_{DE}			2800	3.457	8200	10.124	13600	16.791
						3400	4.198	8800	10.865	14200	17.532
A_{LZP} =	0.0509	m ²				4000	4.939	9400	11.606	14800	18.273
						4600	5.679	9900	12.223	15400	19.014
						5000	6.173	10600	13.087	15800	19.508
						5800	7.161	11200	13.828	16600	20.495



2. De inmediato se compara la velocidad calculada en el túnel de viento con la calculada en tubo de venturi.

CALCULO DEL CAUDAL Y DE LA VELOCIDAD MEDIA EN EL TUNEL DE VIENTO CON TUBO DE VENTURI

	P_E (Pa)	P_S (Pa)	Presión absoluta		T (°C)
			P_1 (Pa)	P_2 (Pa)	
	581.4	-2065.7	78583.5	75936.374	23.533
Aceleración de la gravedad en la Cd. de México, Del. GAM:					
	g_{local} :	9.77915	m/s^2	$\pm$	0.01 %
$\frac{g}{(m/s^2)}$:	9.780318				
f^* :	0.0053024				
f_4 :	0.0000058	Grados	Minutos	Segundo	
φ (rad):	0.34002864	19	28	56	
H (m):	2240				
Densidad de mercurio	ρ_{Hg} :	13540.88	kg/m^3		
t (°C):	22.03				
Condiciones atmosféricas:					
T_{atm} (°C)	T_{atm} (K)	P_{atm} (Pa)			
22.03	295.18	78002			

CALCULO DE LA DENSIDAD DEL AIRE DENTRO DEL DUCTO ANTES DE LA OBSTRUCCION

T_f (K)	$P_{t,abs}$ (Pa)	M_a (kg/mol)	M_v (kg/mol)	R (J/mol·K)	X_v	Z	ρ_1 (kg/m³)
296.68	78583.50	0.0289	0.01802	8.31451	0.0145	0.99972	0.91785

CALCULO DEL CAUDAL

Factor de expansión adiabática del gas antes de la obstrucción:

d (mm):	115				
D (mm):	200				
k_{aire} (gas ideal):	1.4				
Numerador			Denominador		
0.8906	3.332796	0.0097	0.02892	0.89591	0.0301
$Y_1 =$			0.9789231		

Caudal teórico:

$$Q_t (m^3/s): 0.81825$$

Caudal real:

$$C \quad 0.98$$

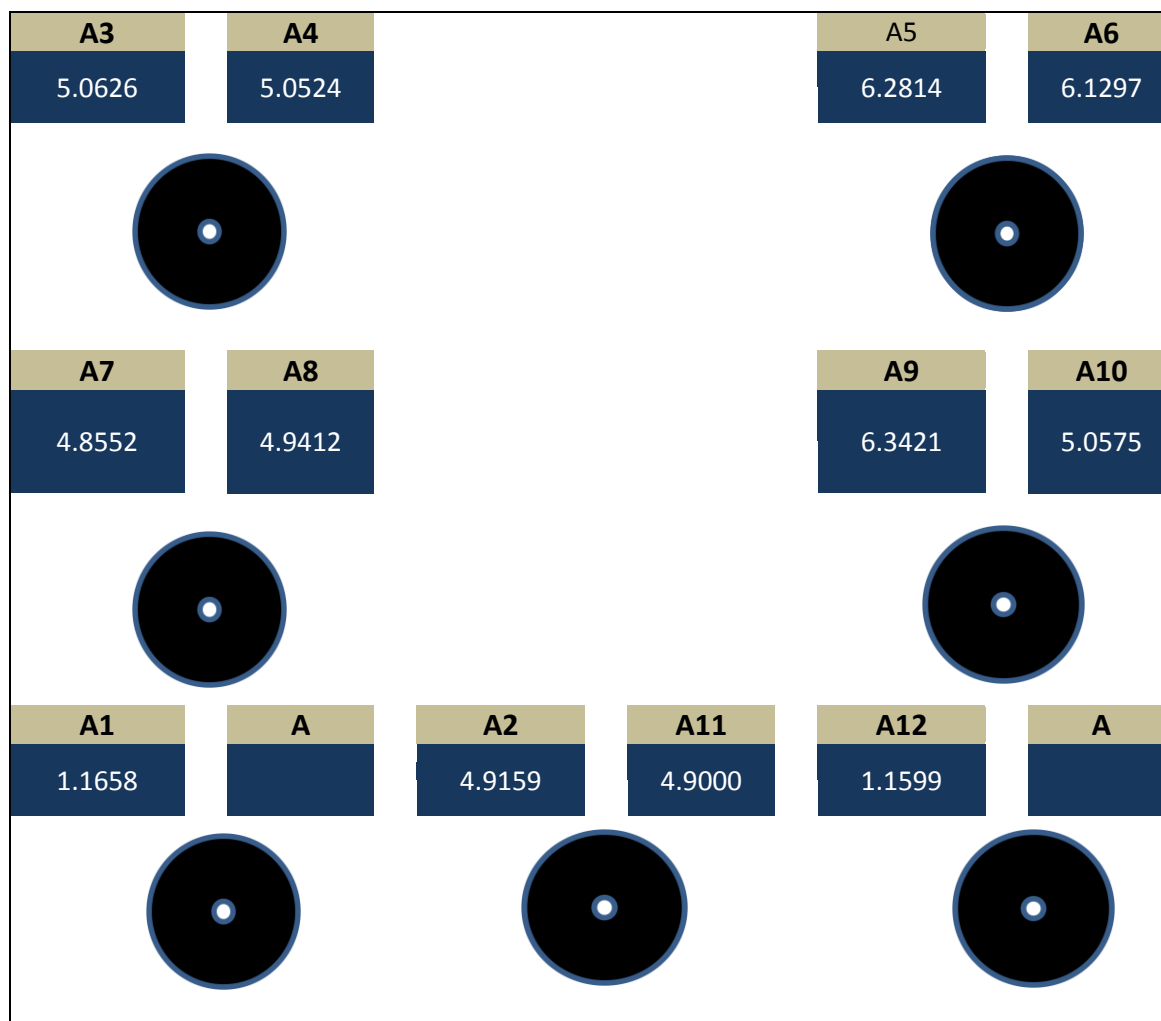
$$Q_r (m^3/s): 0.80188$$

Caudal y Velocidad Media en el Túnel de Viento:

Q_v (m³/s)	0.802
A_{Total} (m²)	0.06555
V_v (m/s)	12.23
V_{DE} (m/s)	12.223



3. Se determinan el potencial eléctrico total y por cada línea dentro del banco de tubos.



			Tiempo	2040	s					
			Exactitud	-1.15	%					
Línea	N	A	R1	R2	R3	R4	R5	Rt	P (W)	Q (J)
1	1	A1	0	0	52.5	0	0	52.5	71.35	145547
1	4	A3	51.3	51.3	0	51.3	51.3	12.825	82.17	167636
2	4	A4	51.3	51.3	0	51.3	51.3	12.825	81.85	166967
3	5	A5	51.2	51.2	51.2	51.2	51.2	10.24	80.81	164845
4	4	A7	53.1	53.2	0	53.2	53.2	13.2937412	78.34	159820
5	5	A6	51.2	51.2	51.2	51.2	51.2	10.24	76.95	156977
6	4	A8	53.2	53.2	0	53.2	53.1	13.2937412	81.14	165531
7	5	A9	51.5	51.4	51.4	51.4	51.5	10.2879907	82.76	168833
8	4	A10	53	53.1	0	53.1	53	10.607991	67.83	138381
9	1	A12	0	0	53.5	0	0	53.5	71.98	146843
9	4	A2	53.3	53.3	0	53.3	53.4	13.3312412	80.54	164303
10	4	A11	53.4	53.3	0	53.3	53.3	13.3312412	80.02	163240
						I (Amper)		t (s)	KW	KJ
				TOTAL		55.864		2040	3.55352	7249.1733



4. Haciendo hincapié, que los resultados de velocidad dependen directamente de las condiciones del medio ambiente, tales como temperatura, presión y humedad. Luego se determina la temperatura promedio de salida con el método de áreas, como se muestra a continuación:

Calculo de la Temperatura de salida por el método de área.					
Puntos de medición	Plano YZ	Plano XZ	T_{prom} (° C)	A (m ²)	TA (°Cm ²)
1	27.75	26.98	27.98	0.01311	0.366840
2	27.71	27.32	28.14	0.01311	0.368850
3	27.81	27.73	28.21	0.01311	0.369768
4	27.99	28.34	28.43	0.01311	0.372739
5	28.33	28.68	28.61	0.01311	0.375121
6	28.51	28.79			
7	28.59	28.78			
8	28.90	28.49			
9	29.15	28.13			
10	29.70	27.81			
11	29.70	27.50			

TA(°Cm ²)	1.853317
A _{Total} (m ²)	0.06555
T _s (° C)	28.27

5. Luego se determina un estudio de la disipación de calor para cada una de las líneas del banco de tubos y así determinar las temperaturas intermedias de la zona de pruebas. También se calculo un factor de error η_e . Para calcular la temperatura superficial del tubo en la decima fila T_{C2} .

Temperaturas de la zona de pruebas

T_1	$\Delta t =$	0.53976277	24.02	
T_2	$\Delta t =$	0.44172756	24.46	
T_3	$\Delta t =$	0.54514156	25.01	
T_4	$\Delta t =$	0.4228203	25.43	
T_5	$\Delta t =$	0.51912428	25.95	
T_6	$\Delta t =$	0.43792778	26.39	
T_7	$\Delta t =$	0.55833105	26.94	
T_8	$\Delta t =$	0.36609963	27.31	
T_9	$\Delta t =$	0.53180156	27.84	
T_{10}	$\Delta t =$	0.4318668	28.27	T_s
Total		4.79460329		
		Desviación η_e	1.53	%



6. Por último se realizó el cálculo de todos los valores a ocupar en esta investigación.

	$T_s =$	28.27	°C
	$T_e =$	23.48	°C
	$C_p =$	1006.98	J/Kg K
	$m =$	0.74	Kg/s
	$\rho =$	0.9179	Kg/m ³
	$A =$	0.4129	m ²
	$d =$	12.7	mm
	$Q =$	3552.58	W
	$Q_{RT} =$	3553.52	W
	$Q_p =$	0.94	W
		0.03	%
	$T_{C1} =$	89.98	°C
	$T'_{C2} =$	71.43	°C
	$T_{C2} =$	70.34	°C
	T_{prom1}	23.75	
	T_{prom9}	27.58	
	T_{prom10}	28.06	
$\Delta T_{m9} =$		54.27	
$\Delta T_{m10} =$			53.36
	Diferencia LOG	1.68	%
	$\overline{h} =$	161.22	W/m ² °C
	$k_f =$	0.02825537	W/m°C
	$\overline{Nu} =$	72.466053	