

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

OBTENCIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO AJUSTADAS A LAS TABLAS DE PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL REFRIGERANTE R-413a, TANTO EN EL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR COMO EN FASE GASEOSA.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Bettin Nizzero, Francesco
Para optar al Título de
Ingeniero Mecánico

Caracas, 2012

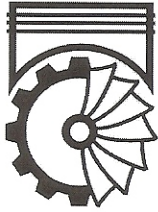
TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

OBTENCIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO AJUSTADAS A LAS TABLAS DE PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL REFRIGERANTE R-413a, TANTO EN EL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR COMO EN FASE GASEOSA.

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Franklin Baduy Córdova, M. Sc.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Bettin Nizzero, Francesco
Para optar al Título de
Ingeniero Mecánico

Caracas, 2012



Facultad de Ingeniería
INGENIERIA MECÁNICA
Universidad Central de Venezuela
DEPARTAMENTO DE ENERGÉTICA



Caracas, 18 de junio de 2012

ACTA

Los abajo firmantes, miembros del jurado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Mecánica, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el (los) bachiller (es):

Francesco Bettin Nizzero

Titulado:

“Obtención de las Ecuaciones de Estado Ajustadas a las Tablas de Propiedades Termodinámicas del Refrigerante R-413a, Tanto en el Equilibrio Liquido-Vapor como en Fase Gaseosa”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudio conducente al Título de Ingeniero Mecánico.

Prof. Julio Segura
Jurado



Prof. José Di Marco
Jurado

Prof. Franklin Baduy
Tutor

“50 años de la creación de la Escuela de Ingeniería Eléctrica, de la Escuela de Ingeniería Mecánica y del Instituto de Materiales y Modelos Estructurales”



Facultad de Ingeniería
INGENIERIA MECÁNICA
Universidad Central de Venezuela
Departamento de Energética



Caracas, 18 de junio de 2012

Ciudadana

Prof. Gerardo Ramírez.

Jefe de División de Control de Estudios

Presente.

Quienes suscriben profesores del Jurado Examinador, designado por el Consejo de la Escuela de Ingeniería Mecánica, nos dirigimos a usted, con la finalidad de informarle la decisión de otorgar a el (los) bachiller(s):

Francesco Bettin Nizzero

Titular de la Cédula de Identidad N° 17.704.491

“MENCION TRABAJO ESPECIAL DE GRADO”

Por la excelencia demostrada en la realización del Trabajo Especial de Grado Titulado:

“Obtención de las Ecuaciones de Estado Ajustadas a las Tablas de Propiedades Termodinámicas del Refrigerante R-413a, Tanto en el Equilibrio Líquido-Vapor como en Fase Gaseosa”

Sin otro particular a que hacer referencia, quedamos de usted,

Prof. Julio Segura
Jurado



Prof. Franklin Baduy
Tutor

Prof. José Di Marco
Jurado

“50 años de la creación de la Escuela de Ingeniería Eléctrica, de la Escuela de Ingeniería Mecánica y del Instituto de Materiales y Modelos Estructurales”

DEDICATORIA

Le dedico esta tesis a mis padres, que a lo largo de los años me han formado y han tenido, no mucha, si no demasiada paciencia, sin mencionar la confianza y esperanzas que han depositado sobre mí.

AGRADECIMIENTOS

A la ilustre Universidad Central de Venezuela, por permitirme ser parte de ella y de haberme impartido toda la instrucción académica necesaria para convertirme en un profesional.

Un especial agradecimiento le doy a mi tutor, Prof. Franklin Baduy, gracias a él y su aporte pude conseguir desarrollar este trabajo de grado. Muchas gracias por su confiar en mi persona.

Agradezco a Dios ante todo, por las oportunidades que me ha presentado a lo largo de la vida, y esto incluye la suerte de contar con una familia del cual estoy muy orgulloso de ser parte de ella. Agradezco a mi Madre, Ita, que aunque tengamos caracteres distintos, siempre ha velado por mi bienestar. Agradezco a mi Padre, Clemente, que si bien por cuestiones de trabajo no hemos compartido mucho, logró de igual forma enseñarme aspectos muy importantes de la vida. *Vi volglgio molto benne.*

A la mejor novia del mundo, Karina, que con su apoyo incondicional y su inagotable positivismo me dio la fuerza necesaria para superar los obstáculos en estos últimos años de carrera.

Al gran Octavio, por ser ejemplo de perseverancia a lo largo de toda la carrera, sin dejar de mencionar el gran amigo y persona que es.

A los amigos que tuve la dicha de conocer en la Universidad Central, por ser parte importante, en las buenas y en las malas, de esta etapa de la vida: Franca, Antonio, Carlos, Gabriel, Manuel y Aritz y su familia.

A los viejos amigos del Colegio Humboldt, con los cuales viví una época que difícilmente olvidaré, y nos hace ser quienes somos ahora: Francisco, Raúl, Testa, Carlos Alberto, Sergio, Stefano y José.

Bettin N., Francesco.

**“OBTENCIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO
AJUSTADAS A LAS TABLAS DE PROPIEDADES
TERMODINÁMICAS DEL REFRIGERANTE R-413A, TANTO EN
EL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR COMO EN FASE
GASEOSA”.**

**Tutor Académico: Prof. Franklin Baduy Córdova. M. Sc. Tesis. Caracas, U.C.V.
Facultad de Ingeniería Escuela de Ingeniería de Mecánica. Año 2012, 109 pág.**

Palabras clave: ECUACIONES, TERMODINÁMICA, REFRIGERANTE
R-413A, PROPIEDADES, CÓDIGO COMPUTACIONAL

Resumen. Ajustando la data del *R-413a* se logaron ecuaciones para varias combinaciones de tres propiedades termodinámicas. Las ecuaciones obtenidas corresponden a zonas discretas y continuas del diagrama de fases del *R-413a*, lo cual permitió que las mismas arrojaran resultados con errores relativos menores al 1% al compararlos con la data empleada. Se han denominado en este trabajo como ecuaciones de estado no convencionales (EENC), pues las convencionales son de la forma $p(v, t)$ y viriales. El manejo de la data en ciertas zonas perimetrales del diagrama de fases no dio buenos resultados, no obstante, en lo concerniente al área de trabajo del *R-12*, del cual el *R-413a* viene a ser su sustituto, los resultados fueron muy buenos. Las EENC del *R-413a* obtenidas para el equilibrio de fases Líquido-Vapor fueron $p(T, v)$, $p(T, h)$, $p(T, s)$, $v(T, h)$, $h(T, p)$, $h(T, v)$, $h(T, s)$, $s(T, v)$ y $s(T, h)$ y para la región de Vapor Sobrecalentado $v(T, p)$, $h(T, p)$, $s(T, p)$, $T(p, s)$, $v(p, s)$, $h(p, s)$, $T(p, v)$, $T(p, h)$ y $h(T, s)$. Algunas ecuaciones desarrolladas para obtener v a partir de dos propiedades independientes resultaron fallidas en cuanto a que el error relativo asociado superó el 1% preestablecido en los objetivos del trabajo. Con las Ecuaciones de Estado no convencionales se creó un código computacional, basado en MatLab[®], el cual funciona perfectamente, cuyo fin es la de calcular todas las propiedades de un estado termodinámico de equilibrio del *R-413a*, al introducirle el valor de dos propiedades termodinámicas independientes, entre las siguientes combinaciones: (t, p) , (t, v) , (t, h) , (t, s) , (p, v) , (p, h) , (p, s) , (v, h) , (v, s) y (h, s) para el equilibrio de fases líquido-vapor y (t, p) , (p, s) , (p, v) , (p, h) y (t, s) para la fase gaseosa (Vapor Sobrecalentado).

TABLA DE CONTENIDOS

TABLA DE CONTENIDOS.....	ix
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xii
ÍNDICE DE TABLAS	xiii
NOMENCLATURA	xvii
CAPÍTULO I: FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	1
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	1
1.2 ANTECEDENTES	4
1.3 OBJETIVOS.....	8
1.3.1 Objetivo General.....	8
1.3.2 Objetivos Específicos	8
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO	9
2.1. MÉTODOS CONVENCIONALES DE OBTENCIÓN DE LOS VALORES DE LAS PROPIEDADES TERMODINÁMICAS.	10
2.1.1 Superficie Presión-Volumen-Temperatura.	10
2.1.2 Diagramas de Fases.	11
2.1.3 Tablas de Propiedades Termodinámicas.....	13
2.1.4 Ecuaciones de Estado convencionales para sustancias puras.	14
2.1.4.1 Ecuación de Boyle (1662).....	14
2.1.4.2 Ecuación de Charles (1802)	14
2.1.4.3 Ecuación de Gas Ideal (1834)	15
2.1.4.4 Ecuación de Van der Waals (1873).....	15
2.1.4.5 Ecuación de Beattie-Bridgeman (1928)	16
2.1.4.6 Ecuación de Benedict-Webb-Rubin (1940)	17
2.1.4.7 Ecuación de Redlich-Kwong (1949).....	17

2.1.4.8 Ecuación Soave (1972)	18
2.1.4.9 Ecuación de Peng-Robinson (1976).....	19
2.2 Tipos de Regresiones y Errores.....	20
2.2.1 Regresión de Primer Orden.....	20
2.2.2 Regresión Polinómica	21
2.2.3 Regresión Potencial	21
2.2.4 Error Absoluto y Relativo.....	22
2.3 Herramientas Computacionales.....	23
2.3.1 Microsoft Office Excel	23
2.3.2 CurveExpert	24
2.3.3 MatLab.....	25
CAPÍTULO III: METODOLOGÍA	27
3.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA GENERAL.....	28
3.2 TRANSCRIPCIÓN DE LA DATA.	29
3.3 DISCRETIZACIÓN DE LA DATA.	32
3.4 OBTENCIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL <i>R-413a</i>	34
3.4.1 Series de ajustes para el Equilibrio de fase Líquido-Vapor.....	35
3.4.2 Series de ajustes para la región de Vapor Sobrecalentado.....	37
3.5 ORGANIZACIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL <i>R-413a</i>	39
3.6 DESARROLLO DEL CÓDIGO COMPUTACIONAL QUE EVALÚE LAS PROPIEDADES DE <i>R-413a</i> A PARTIR DE DOS PROPIEDADES INDEPENDIENTES.	40
3.7 MECANISMO DE VALIDACIÓN DEL CÓDIGO COMPUTACIONAL.	40
3.8 NECESIDAD DE UN INSTRUCTIVO PARA EL USO DEL CÓDIGO COMPUTACIONAL.	40
CAPÍTULO IV: RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	42
4.1 TIPO DE ECUACIÓN $M(T)$ Y $N(T)$ Y RANGO DE ERRORES RELATIVOS ASOCIADOS A LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL EQUILIBRIO DE FASE LÍQUIDO-VAPOR.	42

4.2 TIPO DE ECUACIÓN $A(j)$, $B(j)$ y $C(j)$ Y RANGO DE ERRORES RELATIVOS ASOCIADOS A LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA LA REGIÓN DE VAPOR SOBRECALENTADO.	47
4.3 CÓDIGO COMPUTACIONAL PARA DETERMINAR LAS PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL <i>R-413a</i> AL INGRESAR DOS DE ELLAS.	53
4.3.1 Validez del código computacional.	57
CAPÍTULO V: CONCLUSIONES.	59
RECOMENDACIONES	60
BIBLIOGRAFÍA	61
APÉNDICE	63
A.1 ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL EQUILIBRIO DE FASE LÍQUIDO-VAPOR.	65
A.2 ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA LA REGION DE VAPOR SOBRECALENTADO.	73
A.3 CODIGO COMPUTACIONAL DE CÁLCULO.	83
A.3.1 Validez del código computacional.	88
A.3.2 Instructivo para el uso del código computacional.	90

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N° 1. Representación gráfica de Superficie Presión-Volumen-Temperatura [CENGEL 2006]	10
Figura N° 2. Diagrama de Temperatura en función del Volumen de una sustancia pura [Termodinámica: diagramas de propiedades, 2009]	11
Figura N° 3. Diagrama de Presión en función del Volumen una sustancia pura [Termodinámica: diagramas de propiedades, 2009]	12
Figura N° 4 Diagrama de Presión en función de Temperatura de una sustancia pura [Termodinámica: diagramas de propiedades, 2009]	13
Figura N° 5. Ambiente de trabajo Microsoft Excel 2007	24
Figura N° 6. Ambiente de trabajo de CurveExpert®	25
Figura N° 7. Ambiente de trabajo de MatLab®	26
Figura N° 8. Esquema general de la metodología empleada en el trabajo.	28
Figura N° 9. Muestra de tabla con propiedades de saturación para el <i>R-413a</i> [Empresa Dupont®, 2011]	31
Figura N° 10. Muestra de la tabla <i>R-413a</i> [Empresa Dupont®, 2011], para la región de Vapor Sobrecalentado.	32
Figura N° 11. Diagrama P-h.	33
Figura N° 12. Representación esquemática de la obtención de los ajustes matemáticos.	35
Figura N° 13.. Extracto de la tabla Termodinámica generada por el fabricante DuPont® Empresa Dupont®, 2011], donde se muestra el comportamiento irregular del Volumen.	52
Figura N° 14. Extracto de la tabla Termodinámica generada por el fabricante DuPont® Empresa Dupont®, 2011], donde se muestra la omisión de las propiedades para una Temperatura dada.	52
Figura N° 15. Menú del código computacional.	56
Figura N° 16. Resultados para $t=0^{\circ}\text{C}$ y $p=364.2\text{ kPa}$ para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor.	56
Figura N° 17. Resultados para $p=800\text{ kPa}$ y $s=1.8990\text{ kJ/kg K}$ para región de Vapor Sobrecalentado.	57
Figura N° 18. Extracto de la Tabla de refrigerantes propuesta por Climaju [Climaju Servicios S.L 2012]	64

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Comparación entre refrigerantes.....	5
Tabla N° 2. Ejemplo de correlación para determinar la entalpía unitaria en función de temperatura y presión en un dominio de [10 a 110 kPa] y [-70 a 120 °C].	39
Tabla N° 3. Funciones relacionadas a los coeficientes $M(T)$ y $N(T)$	43
Tabla N° 4. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $p(T, v) = M(T)*v + N(T)$. [p (kPa), T (K), v (m ³ /kg)]	43
Tabla N° 5. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $p(T, h) = M(T)*h + N(T)$. [p (kPa), T (K), h (kJ/kg)]	44
Tabla N° 6. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $p(T, s) = M(T)*s + N(T)$. [p (kPa), T (K), s (kJ/kg K)]	44
Tabla N° 7. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $v(T, h) = M(T)*h + N(T)$. [v (m ³ /kg), T (K), h (kJ/kg)]	44
Tabla N° 8. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, p) = M(T)*p + N(T)$. [h (kJ/kg), T (K), p (kPa)]	45
Tabla N° 9. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, v) = M(T)*v + N(T)$. [h (kJ/kg), T (K), v (m ³ /kg)]	45
Tabla N° 10. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, s) = M(T)*s + N(T)$. [h (kJ/kg), T (K), s (kJ/kg K)]	45
Tabla N° 11. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $s(T, v) = M(T)*v + N(T)$. [s (kJ/kg K), T (K), v (m ³ /kg)]	45
Tabla N° 12. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $s(T, h) = M(T)*h + N(T)$. [s (kJ/kg K), T (K), h (kJ/kg)]	46
Tabla N° 13. Numero de Ecuaciones de Estado no convencionales obtenidas para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor.....	46
Tabla N° 14. Funciones relacionadas a cada coeficiente $A(j)$, $B(j)$ y $C(j)$	47
Tabla N° 15. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $v(T, p) = A(p)*(T - 273,15)^2 + B(p)*(T - 273,15) + C(p)$[v (m ³ /kg), p (kPa), T (K)]	47
Tabla N° 16. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, p) = A(p) * T^2 + B(p) * T + C(p)$. [h (kJ/kg), p (kPa), T (K)]	48
Tabla N° 17. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $s(T, p) = A(p) * T^2 + B(p) * T + C(p)$. [s (kJ/kg K), p (kPa), T (K)]	48

Tabla N° 18. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $T(p, s)$ $= A(p) * s^2 + B(p) * s + C(p)$. [T (K), s (kJ/kg K), P (kPa)]	49
Tabla N° 19. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $v(p, s)$ $= A(p) * s^2 + B(p) * s + C(p)$. [v (m ³ /kg), s (kJ/kg K), p (kPa)]	49
Tabla N° 20. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $h(p, s)$ $= A(p) * s^2 + B(p) * s + C(p)$. [h (kJ/kg), s (kJ/kg K), p (kPa)]	50
Tabla N° 21. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $T(p, v)$ $= A(p) * v^2 + B(p) * v + C(p)$. [T (K), v (m ³ /kg), p (kPa)]	50
Tabla N° 22. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $T(p, h)$ $= A(p) * h^2 + B(p) * h + C(p)$. [T (K), h (kJ/kg), p (kPa)]	50
Tabla N° 23. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, s)$ $= A(T) * s + B(T) + C(T) / s$. [h (kJ/kg), s (kJ/kg K), T (K)]	51
Tabla N° 24. Numero de Ecuaciones de Estado no convencionales para Vapor Sobrecalentado.	51
Tabla N° 25. Propiedades termodinámicas que determina el código computacional.	55
Tabla N° 26. Ecuaciones de Estado no convencionales $p(T, v)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [p (kPa), T (K), v (m ³ /kg)]	65
Tabla N° 27. Ecuaciones de Estado no convencionales $p(T, h)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [p (kPa), T (K), h (kJ/kg)]	66
Tabla N° 28. Ecuaciones de Estado no convencionales $p(T, s)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [p (kPa), T (K), s (kJ/kg K)]	67
Tabla N° 29. Ecuaciones de Estado no convencionales $v(T, h)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [v (m ³ /kg), T (K), h (kJ/kg)]	67
Tabla N° 30. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, p)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [h (kJ/kg), T (K), p (kPa)]	69
Tabla N° 31. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, v)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [h (kJ/kg), T (K), v (m ³ /kg)]	70
Tabla N° 32. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, s)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [h (kJ/kg), T (K), s (kJ/kg K)]	71
Tabla N° 33. Ecuaciones de Estado no convencionales $s(T, v)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [s (kJ/kg K), T (K), v (m ³ /kg)]	72
Tabla N° 34. Ecuaciones de Estado no convencionales $s(T, h)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [s (kJ/kg K), T (K), h (kJ/kg)]	73

Tabla N° 35. Ecuaciones de Estado no convencionales $v(T, p)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [v (m ³ /kg), T (K), p (kPa)]	73
Tabla N° 36. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, p)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [h (kJ/kg), T (K), p (kPa)]	75
Tabla N° 37. Ecuaciones de Estado no convencionales $s(T, p)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [s (kJ/kg K), T (K), p (kPa)]	76
Tabla N° 38. Ecuaciones de Estado no convencionales $T(p, s)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [T (K), p (kPa), s (kJ/kg K)]	77
Tabla N° 39. Ecuaciones de Estado no convencionales $v(p, s)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [v (m ³ /kg), p (kPa), s (kJ/kg K)]	78
Tabla N° 40. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(p, s)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [h (kJ/kg), p (kPa), s (kJ/kg K)]	80
Tabla N° 41. Ecuaciones de Estado no convencionales $T(p, v)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [T (K), p (kPa), v (m ³ /kg)]	80
Tabla N° 42. Ecuaciones de Estado no convencionales $T(p, h)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [T (K), p (kPa), h (kJ/kg)]	82
Tabla N° 43. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, s)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [h (kJ/kg), T (K), s (kJ/kg K)]	83
Tabla N° 44. Ajustes para $v_f(T)$. [v_f (m ³ /kg), T (K)]	83
Tabla N° 45. Ajustes para $v_g(T)$. [v_g (m ³ /kg), T (K)]	84
Tabla N° 46. Ajustes para $p_f(T)$. [p_f (kPa), T (K)]	85
Tabla N° 47. Ajustes para $p_g(T)$. [p_g (kPa), T (K)]	85
Tabla N° 48. Ajustes para $h_f(T)$. [h_f (kJ/kg), T (K)]	86
Tabla N° 49. Ajustes para $h_g(T)$. [h_g (kJ/kg), T (K)]	86
Tabla N° 50. Ajustes para $s_f(T)$. [s_f (kJ/kg K), T (K)]	87
Tabla N° 51. Ajustes para $s_g(T)$. [s_g (kJ/kg K), T (K)]	87
Tabla N° 52. Validación del código computacional en el Equilibrio de fase Líquido-Vapor para Volumen unitario en el dominio [50 a 60] °C y [1491,1 a 1881,1] kPa.	88
Tabla N° 53. Validación del código computacional en el Equilibrio de fase Líquido-Vapor para Entalpía unitari en el dominio [50 a 60] °C y [1491,1 a 1881,1] kPa.	89

Tabla N° 54. Validación del código computacional en el Equilibrio de fase Líquido-Vapor para Entropía unitaria en el dominio [50 a 60] °C y [1491,1 a 1881,1] kPa.	89
Tabla N° 55. Validacion del código computacional en la región de Vapor Sobrecalentado para Volumen unitario en el dominio [60 a 95] °C y [1300] kPa.	89
Tabla N° 56. Validacion del código computacional en la región de Vapor Sobrecalentado para Entalpía unitaria en el dominio [60 a 95] °C y [1300] kPa....	90
Tabla N° 57. Validacion del código computacional en la región de Vapor Sobrecalentado para Entropía unitaria en el dominio [60 a 95] °C y [1300] kPa...	90

NOMENCLATURA

VARIABLE	Descripción	Unidad SI
P	Presión Absoluta	kPa
p	Presion Estatica	kPa
V	Volumen	m ³
v	Volumen específico o unitario	m ³ /kg
T	Temperatura Absoluta	K
t	Temperatura	°C
h	Entalpía específica o unitaria	kJ/kg
s	Entropía específica o unitaria	kJ/kg K
m	Masa total	kg
R	Constante especifica del gas	kPa m ³ / kg K
x	Variable independiente	adim.
y	Variable dependiente	adim.
a, b y c	Constantes para las regresiones	-
r^2	Error cuadrático	adim.
n	Tamaño de la muestra para las regresiones	adim.
x	Calidad de la mezcla	adim
p _f	Presión del liquido saturado	kPa
p _g	Presión de saturación del vapor saturado	kPa
v _f	Volumen unitario del líquido saturado	m ³ /kg
v _g	Volumen unitario del vapor saturado	m ³ /kg

h_f	Entalpía unitaria del líquido saturado	kJ/kg
h_g	Entalpía unitaria del vapor saturado	kJ/kg
s_f	Entropía unitaria del líquido saturado	kJ/kg K
s_g	Entropía unitaria del vapor saturado	kJ/kg K

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En vista de la creciente preocupación mundial por la conservación del medio ambiente, y en un afán por minimizar las causas del cambio climático, causado por el efecto invernadero y la reducción de la capa de ozono, entre otras, varias organizaciones y gobiernos han empezado a tomar medidas al respecto. Una de las mayores familias de sustancias que han sido puesto bajo observación, es la de los refrigerantes. Catalogadas como prioridad por su dañino efecto, han sido poco a poco reemplazadas por nuevas sustancias que han desarrollado los diferentes fabricantes, muchas de esta, en forma de combinaciones o mezclas de varias sustancias.

Una de las sustancias a ser reemplazadas es el refrigerante *R-12* (dicloro difluoro metano), empleada fundamentalmente en la refrigeración doméstica y uno de estos nuevos reemplazos es el refrigerante *R-413a*, siendo su denominación comercial *DuPont® ISCEON™ MO49*, caracterizado por ser es un fluido refrigerante de conversión simple, rápida y compatible con todos los tipos de aceites: minerales, alquil benceno y poliolester.

El refrigerante *R-413a* posee varias características importantes. Las principales son su bajo efecto invernadero, el cual viene dado por un GWP de 1770-1800 (en inglés GWP - Global Warming Potential) y su ODP de valor cero, no representando un riesgo potencial sobre el ozono (conocido también por sus siglas en inglés como ODP - Ozone Depleting Potential) en comparación a su predecesor el refrigerante *R-12* (el cual posee un GWP de 8500 y un ODP cercano a 1), estos y

otros valores se pueden comparar en la Figura N°18 en el Apéndice, pág. 63. Pero la característica más atractiva para la industria, es su alta compatibilidad con los diferentes aceites y sistemas ya existentes, que funcionan con el *R-12*, el cual es uno de los refrigerantes mayormente utilizado en la actualidad.

De este modo, conocer las propiedades a fondo del refrigerante *R-413a* será de gran utilidad para quienes estén relacionados con la refrigeración y sistemas de aire acondicionado.

Hasta los momentos, solo se cuenta con las ecuaciones de estado originales de las propiedades del refrigerante, las cuales no son sencillas y poseen más de 8 términos, como es el caso de la ecuación modificada de Benedict-Webb-Rubin, lo que conlleva a una resolución poco práctica para el cálculo de estados no tabulados, y las tablas propiamente dichas, a las cuales se le aplicaría algún tipo de interpolación lineal, con los errores que este procedimiento implica.

De este modo, este trabajo especial de grado tiene como objetivo el desarrollo y validación de ecuaciones de estado explícitas para las distintas propiedades termodinámicas, dependientes principalmente de la presión y la temperatura, aplicando técnicas de ajuste estadísticos, a la data de propiedades del *R-413a* publicada por el fabricante DuPont® [Empresa DuPont®, 2006].

El propósito para desarrollar este trabajo, viene dado por la necesidad de contar con ecuaciones de estado más simplificadas que permitan evaluar las propiedades termodinámicas de una sustancia o compuesto, sin tener que recurrir a leer los valores de tablas e interpolarlos cuando amerite. Aunado a ello, el desarrollo de estas ecuaciones permitirá evaluar la creación de un código computacional, el cual facilita la obtención de los valores de las propiedades en las diferentes fases, ya sea a nivel industrial y/o académico.

En tal sentido, se procedió a obtener ecuaciones de estado lo mas simplificadas posible. Estas son de la forma $v(p, T)$, $h(p, T)$, $s(p, T)$ y así sucesivamente con todas las demás variables

Queda entendido que las ecuaciones obtenidas, tienen aplicación en dominios y rangos amplios pero finitos, poseen un error relativo, respecto al valor de tabla sea menor a $\pm 1\%$.

Con las Ecuaciones de Estado no convencionales obtenidas, se elaboró un codigo computacional con el que se facilita el calculo de los valores de las propiedades termodinamicas del refrigerante *R-413a*, correspondiente a un estado de interes.

1.2 ANTECEDENTES

En la industria de la refrigeración, los principales protagonistas son los refrigerantes. Existen varias familias de sustancias (puras y compuestas) que son ampliamente utilizadas, en base a su comportamiento a diferentes condiciones de trabajo (presión y temperatura). Las mayormente utilizadas son los clorofluorocarbonados (CFCs), que son los hidrocarburos saturados obtenidos luego de la sustitución de los átomos de hidrogeno por átomos de cloro y flúor principalmente, teniendo al refrigerante *R-12* el más representativo de esta familia, posteriormente se encuentra la familia de hidroclorofluorcarbonos (HCFCs), los cuales son compuestos formados por átomos de cloro, flúor, hidrogeno y carbono, siendo el refrigerante *R-22* el más usado hasta ahora. Finalmente encontramos a los hidrofluorocarbonos (HFCs), los cuales son hidrocarburos en los que la mayoría de los átomos de hidrogeno han sido sustituidos por átomos de flúor.

La cronología histórica de los refrigerantes comienzan con los CFCs, con su descubridor Thomas Midgley en 1889, los cuales fueron las primeras series de refrigerantes usados, ya que para el momento fue la primera respuesta a la necesidad de encontrar sustancias no tóxicas para los seres humanos, sustituyendo así rápidamente al amoníaco y ocupando principalmente un lugar, tanto en los sistemas de aire acondicionado y refrigeración. Lastimosamente para la época, debido a la tecnología y al poco conocimiento de la capa de ozono, sin mencionar la poca importancia que se le daba a la contaminación y al medio ambiente, su descubridor no observó las consecuencias en la atmosfera. Ya en los años 70, los científicos descubrieron que las moléculas de cloro en los CFCs dañaban la capa protectora de ozono de la atmosfera y el impacto se incrementaba rápidamente. Posterior a esto, se crea el Protocolo de Montreal^[Programa del Medio Ambiente 1987], cuyo enfoque principal es la eliminación de todas aquellas sustancias que contienen bromo y cloro mayoritariamente, ya que por reacción química, agotan el ozono presente en la atmosfera.

En este punto es importante mencionar que las sustancias que están halogenadas con flúor únicamente, no son tan perjudiciales para la capa de ozono. Todos los países que convinieron con el Protocolo de Montreal (1987) deberán de terminar eventualmente con la producción de los CFCs, cumpliendo con las metas y tiempos límites establecidos en el protocolo, como también la reducción de las emisiones de dichos gases.

Por esto, se ha adoptado a nivel mundial, los HCFCs como sustitutos transitorios, ya que presentan un riesgo potencial sobre el ozono aproximadamente 20 veces menor a los CFCs y un efecto invernadero significativamente menor que estos últimos.

A pesar de esto se continúa la búsqueda de nuevas sustancias menos dañinas para el ozono. Los HFCs han demostrado ser un buen reemplazo a largo plazo de los CFCs. Específicamente el refrigerante *R-413a*, el cual resulta de una combinación ternaria de *R-134a*, *R-218* y *R-600a* (88%, 9% y 3% porcentaje en peso de los respectivos componentes), siendo totalmente ecológico, ya que posee un ODP relativamente bajo, un GWP menor al *R-12* (vease Figura N°18 en el Apéndice, pág. 63), pero sobre todo, lo que lo hace atractivo, es la alta compatibilidad con los aceites y sistemas ya existentes para el *R-12*, lo cual reduce el costo de inversión a la hora de hacer el cambio de refrigerante.

A continuación se presenta una tabla para comparar dos de los refrigerantes más usados a nivel mundial, con relación al refrigerante *R-413a*, bajo ciertas condiciones:

Tabla N° 1.Comparación entre refrigerantes

Refrigerante	Temperatura en el evaporador	Presión en el evaporador	Temperatura en el condensador	Presión en el condensador	Volumen unitario de vapor saturado a 0 °C
R-12	0 °C	308,61 kPa	45 °C	1084,32 kPa	0,055389 m³/kg

R-22	0 °C	497,60 kPa	45 °C	1729,00 kPa	0,047135 m³/kg
R-413a	0 °C	318,80 kPa	45 °C	1320,80 kPa	0,06210 m³/kg

Aunque con el correr de los años, el interés en los varios HFC ha ido en aumento, gracias a su incapacidad de reaccionar con el ozono (presente en la atmosfera), ya que en su composición solo presentan flúor, hidrogeno y carbono, también son objeto de interés por el calentamiento global. Esto se debe a que los HFCs son parte de las sustancias a ser reguladas a través del Protocolo de Kioto [Cambio Climático 1997]. Se debe tener en cuenta que el GWP, en este caso del *R-413a* con respecto a su predecesor, el *R-12*, es mucho menor, aunque no sea igual a cero.^[Instituto Internacional de Refrigeración 2011]

A continuación se presentará una pequeña reseña histórica de los estudios y trabajos referidos a las ecuaciones de estado, los cuales han sido realizados por grandes investigadores, habiendo aportado así, fórmulas y regímenes para el estudio del comportamiento de la relación P-V-T para las distintas sustancias, sobre todo en su estado gaseoso.

Entres los más destacados están:

- Boyle (1662), publico una relación matemática entre la presión y volumen de un gas, siempre y cuando la temperatura se mantenga constante en un sistema cerrado.
- Charles (1802), describió como se expandían los gases cuando se les suministra calor, a presión constante dentro de un sistema cerrado.
- Clapeyron (1834), describe de una forma aproximada el comportamiento de los gases, bajo muchas condiciones. Esta relación surgió de la combinación de las leyes expuestas en años anteriores, por Boyle y Charles.
- Van der Waals (1873), el cual basado en consideraciones teóricas logró una evaluación aceptable de las sustancias, tanto en estado líquido como gaseoso, colocando en su ecuación dos constantes que se obtuvieron a partir del comportamiento de la sustancia en el punto crítico.

- Beattie-Bridgeman (1928), presentaron una ecuación con 5 constantes experimentales.
- Benedict-Webb-Rubin (1940), presentaron una variación de la ecuación de Beattie-Bridgeman, con 8 constantes, las cuales fueron determinadas a partir de datos experimentales de sustancias hidrocarbonadas, para las fases líquida y gaseosa.
- Redlich-Kwong (1949), originan una ecuación de forma empírica, la cual genera tres raíces para el volumen, pero solo posee dos constantes. A pesar de que los resultados para la fase líquida no son buenos, es bastante aceptada para la fase gaseosa.
- Soave (1972), sustituyó un término presente en la ecuación de Redlich-Kwong, por otro, el cual es una función de la temperatura y el factor acéntrico (este factor mide la esfericidad de la molécula). Esta función se originó con primicia para ajustarse a los datos de presiones de vapor de los hidrocarburos.
- Peng-Robinson (1976), esta ecuación fue desarrollada con los objetivos que fuera expresada en función de las propiedades críticas y factor acéntrico de la sustancia, y que proporcionara un resultado razonablemente preciso cerca del punto crítico para los cálculos del factor de compresibilidad y densidad líquida. Los resultados originados, aunque se aproximan bastante a los de la ecuación de Soave, presentan una mejoría a la hora de predecir densidades de muchos compuestos, sobre todo en la fase líquida.

Sin embargo, estos modelos no pueden predecir el comportamiento real de los gases para todo el amplio espectro de presiones y temperaturas, más bien sirven para distintos rangos y distintas sustancias. Es por eso que, según las condiciones con las cuales se esté trabajando, conviene usar un modelo u otro.

Hay que recordar que todas estas investigaciones, han sido bajo el marco de ecuaciones de estado tradicionales. Ahora bien, dentro de la investigación para la obtención de ecuaciones de estado no convencionales, y anterior a este trabajo, se desarrollaron las ecuaciones para el agua pura [Barrientos, D. 2010] utilizando ajustes estadísticos de tablas de vapor ya existentes.

1.3 OBJETIVOS

A continuacion se hace mencion de los objetivos logrados en este trabajo especial de grado.

1.3.1 Objetivo General

Obtener ecuaciones de estado explicitas de cada propiedad termodinámica unitaria, en función de dos propiedades termodinámicas independientes, del refrigerante *R-413a*, para la posterior creación de un codigo computacional de cálculo.

1.3.2 Objetivos Específicos

1. Buscar la data más actualizada y detallada posible de las propiedades termodinámicas del refrigerante *R-413a*.
2. Discretizar la data encontrada, por rangos de presión y temperatura para las fases de gas y de Equilibrio Líquido-Vapor.
3. Explicar el método de ajustes a ser implementado en este trabajo, conducente a lograr ecuaciones de pendientes de dos variables independientes.
4. Establecer cómo y cuales propiedades del *R-413a* se van a correlacionar, en forma de ecuaciones, con la data disponible. En principio funciones de p y T ($v(p,T)$, $h(p,T)$, $s(p,T)$) y otras que permitan analizar procesos isométricos, isoentrópicos e isoentálpicos ($h(p, v)$, $s(p, v)$, $v(p, s)$, $h(p, s)$, etc.).
5. Correlacionar la data en los varios rangos de presión y temperatura para las fases de gas y de Equilibrio Líquido-Vapor.
6. Obtener las ecuaciones, generadas a partir de varios ajustes de datos.
7. Validar todas las ecuaciones obtenidas con un error relativo menor al 1%.
8. Desarrollar un código computacional, basado en las ecuaciones obtenidas, para el cálculo de las distintas propiedades termodinámicas del refrigerante *R-413a*.
9. Realizar pruebas para verificar la precisión del código que sea elaborado, según el punto anterior.
10. Elaborar un instructivo para el uso del código desarrollado.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En este capítulo se hizo una revisión sobre las bases teóricas de este trabajo especial de grado, empezando por las ecuaciones de estado, y los distintos tipos de ajustes matemáticos (a partir de data) que se practicaron para la obtención de los resultados, entre otros conceptos de importancia para la comprensión de los próximos capítulos.

Relacionadas a una ecuación de estado encontramos las propiedades termodinámicas intensivas o unitarias, como presión absoluta, temperatura absoluta y volumen específico. En este sentido y a los fines de darle cierto contexto científico se mencionan las ecuaciones de estado más relevantes, todas explícitas en función de la presión absoluta.

Posteriormente se procedió a desarrollar el campo de ecuaciones de estado no convencionales, destacando entre otros detalles que la temperatura es absoluta y puede ser explícitas en otras propiedades unitarias como la entropía y entalpía. Así se obtuvieron ecuaciones de estado no convencionales de la forma $v(T, P)$, $h(T, P)$, $s(T, P)$, $v(T, s)$, $h(P, s)$, $s(T, v)$, entre otras.

2.1. MÉTODOS CONVENCIONALES DE OBTENCIÓN DE LOS VALORES DE LAS PROPIEDADES TERMODINÁMICAS.

A continuación se presentan algunos métodos para determinar las propiedades termodinámicas de las sustancias, donde se destacan las tablas de propiedades termodinámicas, los diagramas y las ecuaciones de estado.

2.1.1 Superficie Presión-Volumen-Temperatura.

El estado de una sustancia compresible se determina mediante cualquiera de dos propiedades intensivas independientes: una vez que se han fijado las dos propiedades, todas las demás se vuelven dependientes. Cualquier ecuación de la forma $z = (x, y)$ una superficie en el espacio, por esta razón es posible representar el comportamiento P-v-T de una sustancia como una superficie en el espacio de la forma $P = (v, T)$. Como se ve en la Figura N° 1, todos los diagramas bidimensionales expuestos son una proyección de dicha superficie.^[CENGEL 2006]

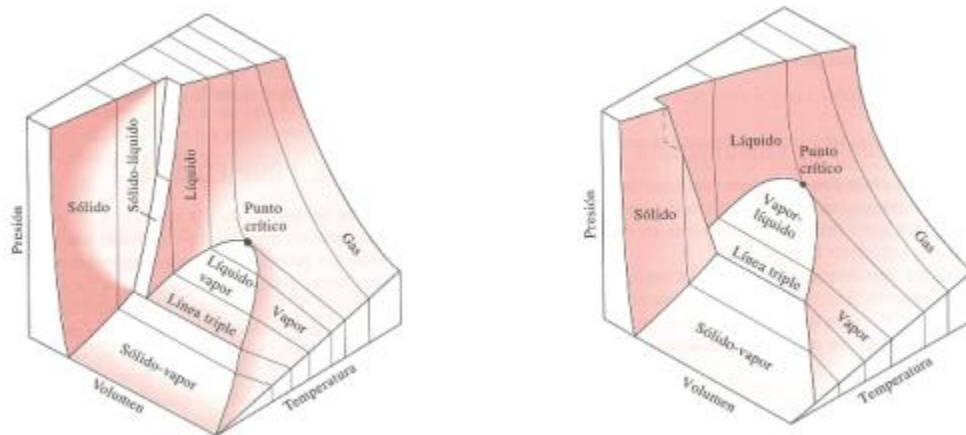


Figura N° 1. Representación gráfica de Superficie Presión-Volumen-Temperatura^[CENGEL 2006].

2.1.2 Diagramas de Fases.

Como ya se menciono anteriormente, los diagramas de propiedades son las diferentes proyecciones de la superficie P-v-T sobre los planos. Un diagrama de fase de cualquier sustancia, es la representación grafica de una variable del sistema en función de la otra, en las cuales se muestran las condiciones que existen en los estados líquidos, gas y sólido. Existen varios tipos de diagramas de procesos de cambio de fase como lo son presión en función del volumen, temperatura en función del volumen y presión en función de la temperatura. Siendo este último el más común.

A continuación, se presentan varios diagramas de procesos de cambio de fase para distintos tipos de sustancias indicando las regiones y los estados de dichas sustancias.

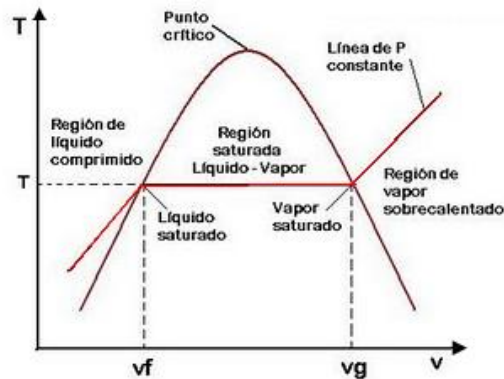


Figura N° 2. Diagrama de Temperatura en función del Volumen de una sustancia pura [Termodinámica: diagramas de propiedades, 2009]

La Figura N° 2 representa un diagrama de la temperatura en función del volumen para una sustancia pura, ya que como se puede observar, la presión dentro del Equilibrio de fase Líquido-Vapor, es la misma, permanece constante.

A continuación, en la Figura N° 3, se presenta el diagrama de la presión en función del volumen. Podemos ver la similitud con el diagrama T-V, pero las líneas de temperatura constantes, tienen una tendencia diferente.

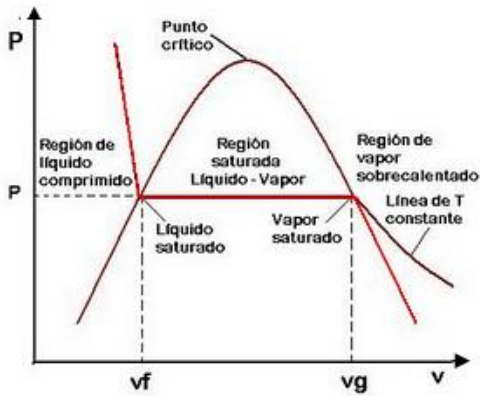


Figura N° 3. Diagrama de Presión en función del Volumen una sustancia pura [Termodinámica: diagramas de propiedades, 2009].

Por último, en la Figura N° 4 se presenta el diagrama de la presión en función de la temperatura para una sustancia pura, el cual se conoce como diagrama de fase, ya que las tres fases de la materia se encuentran en la misma gráfica. Estas fases están separadas por tres líneas, la línea de sublimación que separa la fase sólida de la de vapor, la línea de evaporación que separa la fase de líquido de la de vapor y línea de fusión que separa la fase sólida de la líquida. El punto donde estas líneas convergen, se denomina punto triple, en el cual, las tres fases coexisten en equilibrio.

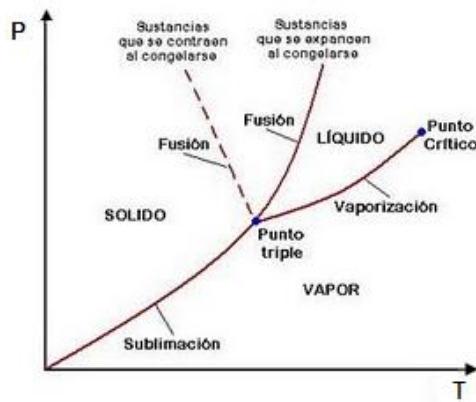


Figura N° 4 Diagrama de Presión en función de Temperatura de una sustancia pura [Termodinámica: diagramas de propiedades, 2009]

2.1.3 Tablas de Propiedades Termodinámicas.

Algunas de las propiedades termodinámicas se pueden medir fácilmente, otras en cambio, se calculan a través de relaciones que mantienen con propiedades medibles. Normalmente, estas relaciones son lo bastante complejas como para ser expresadas por medio de ecuaciones simples, por lo cual los resultados de las mediciones y cálculos en distintos estados de la sustancia, se presentan en tablas con un formato ordenado.

Un ejemplo de estas tablas, es la del agua, la cual existe en muchas versiones y son representadas en 3 partes; líquido comprimido, mezcla de líquido-vapor y vapor sobrecalentado.

Para fines de este trabajo especial de grado, se tiene la tabla creada por el fabricante del *R413-a*, DuPont[®], de fecha 2006, todo en unidades del sistema internacional. En dicha tabla se presenta las fases de: mezcla líquido-vapor y vapor sobrecalentado. En las mismas se puede obtener, para diferentes valores de presión y temperatura, valores de volumen específico, entropía y entalpía.

2.1.4 Ecuaciones de Estado convencionales para sustancias puras.

Una ecuación de estado, es toda aquella relación físico-matemática que incluya la presión, volumen, y temperatura de una sustancia en particular. Cabe mencionar que las relaciones entre otras propiedades, pertenecientes a una sustancia que se encuentre en estado de equilibrio, también se conocen como ecuaciones de estado.

La gran mayoría de las ecuaciones de estado en la actualidad, relacionan únicamente, la presión, temperatura y volumen. Esto presenta un obstáculo a la hora del estudio de otras propiedades termodinámicas de dicha sustancia.

2.1.4.1 Ecuación de Boyle (1662)

En 1662, Boyle confirmó la teoría en la cual, para una masa fija a temperatura constante, la relación entre la presión y el volumen del mismo, es inversamente proporcional [CENGEL 2006].

$$P_1 V_1 = P_2 V_2 \quad (2. 1)$$

2.1.4.2 Ecuación de Charles (1802)

En 1802, Charles mediante experimentos, demostró como los gases se expanden al aumentar su temperatura, bajo condiciones de presión constante. Esto genero la relación de que bajo una presión fija, el volumen de gas se incrementa en el mismo factor que aumenta su temperatura (en escala de temperatura absoluta) [CENGEL 2006].

$$V_1/T_1 = V_2/T_2 \quad (2. 2)$$

2.1.4.3 Ecuación de Gas Ideal (1834)

En 1834, Clapeyron combinó las leyes de Charles y Boyle, generando así una relación matemática entre la presión, volumen, masa y temperatura de un gas. Esta relación resultó ser una buena aproximación para una gran cantidad de gases, bajo un gran número de condiciones, aunque en la actualidad se conozcan ciertas limitantes para la misma [CENGEL 2006].

$$PV = mRT \quad (2.3)$$

2.1.4.4 Ecuación de Van der Waals (1873)

En 1873, Van der Waals propuso una ecuación de estado que era un intento de corregir la ecuación de gas ideal, de modo que fuese aplicable a gases reales. Tomando como base la teoría elemental de la cinética, se supone que las partículas son masas puntuales y que no existen fuerzas intermoleculares entre ellas. Sin embargo, al aumentar la presión en un sistema gaseoso, el volumen ocupado por las partículas pasa a ser una parte significativo del volumen total. Además, en estas condiciones las fuerzas de atracción intermoleculares se hacen importantes [CENGEL 2006].

Para contabilizar el volumen ocupado por las partículas, Van der Waals propuso remplazar el volumen específico de la ecuación de gas ideal por el termino $v-b$. También la presión ideal se sustituyó por el término $P+a/v^2$. La constante b es el co-volumen de las partículas y la constante a es una medida de las fuerzas de atracción. Así, la ecuación de Van der Waals es:

$$\left(P + \frac{a}{v^2}\right)(v - b) = RT \quad (2.4)$$

Tanto a como b tienen unidades que deben ser coherentes con las utilizadas para PvT . Nótese que cuando la presión tiende a cero, y el volumen específico tiende a infinito, los términos correctivos son despreciables y la ecuación se reduce a

$Pv=RT$. Empíricamente se observa que al aumentar la presión el término a/v^2 se suele hacer importante antes que el factor de corrección b .

La ecuación de Van der Waals funciona moderadamente bien. No obstante, para aumentar la precisión, es necesario determinar identificar distintos pares de constantes a y b para regiones particulares de presión y temperatura. Para evitar esta situación, se utiliza un método de evaluar un único par de constante, basado en el hecho experimental de que cualquier gas, en un diagrama P-v, la isoterma crítica tiene un punto de inflexión en estado crítico. Este punto de inflexión en el estado crítico se expresa matemáticamente de la siguiente forma:

$$\left(\frac{\delta P}{\delta v}\right)_{T_c} = 0 \quad (2.5)$$

$$\left(\frac{\delta^2 P}{\delta v^2}\right)_{T_c} = 0 \quad (2.6)$$

Estas relaciones permiten evaluar las constantes de cualquier ecuación de estado de dos constantes.

2.1.4.5 Ecuación de Beattie-Bridgeman (1928)

Una de las primeras ecuaciones de estado razonablemente simple y precisa es la ecuación de Beattie-Bridgeman de 1928. La ecuación de cinco constantes (A_0 a B_0 b c en unidades SI) y tiene la forma:

$$P = \frac{RT}{v^2} \left(1 - \frac{c}{vT^3}\right) (v + B) - \frac{A}{v^2} \quad (2.7)$$

Donde:

$$A = A_0 \left(1 - \frac{a}{v}\right) \quad (2.8)$$

$$B = B_0 \left(1 - \frac{b}{v}\right) \quad (2.9)$$

La ecuación se suele usar cuando la densidad no supera el valor de $0.8\rho_c$ (densidad crítica). Se observa que el desarrollo de la ecuación, tiene la forma del desarrollo virial truncado en el termino $1/v^3$ (donde v es el volumen específico) [WARK Y RICHARDS, 2001].

2.1.4.6 Ecuación de Benedict-Webb-Rubin (1940)

Un ejemplo de ecuación matemáticamente más compleja que ha logrado predecir el comportamiento PvT , especialmente de hidrocarburos, es la ecuación de Benedict-Webb-Rubin. Esta ecuación, desarrollada en 1940, es:

$$P = \frac{RT}{v} + \left(B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right) \frac{1}{v^2} + \frac{bRT - a}{v^3} + \frac{aa}{v^6} + \frac{c}{v^3 T^2} \left(1 + \frac{\gamma}{v^2} \right) \exp \left(-\frac{\gamma}{v^2} \right) \quad (2. 10)$$

Esta ecuación es una ampliación de la ecuación Beattie-Bridgeman y, para una sustancia dada, tiene ocho constantes ajustables (A_0 a B_0 b C_0 c α γ). Las unidades de estas constantes deben ser coherentes con las utilizadas para P , v , R y T . La ecuación se suele aplicar a estados cuya densidad sea menor 2.5 veces la densidad crítica [WARK Y RICHARDS, 2001].

2.1.4.7 Ecuación de Redlich-Kwong (1949)

Aunque podrían haberse presentado otras ecuaciones de estado de dos constantes, la ecuación de Redlich-Kwong tiene un gran interés. Su precisión es considerable en un amplio intervalo de valores de PvT , especialmente cuando T es mayor que el valor crítico. Basándose en consideraciones empíricas, Redlich y Kwong propusieron en 1949 la relación siguiente:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b)\sqrt{T}} \quad (2. 11)$$

Las constantes a y b pueden evaluarse de nuevo a partir de los datos críticos (T_c , P_c y v_c). Se encuentra que $a = 0,4275R^2T_c^{2,5}/P_c$ y $b = 0,0867RT_c/P_c$. Una de las consideraciones principales en el desarrollo de esta ecuación fue que, a presiones altas, el volumen específico de todos los gases tiende al valor límite de $0,26v_c$, valor que es prácticamente independiente de la temperatura. En consecuencia, b es también igual a $0,26v_c$. Así resulta que la ecuación da buenos resultados a presiones altas.

La ecuación parece ser también bastante precisa a temperaturas superiores a la crítica. Cuando T es menor a T_c , se observa que, según baja la temperatura, la ecuación se desvía de los datos experimentales. Sin embargo, en algunos casos se ha demostrado que la ecuación de Redlich-Kwong es tan precisa como la ecuación de estado de ocho constantes de Benedict-Webb-Rubin. Por lo tanto, la ecuación de Redlich-Kwong tiene la ventaja de la sencillez combinada con un alto grado de precisión, especialmente con respecto a las otras ecuaciones de estado de dos constantes.

Cuando v es incógnita, tanto la ecuación de Van der Waals, como la de Redlich-Kwong deben resolverse mediante iteración, al no ser que se programen métodos para resolver ecuaciones cúbicas [WARK Y RICHARDS, 2001].

2.1.4.8 Ecuación Soave (1972)

En 1972, Soave, reemplazó varios términos de la ecuación de estado de Redlich-Kwong, introduciendo así el factor acéntrico ω . Esta nueva ecuación se conoce también con el nombre de Soave-Redlich-Kwong:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a\alpha}{v(v+b)} \quad (2.12)$$

Donde:

$$\alpha = [1 + S(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (2.13)$$

$$a = \frac{0,42748 R^2 T_c^2}{P_c} \quad (2.14)$$

$$b = \frac{0,08664 R T_c}{P_c} \quad (2.15)$$

$$S = 0,48508 + 1,55171\omega - 0,15613\omega^2 \quad (2.16)$$

Siendo ω :

$$\omega = \frac{\ln Pr_{sat\ tr=0,7}}{2,302585} - 1 \quad (2.17)$$

2.1.4.9 Ecuación de Peng-Robinson (1976)

Muchas ecuaciones de estado predicen pobremente los datos de la región húmeda, especialmente del estado de líquido saturado. La ecuación de Peng-Robinson se desarrolló en 1976, principalmente para mejorar los datos del equilibrio líquido vapor. Además de la presión y temperatura críticas, introduce un tercer parámetro, el factor acéntrico ω . La ecuación de Peng-Robinson viene dada por:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a\alpha}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (2.18)$$

Donde:

$$\alpha = [1 + S(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (2.19)$$

$$a = \frac{0,45724 R^2 T_c^2}{P_c} \quad (2.20)$$

$$b = \frac{0,07780 R T_c}{P_c} \quad (2.21)$$

$$S = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \quad (2.22)$$

Siendo ω :

$$\omega = \frac{\ln Pr_{sat\ tr=0,7}}{2,302585} - 1 \quad (2.23)$$

Las ecuaciones para obtener a y b se desarrollan de la misma forma que para las ecuaciones Van der Waals y Redlich-Kwong ^[WARK Y RICHARDS 2001].

2.2 Tipos de Regresiones y Errores.

Para el desarrollo de este trabajo especial de grado se estudiaron algunos fundamentos matemáticos y estadísticos, en especial los de regresiones o ajustes de data, con el fin de obtener ecuaciones de tres variables, una de ellas dependiente.

2.2.1 Regresión de Primer Orden

Si una serie de puntos (X_i, Y_i) , parecen presentar cierta alineación, se puede realizar una regresión de primer orden, la cual consiste en encontrar una recta o una ecuación de primer grado, que se ajuste lo más posible al conjunto de puntos original, con el objetivo de minimizar el error cuadrático. La regresión de primer orden presenta una forma:

$$y = ax + b \quad (2.24)$$

De la ecuación anterior, se trata de encontrar los valores para a y b tales que minimicen el error cuadrático

$$r^2 = \sum_{i=1}^n (y_i - (ax_i + b))^2 \quad (2.25)$$

Esto se logra mediante la realización de las siguientes operaciones matemáticas. Derivamos la función r^2 con respecto a a y b , y se igualan a cero, creando así dos ecuaciones. Estas posteriormente se pueden resolver por cualquier método, ya sea igualación o matrices ^[ALAMAR, et al. 2006].

Primera ecuación:

$$\frac{dr^2}{da} = \sum_{i=1}^n 2 (y_i - (ax_i + b)) (-x_i) \quad (2.26)$$

$$0 = \sum_{i=1}^n (y_i x_i - (ax_i^2 + bx_i)) \quad (2.27)$$

Si se tienen n términos entonces:

$$\sum_{i=1}^n y_i x_i = a \sum_{i=1}^n x_i^2 + b \sum_{i=1}^n x_i \quad (2.28)$$

Segunda ecuación:

$$\frac{dr^2}{db} = \sum_{i=1}^n 2 (yi - (axi + b)) (-1) \quad (2. 29)$$

$$0 = \sum_{i=1}^n (yi - (axi + b)) \quad (2. 30)$$

Si se tienen n términos entonces:

$$\sum_{i=1}^n yi = a \sum_{i=1}^n xi + nb \quad (2. 31)$$

En este punto, los valores de a y b se obtienen resolviendo un sistema de dos ecuaciones (2.28 y 2.31) con dos incógnitas.

2.2.2 Regresión Polinómica

Este caso se presenta, cuando la nube de puntos se ajusta a un polinomio de grado arbitrario. Se considera un conjunto de datos que se quieren aproximar a un polinomio de la forma:

$$y(x) = \sum_{i=0}^n a_i x^i \quad (2. 32)$$

Los coeficientes de dicho polinomio se obtienen a través de la matriz genérica, usando el método de eliminación de Gauss-Jordan [ALAMAR, et al. 2006].

$$\begin{bmatrix} an & b \sum x & c \sum x^2 & \dots & \sum y \\ a \sum x & b \sum x^2 & c \sum x^3 & \dots & \sum xy \\ a \sum x^2 & b \sum x^3 & c \sum x^4 & \dots & \sum x^2 y \end{bmatrix} \quad (2. 33)$$

2.2.3 Regresión Potencial

La nube de puntos en este caso se ajusta a una ecuación potencial, la cual relaciona las variables "x" y "y". Dicha ecuación presentará una forma similar a mostrada a continuación [ALAMAR, et al. 2006].

$$y = ax^b \quad (2. 34)$$

La obtención de los coeficientes para dicha ecuación, presenta cierta similitud con el procedimiento realizado en el caso de las regresión lineal (2.2.1). Sin embargo,

para linealizar la ecuación potencial, primero hay que aplicar logaritmo en ambos miembros, obteniendo así la siguiente relación:

$$\log y = \log a + b \log x \quad (2.35)$$

A partir de aquí, se procede con el mismo esquema utilizado para una regresión lineal.

$$\sum_{i=1}^n \log y_i \log x_i = n \log a \sum_{i=1}^n \log x_i + b \sum_{i=1}^n \log x_i^2 \quad (2.36)$$

$$\sum_{i=1}^n \log y_i = n \log a + b \sum_{i=1}^n \log x_i \quad (2.37)$$

2.2.4 Error Absoluto y Relativo

El error absoluto de una medición, se define como la diferencia entre el valor teórico o real, de una variable y el valor experimental obtenido, lo cual puede ser representado como:

$$E = V_{teo} - V_{exp} \quad (2.38)$$

Por otro lado, el error relativo de una medición, permite identificar que tan alejado se encuentra el valor experimental obtenido, con respecto al valor teórico o real. Esto se puede expresar como el cociente entre el error absoluto y el valor experimental [PURCELL et al, 2007].

$$Er = \frac{E}{V_{teo}} \quad (2.39)$$

Esta ecuación puede escribirse también de la siguiente forma:

$$Er = \frac{V_{teo} - V_{exp}}{V_{teo}} \quad (2.40)$$

El error relativo porcentual es el error relativo multiplicado por 100:

$$E_{\%} = Er \times 100 \quad (2.41)$$

2.3 Herramientas Computacionales.

Una parte fundamental para el desarrollo de este trabajo especial de grado, fue la implementación de herramientas computacionales, los cuales facilitaron los cálculos para la obtención de los ajustes matemáticos, como también su organización y eventual desarrollo del algoritmo final.

2.3.1 Microsoft Office Excel

Microsoft Office es una suite de oficina lanzada por Microsoft en 1989 para Apple Macintosh, y posteriormente, en 1990, se creó la versión para Windows. Siendo Microsoft Excel[®], la parte más importante de dicha suite, ya que se puede usar para casi todo, desde una pequeña hoja de cálculo caseras, hasta tablas muy complejas, con la ventaja de mantener un formato simple y sencillo ^[Microsoft Excel 2011].

El programa muestra las celdas organizadas en filas y columnas, cada celda puede contener datos o una fórmula y también puede contener referencias a otras celdas. Excel[®] es la primera hoja de cálculo que permite al usuario definir la apariencia de las hojas de cálculo, cambiar fuentes, colores tamaños y apariencia de cada celda. También es posible realizar distintos tipos de gráficos, como también ajustes matemáticos, lineales, polinómicos, exponenciales, entre otros. A continuación, en la Figura N°5 se presenta el ambiente de trabajo en este programa.

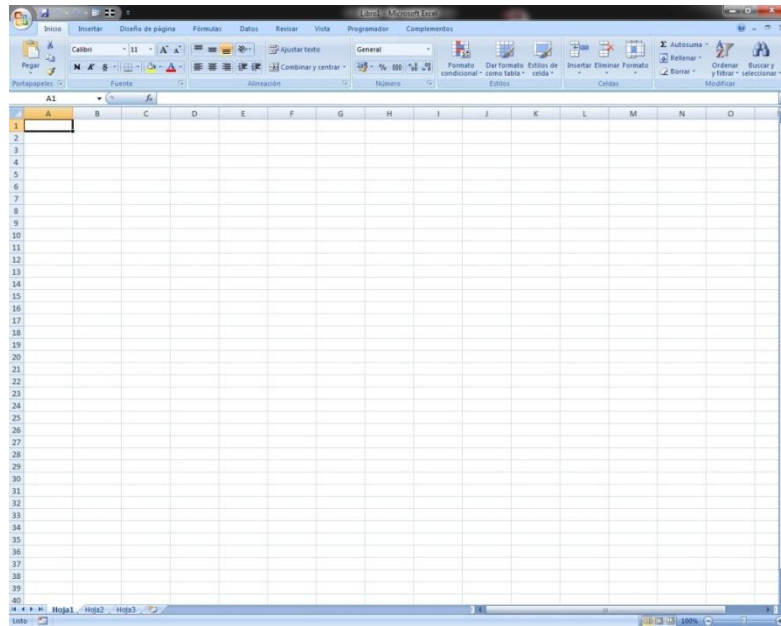


Figura N° 5. Ambiente de trabajo Microsoft Excel 2007.

2.3.2 CurveExpert

CurveExpert[®] es una herramienta computacional multi-plataforma, para el análisis de data y ajustes de graficas. Dicha data, puede ser modelada usando un conjunto de regresiones lineales y distintos modelos de regresiones no lineales [CurveExpert 2011].

Este programa tiene incorporado más de 60 modelos de ajustes, pero también permite la posibilidad de que el usuario cree y guarde modelos de regresiones personalizadas. El proceso para conseguir el mejor ajuste puede ser automatizado, ya que el programa puede comparar la data introducida, con cada modelo, para poder así elegir la mejor curva. A continuación la Figura N°6 muestra el ambiente de trabajo en este programa.

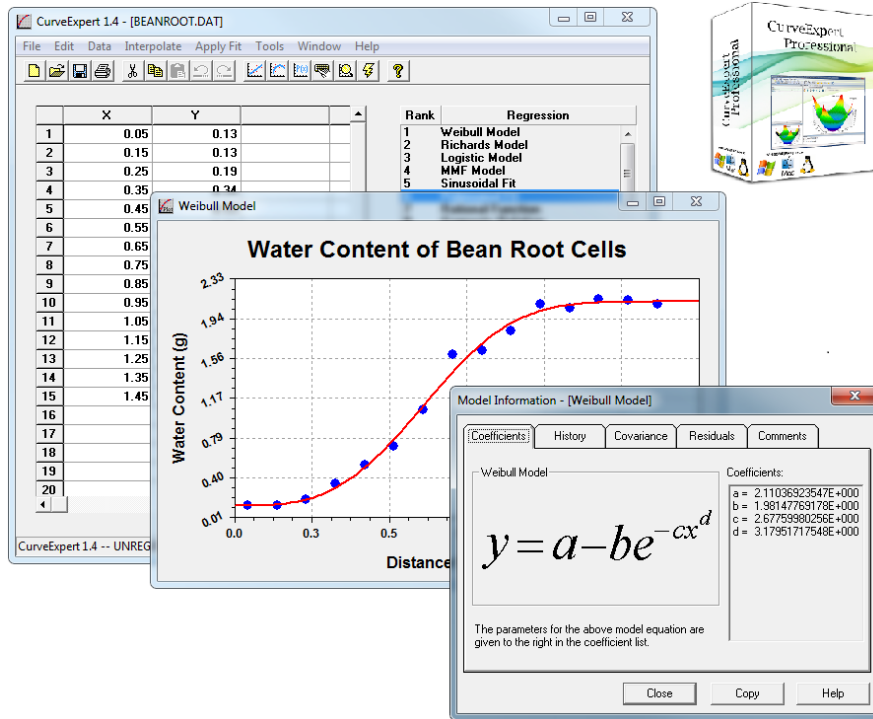


Figura N° 6. Ambiente de trabajo de CurveExpert®.

2.3.3 MatLab

MatLab® es un ambiente de programación para desarrollo de algoritmos, análisis y visualización de data y cómputo numérico. Usando MatLab®, se puede resolver problemas numéricos de una forma más rápida, que usando otros lenguajes de programación [MatLab 2011].

Esto le permite tener un gran rango de aplicaciones, lo cual ha permitido que se convirtiera en el lenguaje de cómputo técnico más usado en la industria de la ingeniería y ciencia.

A continuación, la Figura N°7 muestra como es el ambiente de trabajo en este programa.

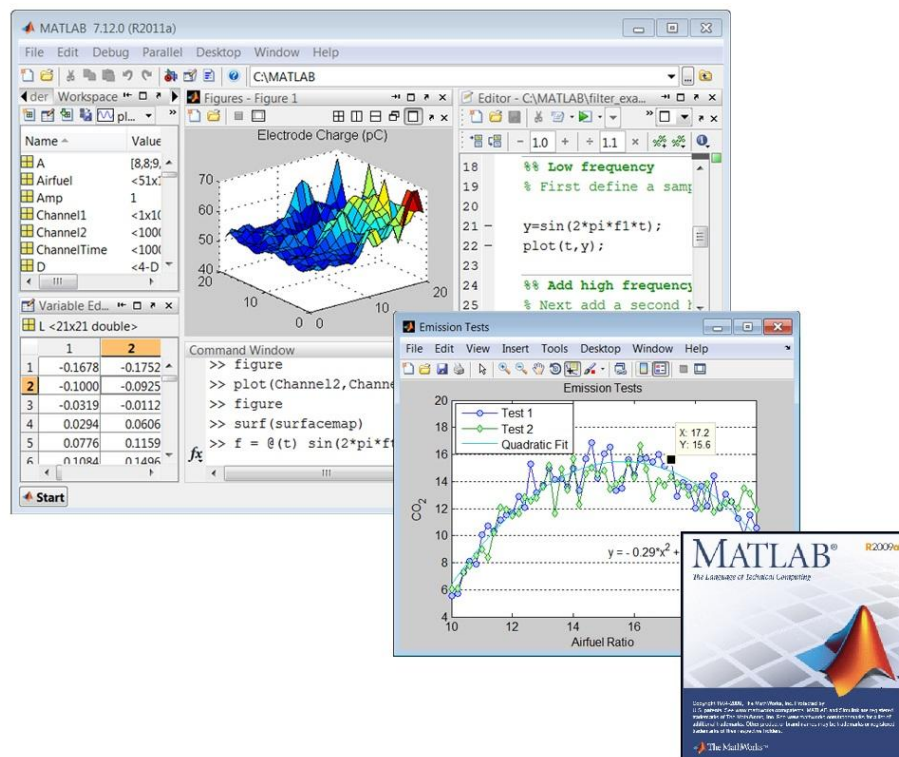


Figura N° 7. Ambiente de trabajo de MatLab®.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

Una ecuación de estado convencional es aquella que viene formulada con la presión de forma explícita o variable dependiente, con el volumen unitario y la temperatura absoluta como variables independientes.

Una ecuación de estado no convencional es aquella que relaciona tres variables cualesquiera, una de ellas como dependiente. Ejemplos de este tipo de ecuación son de la forma $s(T, p)$, $v(p, T)$, $h(v, T)$, etc.

En el presente capítulo, se describe la metodología empleada para el cumplimiento de los objetivos de este trabajo especial de grado. De forma general, el objetivo principal de este trabajo, consistió en la obtención de Ecuaciones de Estado no convencionales para el refrigerante *R-413a*, tanto en condiciones de Lapor Sobrecalentado como para la mezcla Líquido-Vapor.

La base de datos utilizada para realizar los cálculos, se tomó a partir de las tablas de propiedades termodinámica publicada por la empresa DuPont[®], uno de los principales fabricantes comerciales del refrigerante. Las tablas contienen las propiedades termodinámicas del *R-413a* (p , T , v , h y s), tanto para el Vapor Sobrecalentado y como para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor.

Manipulando la data empleando las herramientas Microsoft Excel[®] y CurveExpert[®] se procedió a determinar ecuaciones de estado, lo mas simplificadas posibles. Así mismo, se utilizó el software de cálculo numérico MatLab[®] para crear

un código de computación que facilite la resolución de las evaluaciones de las ecuaciones obtenidas a partir de los ajustes realizados.

De este modo, en la Figura N°8, se presenta un esquema donde se detalla la metodología empleada:

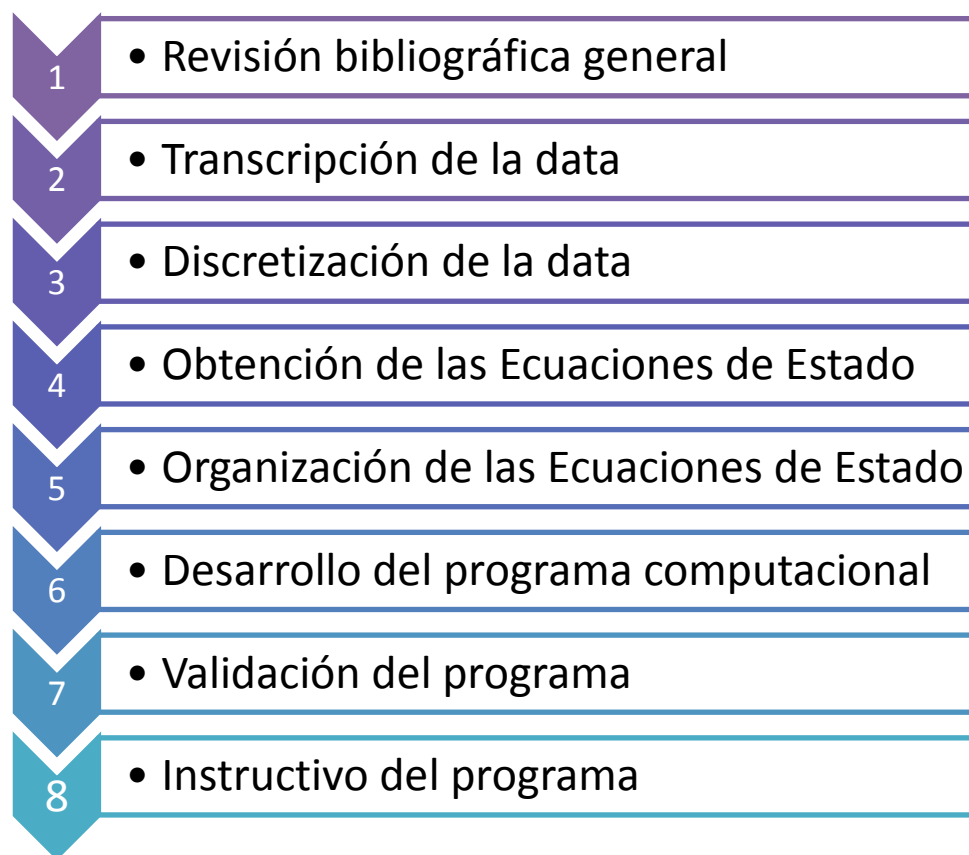


Figura N° 8. Esquema general de la metodología empleada en el trabajo.

3.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA GENERAL.

Se realizó una recopilación, estudio y análisis sobre la bibliografía relacionada a aspectos fundamentales para este trabajo especial de grado, enfocada principalmente en los fundamentos básicos de la termodinámica, y en las ecuaciones de estado actualmente utilizadas, tanto para sustancias puras como para mezclas.

Luego de esto, se procedió a buscar las tablas de propiedades termodinámicas más actualizadas y detalladas posibles para el refrigerante *R-413a*, cumpliendo así uno de los objetivos específicos planteados. En vista de que solo se tuvo acceso a las tablas del fabricante DuPont® [2006], se utilizaron éstas como base para el desarrollo matemático de este trabajo.

Con ésta información, se procedió a realizar un estudio sobre ecuaciones matemáticas y los diferentes métodos de ajuste estadístico de data, para así poder realizar las distintas ecuaciones de estado no convencionales.

En este último punto, hay que hacer mención a las diferentes herramientas computacionales que se utilizaron para el almacenamiento digital de la data a estudiar, y para su posterior procesamiento. En cuanto a la organización, discretización de la data y manejo en general de la misma, se utilizó Microsoft Excel®, y para generar los ajustes estadísticos de dispersión se utilizó el software CurveExpert® por su grado de precisión y detalle al momento de obtener los coeficientes y parámetros que conforman los distintos ajustes. Para la creación del código computacional, se utilizó el software MatLab®, por contar con conocimiento previo del mismo.

3.2 TRANSCRIPCIÓN DE LA DATA.

En la actualidad, la forma más simple y fácil para determinar las propiedades termodinámicas de una sustancia es a través de sus tablas termodinámicas. Por otro lado, las ecuaciones de estado existentes mencionadas en los antecedentes de este trabajo especial de grado, resultan complejas y tediosas al momento de intentar evaluarlas, sin mencionar que solo relacionan la presión, temperatura y volumen específico, en un rango definido. Por lo tanto, las ecuaciones de estado no convencionales desarrolladas permitirán relacionar otras propiedades tales como la entropía y entalpía, con presión y temperaturas entre otras.

Para la obtención de las ecuaciones de estado no convencionales, se necesita la data digital de las tablas de propiedades, ya que se tendrán que realizar diferentes ajustes matemáticos-estadísticos, con ayuda de herramientas computacionales. Por lo antes mencionado, se procedió a transcribir la data del medio físico al digital, directamente en un archivo de Microsoft Excel[®], en versión 2007, por su facilidad y amplio uso a nivel mundial en base de datos.

La tabla publicada por DuPont[®] [Empresa Dupont®, 2011], presenta una estructura de la siguiente manera:

Dos secciones que presentan los estados de:

- a) Equilibrio Líquido-Vapor.
- b) Vapor Sobrecalentado.

La sección a), presenta varias filas en función de la temperatura (°C), para las cuales se muestran en distintas columnas, la información presentada a continuación. Véase Figura N°9.

- 1) La presión absoluta (kPa) de saturación, tanto para el líquido (pf) como para el vapor (pg).
- 2) El volumen específico (m³/kg), nuevamente para el líquido (vf) como para el vapor (vg).
- 3) La densidad (kg/m³), tanto para el líquido (df) como para el vapor (dg).
- 4) La entalpía específica (kJ/kg), tanto para el líquido (hf) como para el vapor (hg).
- 5) La entropía específica (kJ/kg K), tanto para el líquido (sf) como para el vapor (sg).

Table 1
DuPont™ ISCEON® MO49 (R-413A) Saturation Properties—Temperature Table

TEMP. °C	PRESSURE (kPa)		VOLUME (m ³ /kg)		DENSITY (kg/m ³)		ENTHALPY (kJ/kg)			ENTROPY (kJ/K·kg)		TEMP. °C
	LIQUID	VAPOUR	LIQUID v _l	VAPOUR v _g	LIQUID d _l	VAPOUR d _g	LIQUID h _l	LATENT h _{lg}	VAPOUR h _g	LIQUID s _l	VAPOUR s _g	
-100	1.7	0.6	0.0007	22.2430	1534.2	0.0450	75.8	248.1	323.8	0.4378	1.8890	-100
-99	1.9	0.7	0.0007	20.1130	1531.6	0.0497	76.9	247.5	324.4	0.4445	1.8839	-99
-98	2.0	0.8	0.0007	18.2130	1529.0	0.0549	78.1	246.9	325.0	0.4512	1.8790	-98
-97	2.2	0.9	0.0007	16.5160	1526.3	0.0605	79.3	246.4	325.6	0.4579	1.8741	-97
-96	2.4	0.9	0.0007	14.9970	1523.7	0.0667	80.4	245.8	326.2	0.4645	1.8694	-96
-95	2.6	1.0	0.0007	13.6350	1521.1	0.0733	81.6	245.2	326.8	0.4711	1.8648	-95
-94	2.8	1.2	0.0007	12.4140	1518.4	0.0806	82.8	244.7	327.5	0.4777	1.8602	-94
-93	3.0	1.3	0.0007	11.3170	1515.8	0.0884	84.0	244.1	328.1	0.4842	1.8558	-93
-92	3.3	1.4	0.0007	10.3290	1513.2	0.0968	85.1	243.5	328.7	0.4907	1.8514	-92
-91	3.6	1.5	0.0007	9.4394	1510.5	0.1059	86.3	243.0	329.3	0.4972	1.8472	-91
-90	3.8	1.7	0.0007	8.6368	1507.9	0.1158	87.5	242.4	329.9	0.5037	1.8430	-90
-89	4.1	1.9	0.0007	7.9118	1505.2	0.1264	88.7	241.8	330.5	0.5101	1.8389	-89
-88	4.5	2.0	0.0007	7.2562	1502.6	0.1378	89.8	241.3	331.1	0.5165	1.8349	-88
-87	4.8	2.2	0.0007	6.6626	1499.9	0.1501	91.0	240.7	331.7	0.5228	1.8310	-87
-86	5.2	2.4	0.0007	6.1243	1497.3	0.1633	92.2	240.1	332.4	0.5291	1.8272	-86
-85	5.5	2.7	0.0007	5.6358	1494.6	0.1774	93.4	239.6	333.0	0.5354	1.8235	-85
-84	6.0	2.9	0.0007	5.1919	1491.9	0.1926	94.6	239.0	333.6	0.5417	1.8198	-84
-83	6.4	3.2	0.0007	4.7881	1489.3	0.2089	95.8	238.5	334.2	0.5480	1.8163	-83
-82	6.9	3.4	0.0007	4.4202	1486.6	0.2262	96.9	237.9	334.8	0.5542	1.8128	-82
-81	7.4	3.7	0.0007	4.0848	1483.9	0.2448	98.1	237.3	335.5	0.5604	1.8093	-81

Figura N° 9. Muestra de tabla con propiedades de saturación para el R-413a [Empresa Dupont®, 2011].

La sección b), Vapor Sobrecalentado, presenta la siguiente disposición de la data:

- 1) Una serie de filas en función de la temperatura (°C)
- 2) Un subconjunto de columnas dependiente de la presión absoluta (kPa), entre un rango de 10 hasta 3400 kPa. Dicho subconjunto de columnas tiene la siguiente información:
 - 2.1) Volumen específico o unitario (m³/kg).
 - 2.2) Entalpía específica o unitario (kJ/kg).
 - 2.3) Entropía específica o unitario (kJ/ kg K).

Cabe mencionar que de igual forma en la tabla se presenta (entre paréntesis) los valores correspondientes a temperatura, volumen, entalpía y entropía, de saturación para el valor de presión establecido en el subconjunto.

Table 2
DuPont™ ISCEON® MO49 (R-413A) Superheated Vapour—Constant Pressure Tables

V = Volume in m³/kg H = Enthalpy in kJ/kg S = Entropy in kJ/kg·K (Saturation Properties in parentheses)

ABSOLUTE PRESSURE, kPa													
TEMP. °C	10 (-68.28°C)			20 (-57.98°C)			30 (-51.34°C)			40 (-46.33°C)			TEMP. °C
	V	H	S	V	H	S	V	H	S	V	H	S	
	(1.6248)	(343.5)	(1.7719)	(0.8487)	(350.2)	(1.7487)	(0.5805)	(354.5)	(1.7365)	(0.4434)	(357.7)	(1.7284)	
-65	1.6517	345.8	1.7828	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-65
-60	1.6927	349.3	1.7993	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-60
-55	1.7336	352.8	1.8156	0.8611	352.3	1.7585	-	-	-	-	-	-	-55
-50	1.7743	356.3	1.8317	0.8819	355.9	1.7748	0.5843	355.4	1.7409	-	-	-	-50
-45	1.8150	359.9	1.8477	0.9026	359.5	1.7910	0.5984	359.1	1.7572	0.4462	358.7	1.7328	-45
-40	1.8556	363.6	1.8635	0.9232	363.2	1.8069	0.6123	362.8	1.7733	0.4569	362.5	1.7491	-40
-35	1.8962	367.3	1.8792	0.9437	366.9	1.8227	0.6262	366.6	1.7892	0.4675	366.2	1.7651	-35
-30	1.9367	371.0	1.8947	0.9643	370.7	1.8384	0.6401	370.4	1.8049	0.4780	370.1	1.7810	-30
-25	1.9771	374.8	1.9102	0.9847	374.5	1.8539	0.6539	374.2	1.8205	0.4885	373.9	1.7966	-25
-20	2.0175	378.6	1.9255	1.0051	378.4	1.8692	0.6676	378.1	1.8360	0.4989	377.8	1.8122	-20
-15	2.0579	382.5	1.9407	1.0255	382.3	1.8845	0.6814	382.0	1.8513	0.5093	381.7	1.8276	-15
-10	2.0982	386.5	1.9558	1.0459	386.2	1.8996	0.6950	386.0	1.8665	0.5196	385.7	1.8428	-10
-5	2.1385	390.4	1.9707	1.0662	390.2	1.9147	0.7087	390.0	1.8816	0.5300	389.7	1.8579	-5
0	2.1788	394.5	1.9856	1.0865	394.2	1.9296	0.7223	394.0	1.8966	0.5403	393.8	1.8730	0
5	2.2191	398.5	2.0004	1.1067	398.3	1.9444	0.7360	398.1	1.9114	0.5506	397.9	1.8879	5
10	2.2594	402.6	2.0150	1.1270	402.4	1.9591	0.7496	402.3	1.9262	0.5608	402.1	1.9026	10
15	2.2996	406.8	2.0296	1.1472	406.6	1.9737	0.7631	406.4	1.9408	0.5711	406.2	1.9173	15
20	2.3398	411.0	2.0441	1.1675	410.8	1.9882	0.7767	410.7	1.9553	0.5813	410.5	1.9319	20
25	2.3800	415.3	2.0585	1.1877	415.1	2.0026	0.7902	414.9	1.9698	0.5915	414.8	1.9464	25
30	2.4202	419.6	2.0728	1.2079	419.4	2.0170	0.8038	419.2	1.9842	0.6017	419.1	1.9608	30
35	2.4604	423.9	2.0870	1.2281	423.8	2.0312	0.8173	423.6	1.9984	0.6119	423.5	1.9750	35
40	2.5006	428.3	2.1012	1.2482	428.2	2.0454	0.8308	428.0	2.0126	0.6221	427.9	1.9892	40
45	2.5407	432.7	2.1152	1.2684	432.6	2.0594	0.8443	432.5	2.0267	0.6322	432.3	2.0034	45
50	2.5808	437.2	2.1292	1.2885	437.1	2.0734	0.8578	437.0	2.0407	0.6424	436.8	2.0174	50
55	2.6210	441.8	2.1431	1.3087	441.6	2.0874	0.8713	441.5	2.0546	0.6525	441.4	2.0313	55
60	2.6611	446.3	2.1569	1.3288	446.2	2.1012	0.8847	446.1	2.0685	0.6627	446.0	2.0452	60
65	2.7012	450.9	2.1707	1.3489	450.8	2.1150	0.8982	450.7	2.0823	0.6728	450.6	2.0590	65
70	2.7414	455.6	2.1843	1.3691	455.5	2.1286	0.9116	455.4	2.0960	0.6829	455.3	2.0727	70
75	2.7815	460.3	2.1979	1.3892	460.2	2.1423	0.9251	460.1	2.1096	0.6930	460.0	2.0864	75
80	2.8216	465.0	2.2115	1.4093	464.9	2.1558	0.9385	464.8	2.1232	0.7032	464.7	2.0999	80
85	2.8617	469.8	2.2249	1.4294	469.7	2.1693	0.9520	469.6	2.1366	0.7133	469.5	2.1134	85

Figura N° 10. Muestra de la tabla *R-413a* [Empresa Dupont®, 2011], para la región de Vapor Sobrecalentado.

Este formato se mantuvo cuando se transcribió del original, siendo modificada posteriormente para dar cabida a arreglos más convenientes para los distintos cálculos realizados.

3.3 DISCRETIZACIÓN DE LA DATA.

En la sección a) de Equilibrio de fase Líquido-Vapor, se dividió en cuatro (4) rangos de temperatura, [-100 a -70] °C, [-70 a -40] °C, [-40 a 20] °C y [20 a 90] °C.

La sección b) de Vapor Sobrecalentado se comenzó por dividirla en tres (3) rangos de presión, de 10 a 230 kPa, de 230 a 575 kPa y de 575 a 3400 kPa. Esto con el objetivo de que los ajustes de las propiedades termodinámicas, no tengan que cumplir con todo el rango, lo cual generaría un mayor error. Además, esto ayuda a ubicar de manera más fácil, los puntos atípicos de la data, los cuales distorsionan los ajustes, amplificando los errores, usualmente asociados a los valores extremos de la data.

Un caso de relevancia, son las propiedades presentes en las tablas, correspondiente al rango de presión comprendido entre 3200 y 3400 kPa, que por presentar tanto, una dispersión desordenada, como un carencia de información, complicaban severamente la generación de un buen ajuste.

A partir de esta limitación, se optó por suprimir este rango del estudio de este trabajo, siendo así la presión máxima igual a 3000 kPa.

A continuación se muestra un diagrama $P-h$, donde se muestra de manera grafica los principales rangos a ser evaluados:

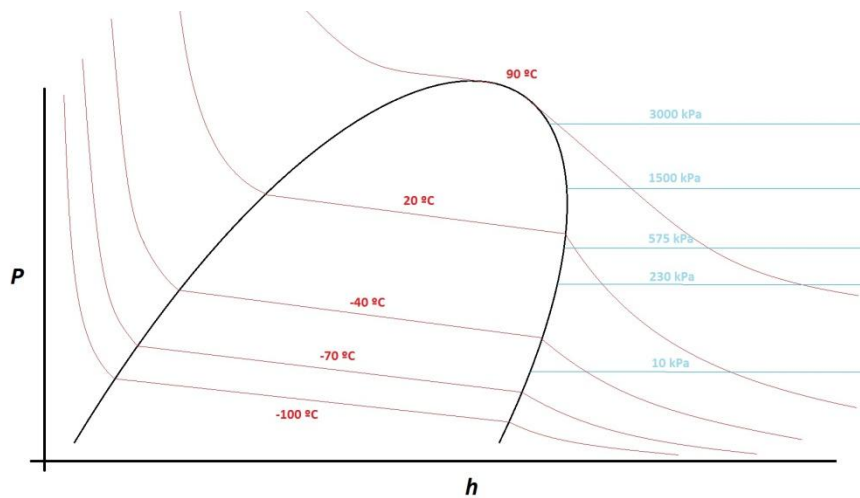


Figura N° 11. Diagrama P-h.

Para ambas secciones, estos rangos no son estrictamente fijos, ya que en varios caso se sub-dividieron para poder generar mejores ajustes de la data.

3.4 OBTENCIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL *R-413a*.

En este punto, se realizó todo el conjunto de ajustes matemáticos, de ambas regiones termodinámicas, para poder obtener así las Ecuaciones de Estado no convencionales.

Como primera acción, se procedió a convertir todas las temperaturas, de grados Celsius a Kelvin, esto para evitar problemas con el valor de cero grados Celsius. Entendiendo así que, los valores de temperatura a ingresar y salir de los ajustes y Ecuaciones de Estado no convencionales obtenidas, vendrán expresados en grados absolutos, Kelvin.

El esquema presentado a continuación, muestra los pasos que se efectuaron para determinar el mejor ajuste:

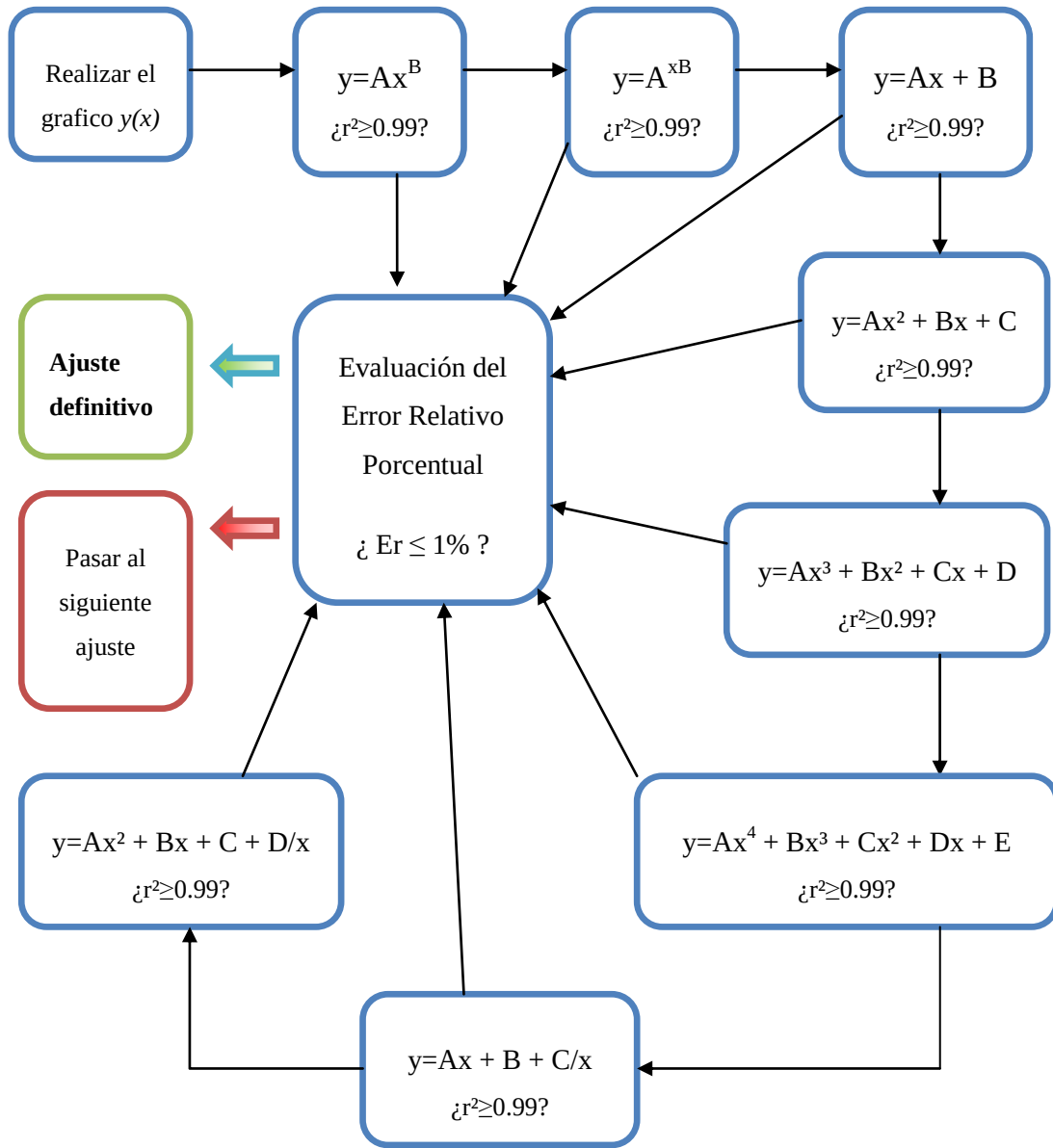


Figura N° 12. Representación esquemática de la obtención de los ajustes matemáticos.

3.4.1 Series de ajustes para el Equilibrio de fase Líquido-Vapor.

Luego de un breve análisis de la data en el Equilibrio de fases Líquido-Vapor, se determinó que el procedimiento utilizado en la fase de Vapor Sobrecalentado, no era aplicable en esta sección. Ya que, para un mismo valor de Temperatura, existen

dos (2) valores para cada propiedad (fase líquido, fase gas), incluso para la Presión, a causa de que el refrigerante *R-413a* no es una sustancia pura, si no una mezcla, por lo cual el cambio de fase, presenta un cambio de presión.

En vista del comportamiento gráfico de la data para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor, se buscó una relación geométrica entre los valores de líquido y de gas. La cual viene representada por las isothermas, que contiene los dos valores de saturación, en una misma "recta" (la isoterma). A partir de aquí se decidió trabajar con la pendiente y el punto de corte, de las distintas isothermas.

Esta decisión limitó la forma de los ajustes, restringiendo así los parámetros de entrada para las Ecuaciones de Estado no convencionales. Las ecuaciones obtenidas, poseen la siguiente forma: $f(T, x)$. Esto quiere decir que todas las ecuaciones cuentan con la temperatura, junto con alguna otra propiedad, como parámetros de entrada. En resumen, son dependientes de la temperatura.

Expuesto ésto, se procedió a calcular la pendiente y el punto de corte asociado a cada isoterma presente en la data del fabricante, utilizando las formulas:

$$M = (y_2 - y_1)/(x_2 - x_1) \quad (3.1)$$

$$N = y_1 - M \cdot x_1 \quad (3.2)$$

Donde M representa la pendiente y N el punto de corte con el eje de las ordenadas.

Cabe mencionar que estas operaciones se realizaron para las 12 combinaciones posibles entre las distintas propiedades termodinámicas. Esto equivale a decir que se obtuvieron las siguientes ecuaciones:

$$v = M \cdot P + N \quad (3.3)$$

$$P = M \cdot v + N \quad (3.4)$$

$$h = M \cdot P + N \quad (3.5)$$

$$P = M \cdot h + N \quad (3.6)$$

$$s = M \cdot P + N \quad (3.7)$$

$$P = M \cdot s + N \quad (3.8)$$

$$v = M \cdot h + N \quad (3.9)$$

$$h = M \cdot v + N \quad (3.10)$$

$$v = M \cdot s + N \quad (3.11)$$

$$s = M \cdot v + N \quad (3.12)$$

$$h = M \cdot s + N \quad (3.13)$$

$$s = M \cdot h + N \quad (3.14)$$

Habiendo calculado estos valores, se procedió a la obtención de los ajustes de las pendientes y puntos de corte en función de la temperatura (T), siguiendo el esquema presente en la Figura N°12, obteniendo así, coeficientes de la forma $M(T)$ y $N(T)$.

Cabe destacar que el rango de temperatura se dividió en algunos casos, en subconjuntos para poder realizar ajustes más específicos dentro de la muestra de estudio, para reducir el error presente en cada uno.

3.4.2 Series de ajustes para la región de Vapor Sobrecalentado.

Empezando por los rangos de presión ya mencionados en el punto 3.3, correspondiente al estado de Vapor Sobrecalentado, se obtuvo una primera serie de ajustes matemáticos de la forma: $v(T)_P$, $h(T)_P$, $s(T)_P$, etc. El subíndice P denota que dichos ajustes representan ecuaciones a condición de presión constante. Esto fue realizado a través del software CurveExpert[®], siguiendo el esquema de la Figura N° 12.

Esto se aplica también, cuando se obtuvieron ecuaciones del tipo $v(s)_T$, $h(s)_T$, entre otras, donde la propiedad que se mantuvo constante fue la temperatura.

Una vez generados los ajustes, estos presentaron coeficientes característicos propios del mismo, los cuales se organizaron para ser sometidos a otra serie de ajustes, en función de otra propiedad termodinámica diferente a la ya realizada en este paso.

Uno de los objetivos es desarrollar ecuaciones en función de dos variables del tipo:

$$f(x, y) = a(y)x^n + b(y)x^{n-1} + c(y)x^{n-2} + \dots + \quad (3. 15)$$

Donde los coeficientes $a(y)$, $b(y)$, $c(y)$, ... son ecuaciones en función de la presión, o de alguna otra propiedad termodinámica.

Para esto, bajo recomendación del Prof. Franklin Baduy Córdoba, se realizó una segunda serie de ajustes de los coeficientes obtenidos en la primera, en función de la presión o variable de estudio, en un rango determinado, donde la cantidad de coeficientes generados en los ajustes se haya mantenido igual, en dicho rango. Esto quiere decir que, la naturaleza del ajuste tiene que ser la misma para poder realizar el siguiente paso.

Ejemplo, si para una presión constante P_1 , el ajuste obtenido fue de primer orden, y para una presión constante P_2 el ajuste obtenido fue exponencial, aunque ambos ajustes arrojen como resultado dos coeficientes, no serán compatibles, por lo cual, no se podrá obtener un ajuste en función de la presión, que satisfaga adecuadamente a dicho rango (P_1 - P_2).

3.5 ORGANIZACIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL R-413a.

A continuación se procedió a organizar las diferentes ecuaciones obtenidas, tanto para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor, como para la región de Vapor Sobrecalentado.

El aspecto principal que definió este arreglo de las ecuaciones finales, fueron los rangos determinados al momento de obtener la segunda serie de ajustes, en la cual quedaron especificados los dominios válidos para una propiedad termodinámica.

Una vez definidos estos dominios, se presentan las ecuaciones que describen el comportamiento de cada uno de los coeficientes que conforman la Ecuación de Estado no convencional.

A continuación se presenta un ejemplo en la Tabla N°2, con la finalidad de mostrar el modelo de organización de las Ecuaciones de Estado no convencionales para el R-413a, en este caso, para la región de Vapor Sobrecalentado:

Tabla N° 2. Ejemplo de correlación para determinar la entalpía unitaria en función de temperatura y presión en un dominio de [10 a 110 kPa] y [-70 a 120 °C].

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa Dominio de Temperatura válido: -70 a 120 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-1.25617220658987E-06) * P + (0.000918275835360083)$
$B =$	$(0.000944017042216069) * P + (0.305352745451671)$
$C =$	$(-0.187176842470273) * P + (242.787622809122)$
$h(t, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,15394 a 0,03561	

3.6 DESARROLLO DEL CÓDIGO COMPUTACIONAL QUE EVALÚE LAS PROPIEDADES DE *R-413a* A PARTIR DE DOS PROPIEDADES INDEPENDIENTES.

El código computacional que se desarrolló, utiliza como plataforma el MatLab[®], y consiste en un código fuente que conjuga las distintas Ecuaciones de Estado no convencionales hayadas, de modo que discrimina, partiendo de los datos de entrada (dos propiedades termodinámicas independientes) la región (Equilibrio de fases Líquido-Vapor o Vapor Sobrecalentado), y calcula el resto de las propiedades que completan el estado especificado por los datos de entrada.

3.7 MECANISMO DE VALIDACIÓN DEL CÓDIGO COMPUTACIONAL.

Una vez terminado el desarrollo del código computacional, se realizó una exhaustiva validación del código a lo largo de todo el rango, comprobando que los valores de salida contaran con una desviación relativa respecto a la data empleada menor o igual a $\pm 1\%$.

Esto se hizo ingresando una combinación de dos propiedades termodinámicas independientes, logrando que el código calculase las propiedades complementarias a ese estado termodinámico de equilibrio.

El error relativo calculado resultó de la comparación entre el valor de cada una de las propiedades que arroja el código y el valor tabulado correspondiente al estado simulado.

3.8 NECESIDAD DE UN INSTRUCTIVO PARA EL USO DEL CÓDIGO COMPUTACIONAL.

La idea de este instructivo es que sea lo más simplificado y fácil de entender. Estará conformado por las instrucciones básicas de uso, qué valores podrán ser

introducidos al código y qué valores generará, y mostrará también una corta lista de posibles errores y su solución.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo se presentan todas las Ecuaciones de Estado no convencionales obtenidas y los resultados conseguidos con el código computacional desarrollado para evaluar las propiedades termodinámicas del refrigerante *R-413a*, y se comparan con la data empleada como base, a la vez que se determinan los errores absolutos y relativos correspondientes.

Dichas ecuaciones obtenidas con las técnicas de ajuste descritas en el capítulo de la metodología, se presentan a continuación, discriminadas para:

- 1) El Equilibrio de fases Líquido-Vapor y
- 2) La región de Vapor Sobrecalentado

Y forman la base del algoritmo empleado para diseñar el modelo de Código computacional, basado en MatLab[®]. Se presentan varios ejemplos de cálculo de las propiedades termodinámicas de *R-413a* y se indica la desviación respecto de la data empleada (Dupont, 2006), lo cual sirvió para la validación del referido código.

4.1 TIPO DE ECUACIÓN $M(T)$ Y $N(T)$ Y RANGO DE ERRORES RELATIVOS ASOCIADOS A LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL EQUILIBRIO DE FASE LÍQUIDO-VAPOR.

El Equilibrio de fase Líquido-Vapor del *R-413a*, fue dividido en varias sub-regiones o zonas, discriminada por rangos de temperatura.

Las ecuaciones explícitas logradas para cada propiedad termodinámica en el equilibrio líquido vapor, fueron las siguientes:

$$\begin{array}{cccccc} p(T, v) & p(T, h) & p(T, s) & v(T, p) & v(T, h) & v(T, s) \\ h(T, p) & h(T, v) & h(T, s) & s(T, p) & s(T, v) & s(T, h) \end{array}$$

Las ecuaciones resultaron tener la característica matemática de ser una función lineal para la segunda variable independiente, con coeficientes M y N dependientes de la temperatura, (f(T)), mayormente polinomios de hasta grado cuatro (en casos especiales llegaron a ser de grado ocho y doce), y también funciones potenciales, como se indica en el Tabla N° 3.

Tabla N° 3. Funciones relacionadas a los coeficientes M(T) y N(T).

Identificación	Tipo de función	Ecuación
E1	Función Lineal	$f(T) = A + B \cdot T$
E2	Polinomio de Grado 2	$f(T^2) = A + B \cdot T + C \cdot T^2$
E3	Polinomio de Grado 3	$f(T^3) = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$
E4	Polinomio de Grado 4	$f(T^4) = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$
E5	Potencial	$f(T) = N \cdot T^O$
E6	Polinomio de Grado 8	$f(T^8) = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 + F \cdot T^5 + G \cdot T^6 + H \cdot T^7 + I \cdot T^8$
E7	Polinomio de Grado 12	$f(T^{12}) = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 + F \cdot T^5 + G \cdot T^6 + H \cdot T^7 + I \cdot T^8 + J \cdot T^9 + K \cdot T^{10} + L \cdot T^{11} + M \cdot T^{12}$

Tabla N° 4. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $p(T, v) = M(T) \cdot v + N(T)$.
[p (kPa), T (K), v (m³/kg)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Volumen unitario	M(T)	N(T)	
1	-100 a -70 °C [173 a 203K]	0,0006876 a 22,243 m³/kg	E4	E4	-0,91824 a 0,85761
2	-70 a -40 °C [203 a 233K]	0,0006518 a 0,3381 m³/kg	E4	E4	-0,75350 a 0,60695
3	-40 a 20 °C [233 a 293K]	0,0007296 a 0,0333 m³/kg	E3	E3	-0,45783 a 0,71781
4	20 a 90 °C [293 a 363K]	0,0008497 a 0,0037 m³/kg	E4	E3	-0,23490 a 0,77720

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 65, Tabla N° 26.

Tabla N° 5. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $p(T, h) = M(T)*h + N(T)$.
[p (kPa), T (K), h (kJ/kg)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Entalpía unitaria	M(T)	N(T)	
1	-100 a -70 °C [173 a 203K]	75,8 a 341,8 kJ/kg	E3	E5	-0,73480 a 0,91999
2	-70 a -40 °C [203 a 233K]	111,3 a 361,2 kJ/kg	E3	E2	-0,84766 a 0,98491
3	-40 a -10 °C [233 a 263K]	148,1 a 380,3 kJ/kg	E2	E2	-0,92104 a 0,76871
4	-10 a 20 °C [263 a 293K]	186,6 a 397,7 kJ/kg	E2	E2	-0,67211 a 0,41933
5	20 a 90 °C [293 a 363K]	227,7 a 416,5 kJ/kg	E3	E3	-0,73095 a 0,41540

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 66,
Tabla N° 27.

Tabla N° 6. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $p(T, s) = M(T)*s + N(T)$.
[p (kPa), T (K), s (kJ/kg K)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Entropía unitaria	M(T)	N(T)	
1	-100 a -40 °C [173 a 233K]	0,4378 a 1,8890 kJ/kg K	E3	E3	-0,79449 a 0,99813
2	-40 a 20 °C [233 a 293K]	0,7955 a 1,7196 kJ/kg K	E3	E3	-0,76345 a 0,82301
3	20 a 90 °C [293 a 363K]	1,0968 a 1,6814 kJ/kg K	E3	E3	-0,89945 a 0,92451

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 67,
Tabla N° 28.

Tabla N° 7. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $v(T, h) = M(T)*h + N(T)$.
[v (m³/kg), T (K), h (kJ/kg)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Entalpía unitaria	M(T)	N(T)	
1	-100 a -40 °C [173 a 233K]	75,8 a 361,2 kJ/kg	E7	E7	-0,70045 a 0,81793
2	-40 a 90 °C [233 a 363K]	148,1 a 416,5 kJ/kg	E7	E7	-0,84574 a 0,94878

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 67,
Tabla N° 29.

Tabla N° 8. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, p) = M(T)*p + N(T)$.
[h (kJ/kg), T (K), p (kPa)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Presión absoluta	M(T)	N(T)	
1	-100 a -40 °C [173 a 233K]	0,6 a 71,8 kPa	E6	E6	-0,97653 a 0,99993
2	-40 a 90 °C [233 a 363K]	56,3 a 3538,9 kPa	E6	E6	-0,69801 a 0,66011

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 69,
Tabla N° 30.

Tabla N° 9. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, v) = M(T)*v + N(T)$.
[h (kJ/kg), T (K), v (m³/kg)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Volumen unitario	M(T)	N(T)	
1	-100 a -70 °C [173 a 203K]	0,0006876 a 22,243 m³/kg	E3	E2	-0,89472 a 0,94079
2	-70 a -40 °C [203 a 233K]	0,0006518 a 0,3381 m³/kg	E3	E2	-0,38430 a 0,12358
3	-40 a 20 °C [233 a 293K]	0,0007296 a 0,0333 m³/kg	E3	E2	-0,34583 a 0,10198
4	20 a 90 °C [293 a 363K]	0,0008497 a 0,0037 m³/kg	E3	E2	-0,54298 0,43123

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 70,
Tabla N° 31.

Tabla N° 10. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, s) = M(T)*s + N(T)$.
[h (kJ/kg), T (K), s (kJ/kg K)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Entropía unitaria	M(T)	N(T)	
1	-100 a -40 °C [173 a 233K]	0,4378 a 1,8890 kJ/kg K	E1	E2	-0,28372 a 0,09259
2	-40 a 90 °C [233 a 363K]	0,7955 a 1,7196 kJ/kg K	E1	E2	-0,48923 a 0,22588

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 71,
Tabla N° 32.

Tabla N° 11. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $s(T, v) = M(T)*v + N(T)$.
[s (kJ/kg K), T (K), v (m³/kg)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Volumen unitario	M(T)	N(T)	
1	-100 a -70 °C [173 a 203K]	0,0006876 a 22,243 m³/kg	E3	E2	-0,27082 a 0,95208

2	-70 a -40 °C [203 a 233K]	0,0006518 a 0,3381 m³/kg	E3	E2	-0,30453 a 0,10691
3	-40 a 20 °C [233 a 293K]	0,0007296 a 0,0333 m³/kg	E3	E2	-0,29975 a 0,18501
4	20 a 90 °C [293 a 363K]	0,0008497 a 0,0037 m³/kg	E3	E2	-0,45670 a 0,28733

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 72, Tabla N° 33.

Tabla N° 12. Líquido-Vapor: Ecuación de Estado no convencional de $s(T, h) = M(T) \cdot h + N(T)$.
[s (kJ/kg K), T (K), h (kJ/kg)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función		Error Relativo %
	Temperatura	Entalpía unitaria	$M(T)$	$N(T)$	
1	-100 a -70 °C [173 a 203K]	75,8 a 341,8 kJ/kg	E5	E1	-0,29764 a 0,21106
2	-70 a -40 °C [203 a 233K]	111,3 a 361,2 kJ/kg	E5	E1	-0,15472 a 0,07012
3	-40 a 90 °C [233 a 363K]	148,1 a 416,5 kJ/kg	E5	E2	-0,10293 a 0,08299

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 73, Tabla N° 34.

Habiendo mencionado esto, se procede a contabilizar las Ecuaciones de Estado no convencionales obtenidas para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor:

Tabla N° 13. Numero de Ecuaciones de Estado no convencionales obtenidas para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor.

$f(T, x)$	Numero de Ecuaciones
$p(T, v)$	4
$p(T, h)$	5
$p(T, s)$	3
$v(T, h)$	4
$h(T, p)$	4
$h(T, v)$	4
$h(T, s)$	2
$s(T, v)$	4
$s(T, h)$	3

Obteniendo así, un total de 33 Ecuaciones de Estado no convencionales para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor.

Los valores de temperaturas que son usados por estas Ecuaciones de Estado no convencionales están expresados en grados Kelvin.

4.2 TIPO DE ECUACIÓN A(j), B(j) y C(j) Y RANGO DE ERRORES RELATIVOS ASOCIADOS A LAS ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA LA REGIÓN DE VAPOR SOBRECALENTADO.

La región para el Vapor Sobrecalentado del R-413a, fue dividida en varias sub-regiones o zonas, discriminada mayoritariamente por rangos de presión.

Las ecuaciones explícitas logradas para cada propiedad termodinámica en la región de Vapor Sobrecalentado, fueron las siguientes:

$$\begin{array}{cccccc} v(T, p) & h(T, p) & s(T, p) & T(p, s) & v(p, s) & h(p, s) \\ T(p, v) & T(p, h) & h(T, s) & & & \end{array}$$

Las ecuaciones resultaron ser, en gran parte, polinomios de segundo orden, con coeficientes A(j) B(j) y C(j), dependientes de la presión en su mayoría, (f(j)), como se indica en el Tabla N° 14.

Tabla N° 14. Funciones relacionadas a cada coeficiente A(j), B(j) y C(j).

Identificación	Tipo de función	Ecuación
E1	Función Lineal	$f(j) = a + b*j$
E2	Polinomio de Grado 2	$f(j)^2 = a + b*j + c*j^2$
E3	Polinomio de Grado 3	$f(j)^3 = a + b*j + c*j^2 + d*j^3$
E4	Polinomio de Grado 4	$f(j)^4 = a + b*j + c*j^2 + d*j^3 + e*j^4$
E5	Potencial	$f(j) = f*j^g$

Salvo pocos casos en los que la data resultó inadecuada, se logró obtener ecuaciones de estado no convencionales, que arrojan un error relativo menor al 1% con respecto a la data empleada. Estas ecuaciones se presentan a continuación:

Tabla N° 15. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $v(T, p) = A(p)*(T - 273,15)^2 + B(p)*(T - 273,15) + C(p)$. [v (m³/kg), p (kPa), T (K)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Temperatura	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	-70 a 120 °C	10 a 110 kPa	E1	E5	E5	-0,84562 a 0,95152

	[203 a 393K]					
2	-25 a 140 °C [248 a 413K]	110 a 230 kPa	E1	E5	E5	-0,67483 a 0,56065
3	-5 a 165 °C [268 a 438K]	230 a 575 kPa	E2	E5	E5	-0,74572 a 0,88630
4	15 a 175 °C [288 a 448K]	575 a 1200 kPa	E1	E5	E5	-0,89342 a 0,93016
5	40 a 175 °C [313 a 448K]	1200 a 1600 kPa	E1	E5	E5	-0,98732 a 0,91691
6	50 a 175 °C [323 a 448K]	1600 a 2000 kPa	E1	E1	E1	-0,84931 a 0,95406
7	60 a 175 °C [333 a 448K]	2000 a 3000 kPa	E1	E1	E1	-0,93899 a 0,98142

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 73, Tabla N° 35.

Tabla N° 16. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, p) = A(p) * T^2 + B(p) * T + C(p)$.
[h (kJ/kg), p (kPa), T (K)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Temperatura	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	-70 a 120 °C [203 a 393K]	10 a 110 kPa	E1	E1	E1	-0,15394 a 0,03561
2	-25 a 140 °C [248 a 413K]	110 a 230 kPa	E1	E1	E1	-0,12983 a 0,09398
3	-5 a 165 °C [268 a 438K]	230 a 575 kPa	E1	E1	E1	-0,34273 a 0,21426
4	15 a 175 °C [288 a 448K]	575 a 1600 kPa	E1	E1	E1	-0,49827 a 0,59920
5	55 a 175 °C [328 a 448K]	1600 a 2000 kPa	E1	E1	E1	-0,98768 a 0,99710
6	60 a 175 °C [333 a 448K]	2000 a 3000 kPa	E1	E1	E1	-0,86324 a 0,86697

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 75, Tabla N° 36.

Tabla N° 17. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $s(T, p) = A(p) * T^2 + B(p) * T + C(p)$.
[s (kJ/kg K), p (kPa), T (K)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Temperatura	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	-70 a 120 °C [203 a 393K]	10 a 110 kPa	E1	E1	E5	-0,94356 a 0,97819
2	-25 a 140 °C [248 a 413K]	110 a 230 kPa	E1	E1	E1	-0,20561 a 0,18970
3	-5 a 165 °C [268 a 438K]	230 a 575 kPa	E1	E1	E1	-0,32939 a 0,33507
4	15 a 175 °C	575 a 1600 kPa	E1	E1	E1	-0,28197 a 0,39704

	[288 a 448K]					
5	55 a 175 °C [328 a 448K]	1600 a 2000 kPa	E1	E1	E1	-0,63452 a 0,70942
6	60 a 175 °C [333 a 448K]	2000 a 3000 kPa	E1	E1	E1	-0,76281 a 0,82153

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 76, Tabla N° 37.

Tabla N° 18. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $T(p, s) = A(p) * s^2 + B(p) * s + C(p)$.
[T (K), s (kJ/kg K), P (kPa)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Entropía unitaria	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	1,7048 a 2,2249 kJ/kg K	10 a 110 kPa	E2	E2	E2	-0,45036 a 0,98500
2	1,6924 a 2,1429 kJ/kg K	110 a 230 kPa	E2	E2	E2	-0,09430 a 0,07840
3	1,6820 a 2,1245 kJ/kg K	230 a 575 kPa	E1	E1	E1	0,46553 a 0,59733
4	1,6761 a 2,1107 kJ/kg K	575 a 1100 kPa	E1	E1	E1	-0,26064 a 0,35467
5	1,6420 a 2,0696 kJ/kg K	1100 a 3000 kPa	E1	E1	E1	-0,56457 a 0,71382

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 77, Tabla N° 38.

Tabla N° 19. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $v(p, s) = A(p) * s^2 + B(p) * s + C(p)$.
[v (m³/kg), s (kJ/kg K), p (kPa)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Entropía unitaria	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	1,7048 a 2,2249 kJ/kg K	10 a 110 kPa	-	E5	E5	-0,89741 a 0,97620
2	1,6924 a 2,1429 kJ/kg K	110 a 230 kPa	-	E5	E5	-0,45618 a 0,66512
3	1,6820 a 2,1245 kJ/kg K	230 a 575 kPa	-	E5	E5	-0,45604 a 0,51135
4	1,6776 a 2,1107 kJ/kg K	575 a 950 kPa	E3	E3	E3	-0,39516 a 0,44063
5	1,6696 a 2,0829 kJ/kg K	950 a 1700 kPa	E3	E3	E3	-0,31431 a 0,49974
6	1,6420 a 2,0281 kJ/kg K	1700 a 3000 kPa	E3	E3	E3	-0,76351 a 0,86326

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 78, Tabla N° 39.

Tabla N° 20. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $h(p, s) = A(p) * s^2 + B(p) * s + C(p)$.
[h (kJ/kg), s (kJ/kg K), p (kPa)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Entropía unitaria	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	1,6924 a 2,2249 kJ/kg K	10 a 230 kPa	E3	E3	E3	-0,53241 a 0,60829
2	1,6820 a 2,1245 kJ/kg K	230 a 575 kPa	E3	E3	E3	-0,15432 a 0,19829
3	1,6420 a 2,1107 kJ/kg K	575 a 3000 kPa	E2	E1	E1	-0,37485 a 0,42534

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 80, Tabla N° 40.

Tabla N° 21. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $T(p, v) = A(p) * v^2 + B(p) * v + C(p)$.
[T (K), v (m³/kg), p (kPa)]

ECUACION N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Volumen unitario	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	0,1714 a 2,8617 m³ / kg	10 a 110 kPa	-	E1	E2	-0,65398 a 0,94028
2	0,2836 a 0,850 m³ / kg	110 a 230 kPa	-	E1	E1	-0,78447 a 0,90316
3	0,0348 a 0,1417 m³ / kg	230 a 575 kPa	E2	E2	E2	-0,49853 a 0,55402
4	0,0162 a 0,0592 m³ / kg	575 a 1200 kPa	E2	E2	E2	-0,34813 a 0,41252
5	0,0050 a 0,0283 m³ / kg	1200 a 3000 kPa	E2	E2	E2	-0,44371 a 0,65659

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 80, Tabla N° 41.

Tabla N° 22. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $T(p, h) = A(p) * h^2 + B(p) * h + C(p)$.
[T (K), h (kJ/kg), p (kPa)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Entalpía unitaria	Presión absoluta	A(p)	B(p)	C(p)	
1	343,5 a 503,7 kJ/kg	10 a 110 kPa	E2	E2	E2	-0,0915 a 0,1982
2	370,7 a 523,7 kJ/kg	110 a 230 kPa	E2	E2	E2	-0,03106 a 0,04444
3	381,7 a 548,5 kJ/kg	230 a 575 kPa	E2	E2	E2	-0,14543 a 0,19472
4	397,0 a 558,9 kJ/kg	575 a 3000 kPa	E1	E1	E1	-0,16431 a 0,26052

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 82, Tabla N° 42.

Tabla N° 23. Vapor Sobrecalentado: Ecuación de Estado no convencional de $h(T, s) = A(T) * s + B(T) + C(T) / s$.
[h (kJ/kg), s (kJ/kg K), T (K)]

ECUACIÓN N°	Dominios		Tipo de función			Error Relativo %
	Entropía unitaria	Temperatura	A(T)	B(T)	C(T)	
1	1,6420 a 2,2249 kJ/kg K	-65 a 85 °C [208 a 358K]	E1	E1	E1	-0,78542 a 0,96940
2	1,6420 a 2,1619 kJ/kg K	85 a 175 °C [358 a 448K]	E2	E2	E2	-0,75432 a 0,85753

Para ver los coeficientes de las ecuaciones en detalle, ver Apéndice, pág. 83, Tabla N° 43.

Acto seguido, en la Tabla N°24, se hizo constancia del número de Ecuaciones de Estado no convencionales obtenidas, a partir de los ajustes de la data, para la región de Vapor Sobrecalentado:

Tabla N° 24. Numero de Ecuaciones de Estado no convencionales para Vapor Sobrecalentado.

$f(x, y)$	Numero de Ecuaciones
$v(T, p)$	6
$h(T, p)$	6
$s(T, p)$	6
$v(p, s)$	6
$h(p, s)$	3
$T(p, s)$	5
$T(p, v)$	5
$T(p, h)$	4
$h(T, s)$	2

Obteniendo así un total de 43 Ecuaciones de Estado no convencionales para la región de Vapor Sobrecalentado.

Los valores de temperaturas que son usados por estas Ecuaciones de Estado no convencionales están expresados en grados Kelvin.

Para esta región, se tenían grupos de valores que no cumplían una tendencia termodinámica lógica, así como también puede notarse la omisión de propiedades

termodinámicas para ciertas temperaturas. Ambos casos se presentan en la Figura N°13 y N°14.

ABSOLUTE PRESSURE, kPa									TEMP. °C
290			300			310			
(-2.60°C)			(-1.68°C)			(-0.77°C)			
V	H	S	V	H	S	V	H	S	
(0.0680)	(385.4)	(1.6893)	(0.0658)	(385.9)	(1.6888)	(0.0658)	(385.9)	(1.6888)	
0.0690	387.7	1.6979	0.0664	387.5	1.6944	0.0641	387.2	1.6910	0
0.0707	392.2	1.7142	0.0681	392.0	1.7108	0.0657	391.7	1.7075	5
0.0724	396.7	1.7303	0.0698	396.5	1.7269	0.0673	396.3	1.7237	10
0.0741	401.2	1.7460	0.0714	401.0	1.7427	0.0689	400.8	1.7395	15
0.0757	405.7	1.7615	0.0730	405.5	1.7583	0.0705	405.3	1.7552	20
0.0774	410.3	1.7768	0.0746	410.1	1.7737	0.0720	409.9	1.7706	25
0.0790	414.8	1.7920	0.0762	414.6	1.7888	0.0735	414.5	1.7858	30
0.0805	419.4	1.8069	0.0777	419.2	1.8038	0.0751	419.1	1.8008	35
0.0821	424.0	1.8218	0.0792	423.8	1.8187	0.0765	423.7	1.8157	40
0.0837	428.6	1.8364	0.0808	428.5	1.8334	0.0780	428.3	1.8304	45
0.0852	433.3	1.8510	0.0823	433.1	1.8479	0.0795	433.0	1.8450	50
0.0868	438.0	1.8654	0.0838	437.8	1.8624	0.0809	437.7	1.8594	55
0.0883	442.7	1.8797	0.0852	442.6	1.8767	0.0824	442.4	1.8738	60
0.0898	447.5	1.8939	0.0867	447.3	1.8909	0.0838	447.2	1.8880	65
0.0913	452.3	1.9079	0.0882	452.1	1.9050	0.0852	452.0	1.9021	70
0.0929	457.1	1.9219	0.0896	457.0	1.9190	0.0867	456.9	1.9161	75
0.0944	462.0	1.9358	0.0911	461.8	1.9329	0.0881	461.7	1.9300	80
0.0958	466.9	1.9496	0.0925	466.8	1.9466	0.0895	466.6	1.9438	85
0.0973	471.8	1.9633	0.0940	471.7	1.9604	0.0909	471.6	1.9575	90
0.0988	476.8	1.9769	0.0954	476.7	1.9740	0.0923	476.6	1.9711	95
0.1003	481.8	1.9904	0.0969	481.7	1.9875	0.0936	481.6	1.9847	100
0.1018	486.8	2.0038	0.0983	486.7	2.0010	0.0950	486.6	1.9981	105
0.1032	491.9	2.0172	0.0997	491.8	2.0143	0.0964	491.7	2.0115	110
0.1047	497.0	2.0305	0.1011	497.0	2.0276	0.0978	496.9	2.0248	115
0.1062	502.2	2.0437	0.1025	502.1	2.0408	0.0992	502.0	2.0381	120

Figura N° 13.. Extracto de la tabla Termodinámica generada por el fabricante DuPont® Empresa Dupont®,
2011], donde se muestra el comportamiento irregular del Volumen.

ABSOLUTE PRESSURE, kPa									TEMP. °C
1900			2000			2200			
(62.13°C)			(64.35°C)			(68.55°C)			
V	H	S	V	H	S	V	H	S	
(0.0095)	(415.4)	(1.6668)	(0.0089)	(415.8)	(1.6653)	(0.0079)	(416.4)	(1.662)	
—	—	—	—	—	—	—	—	—	60
—	—	—	—	—	—	—	—	—	65
0.0104	426.55	1.6997	0.0095	424.2	1.6899	0.0081	418.8	1.6690	70
0.0108	433.14	1.7187	0.0100	431.1	1.7098	0.0086	426.5	1.6913	75
0.0113	439.49	1.7369	0.0105	437.6	1.7285	0.0090	433.6	1.7116	80
0.0117	445.68	1.7543	0.0109	444.0	1.7464	0.0095	440.4	1.7307	85
0.0120	451.76	1.7711	0.0112	450.2	1.7636	0.0098	446.9	1.7488	90
0.0124	457.75	1.7875	0.0116	456.3	1.7803	0.0102	453.3	1.7662	95
0.0128	463.68	1.8035	0.0120	462.3	1.7966	0.0105	459.5	1.7830	100
0.0131	469.56	1.8191	0.0123	468.3	1.8124	0.0109	465.7	1.7994	105
0.0134	475.40	1.8345	0.0126	474.2	1.8280	0.0112	471.8	1.8154	110
0.0138	481.22	1.8496	0.0129	480.1	1.8433	0.0115	477.8	1.8310	115
0.0141	487.03	1.8644	0.0132	486.0	1.8583	0.0118	483.8	1.8463	120
0.0144	492.82	1.8791	0.0135	491.8	1.8730	0.0121	489.7	1.8614	125
0.0147	498.61	1.8935	0.0138	497.6	1.8876	0.0124	495.7	1.8762	130
0.0150	504.40	1.9078	0.0141	503.5	1.9020	0.0126	501.6	1.8908	135
0.0153	510.20	1.9219	0.0144	509.3	1.9162	0.0129	507.5	1.9052	140
0.0156	516.00	1.9359	0.0147	515.2	1.9302	0.0132	513.4	1.9195	145

Figura N° 14. Extracto de la tabla Termodinámica generada por el fabricante DuPont® Empresa Dupont®,
2011], donde se muestra la omisión de las propiedades para una Temperatura dada.

Como se contempla en la Figura N°13, el valor del volumen saturado (temperatura de $-0.77\text{ }^{\circ}\text{C}$) es mayor que los dos valores siguientes, de 0 y 5 grados centígrados (recuadro rojo). Esto no cumple con la condición de que a medida que se incrementa la temperatura de un compuesto, a presión constante, el valor de volumen específico aumente, como si ocurre para las demás presiones, como por ejemplo 300 kPa que se observa en la columna adyacente (recuadro azul).

Por otro lado, en la Figura N°14, se observa que para la presión de 1900 kPa, el fabricante no reportó las propiedades de las temperaturas de 65 grados centígrados.

Ambos casos modifican los valores de los coeficientes de los ajustes realizados, desviando así los resultados finales de las Ecuaciones de Estado no convencionales, con respecto a los valores de la tabla empleada.

4.3 CÓDIGO COMPUTACIONAL PARA DETERMINAR LAS PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL *R-413a* AL INGRESAR DOS DE ELLAS.

Haciendo uso de las ecuaciones obtenidas, para las distintas propiedades y los distintos dominios y rangos, se elaboró un código computacional, basado en MatLab[®], el cual permite, mediante la introducción de dos variables independientes, obtener las restantes propiedades que complementarían el estado termodinámico en cuestión. Por ejemplo: la introducción de la temperatura (t) y la entalpía unitaria o específica (h), arrojaría los valores de p , v , s y calidad (si el estado corresponde a una mezcla líquido-vapor).

El código desarrollado es capaz de diferenciar entre las dos regiones del compuesto (región 1: Equilibrio de fase Líquido-Vapor; región 2: Vapor Sobrecalentado) mediante las variables de entrada, introducidas por el usuario. Esto

es de suma importancia ya que como hemos podido ver, existen ecuaciones para ambas regiones.

En el Equilibrio de fase Líquido-Vapor, uno de los factores a tomar en cuenta es la Calidad de la mezcla, parámetro que el código computacional calcula, a partir de los datos de entrada.

Cabe destacar que los valores de Calidad pueden ser comprobados solamente en las condiciones de saturación, bien sea en líquido o gas saturado, ya que sabemos que la Calidad tiene que ser igual a cero (0) y uno (1) respectivamente.

Dicho valor de Calidad fue tomado posteriormente como parámetro para que el código computacional pudiera determinar la región en la que se encuentra el refrigerante *R-413a* y así poder seleccionar los ajustes pertinentes.

Otro aspecto importante es bajo qué unidades funciona dicho código. Por simplicidad del mismo, no se agregó ninguna opción para que el usuario eligiera cuales eran las unidades deseadas por él, para la introducción y salida de los varios datos. Por lo cual, las unidades serán:

- Grados Centígrados [°C] para la temperatura.
- KiloPascuales [kPa] para la presión.
- Metros cúbicos por kilogramos [m³/kg] para el volumen.
- KiloJoules por kilogramos [kJ/kg] para la entalpía.
- KiloJoules por kilogramos Kelvin [kJ/kg K] para la entropía.

De esta forma, solo las temperaturas de entrada y salida resultaron modificadas dentro del mismo código computacional, para permitir el correcto uso de las Ecuaciones de Estado no convencionales, ya que recordamos que las ecuaciones están expresadas en grados Kelvin.

A continuación se presenta una tabla donde se muestra de forma esquemática lo que el código puede calcular en base a las variables introducidas por el usuario.

Tabla N° 25. Propiedades termodinámicas que determina el código computacional.

Propiedades Introducidas	Fase en la que se encuentra el Refrigerante	
	Equilibrio Líquido-Vapor	Vapor Sobrecalentado
Temperatura y Presión	Volumen Entalpía Entropía	Volumen Entalpía Entropía
Temperatura y Volumen	Presión Entalpía Entropía	-
Temperatura y Entalpía	Presión Entalpía Entropía	-
Temperatura y Entropía	Presión Volumen Entalpía	Entalpía
Presión y Volumen	Temperatura Entalpía Entropía	Temperatura
Presión y Entalpía	Temperatura Volumen Entropía	Temperatura
Presión y Entropía	Temperatura Volumen Entalpía	Temperatura Volumen Entalpía
Volumen y Entalpía	Temperatura Presión Entropía	-
Volumen y Entropía	Temperatura Presión Entalpía	-
Entalpía y Entropía	Temperatura Presión Volumen	-

En el momento de mostrar las propiedades calculadas por el código computacional, el mismo muestra los valores de entrada; para que el usuario pueda certificar que son los que él introdujo; así como también la fase en la que se encuentra el refrigerante *R-413a*, la calidad del mismo y el tiempo que requirió el programa para su ejecución. En el caso de la fase de Vapor Sobrecalentado no existe el factor de calidad como tal, por lo cual no se ve reflejado junto con los resultados finales.

Capítulo IV: Análisis de Resultados.

A continuación se presentan algunas vistas del código para dar una idea del menú principal, así como también la estructura del código y algunas corridas del mismo, para poder mostrar los resultados.

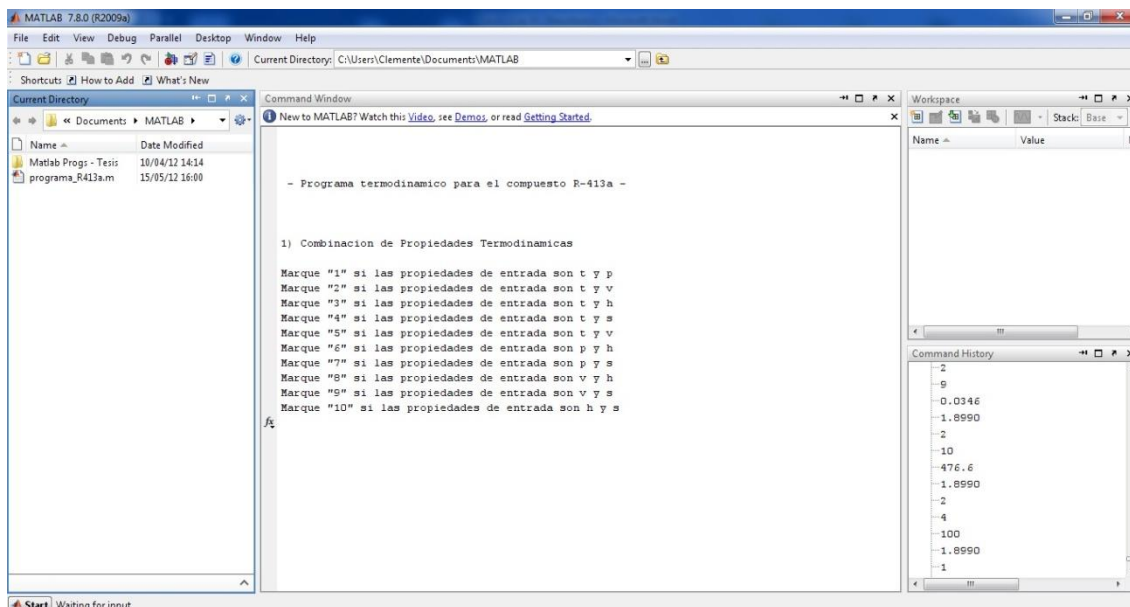


Figura N° 15. Menú del código computacional.

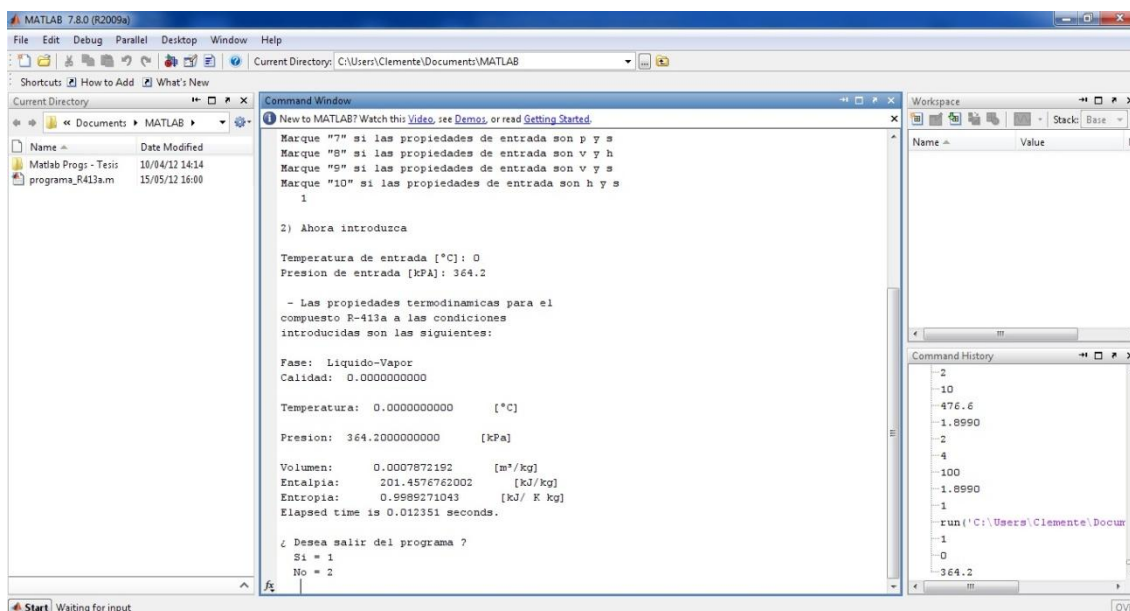


Figura N° 16. Resultados para $t=0^{\circ}\text{C}$ y $p=364.2\text{ kPa}$ para el Equilibrio de fases Líquido-Vapor.

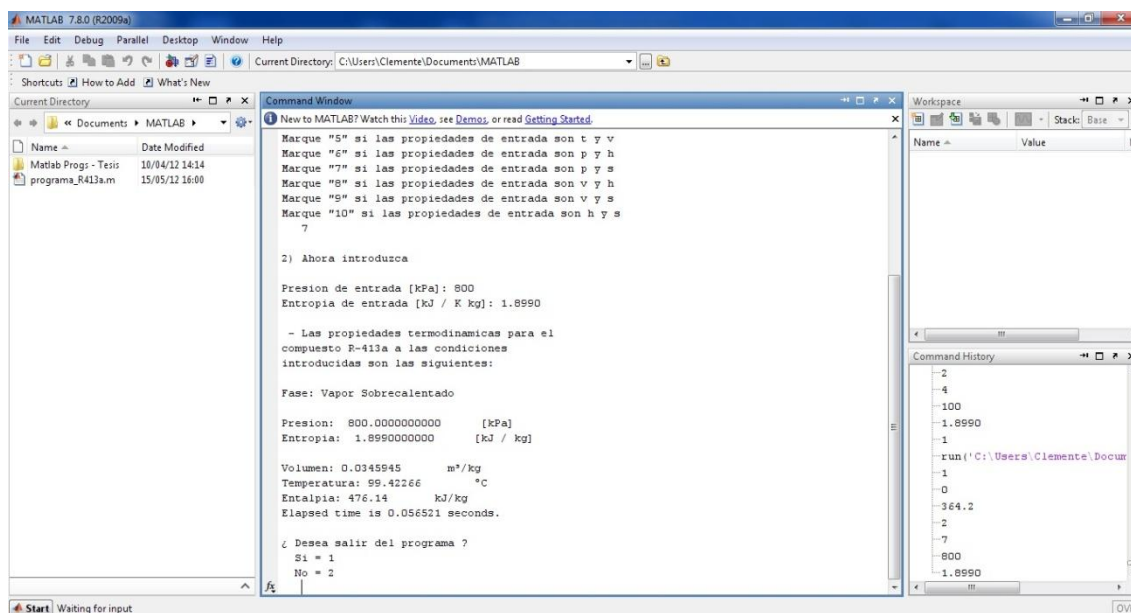


Figura N° 17. Resultados para $p=800\text{kPa}$ y $s=1.8990\text{ kJ/kg K}$ para región de Vapor Sobrecalentado.

4.3.1 Validez del código computacional.

Una vez definido totalmente el código computacional, el mismo fue sometido a una extensa serie de pruebas para confirmar que cumpliera con la condición del error relativo menor al 1%.

Dichas pruebas se realizaron de forma manual, ingresando combinaciones de propiedades termodinámicas, presentes en la tabla del fabricante y comparando los resultados arrojados por el código con los valores expuestos en dicha tabla.

Los resultados de estas pruebas se presentan en distintas tablas en el Apéndice, a partir de la pág. 84.

Como se puede observar en dichas tablas, los valores obtenidos mediante el código son muy cercanos a los teóricos, lo cual cumple con la condición del error relativo menor al 1%.

4.3.2 Instructivo para el uso del código computacional.

Uno de los objetivos de este trabajo especial de grado es la realización de un instructivo para el uso del código computacional. Este instructivo se realizó una vez concluido el desarrollo del mismo y podrá apreciarse en el Apéndice, pág 87.

La idea principal detrás de este instructivo es ofrecerle al usuario una guía paso a paso para el uso del código computacional, para que el usuario se familiarice con el ambiente de trabajo y sepa como usarlo correctamente.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

Habiendo realizado este Trabajo Especial de Grado se puede establecer las siguientes conclusiones:

1. Las ecuaciones obtenidas para las regiones de Equilibrio de fase Líquido-Vapor y Vapor Sobrecalentado del refrigerante *R-413a*, son ecuaciones de estado no convencionales, cuyas propiedades vienen expresadas en unidades del sistema Internacional (SI).
2. Las ecuaciones de estado obtenidas cumplen con la condición de error relativo menor al 1%.
3. Las ecuaciones obtenidas están conformadas por coeficientes no constantes, dependientes de una de las variables independientes, generadas a partir de regresiones estadísticas, lineales, polinómicas (de hasta grado 12) o potenciales, usando un software comercial. El tipo de ajuste seleccionado fué el que menor error relativo arrojó, de la muestra estudiada.
4. Se obtuvo un total de 33 ecuaciones para el Equilibrio de fase Líquido-Vapor.
5. Se obtuvo un total de 43 ecuaciones para la región de Vapor Sobrecalentado.
6. Cada una de estas Ecuaciones de Estado es válida para un dominio establecido y definido en base a la muestra inicial de estudio.
7. Las ecuaciones de estado generadas presentan las estructuras matemáticas más simples posible.
8. Se desarrolló un código computacional que permite determinar las propiedades del refrigerante *R-413a*, utilizando dichas ecuaciones de estado.
9. Los valores arrojados por el código computacional presentan un error relativo menor al 1% con respecto a los valores de tabla.

RECOMENDACIONES

A continuación se presenta una lista de recomendaciones para futuros trabajos:

1. Desarrollar ecuaciones de estado, no contenidas en este trabajo, para así disponer de una mayor combinación de propiedades termodinámicas. Para ello se puede emplear las relaciones termodinámicas y en particular las relaciones de Maxwell o emplear ajustes polinómicos de más alto grado.
2. Es posible construir instrumentos de medición para el *R-413a*, empleando ecuaciones como las desarrolladas en este trabajo, ya que las mismas pueden integrarse en un circuito electrónico, que para las variables de entrada más comunes (presión y temperatura) pueda calcular el resto de las propiedades que definen un estado termodinámico de equilibrio del *R-413a*.
3. Modificar el código computacional, para permitir el ingreso y salida de las variables en otros sistemas de unidades, como el inglés.
4. Incluir (si se encuentra información del fabricante) datos para la fase de líquido comprimido, de forma de hacer más completo y versátil el código computacional.
5. El código computacional representa una ayuda importante en materia de enseñanza de la termodinámica.
6. El código puede ser utilizado para la resolución de problemas, así como también para formar parte de alguna práctica del Laboratorio de Termodinámica I de la Escuela de Ingeniería Mecánica, de la Universidad Central de Venezuela, ya que cuenta con un equipo de refrigeración, cuyo fluido de trabajo es el refrigerante *R-413a*.

BIBLIOGRAFÍA

1. “Programa del Medio Ambiente de las Naciones Unidas”, página oficial. Consultado el 17 de mayo de 2011, de <http://ozone.unep.org/>
2. Alamar, M., Roiy, B. y Vidal, A. (2006) “Fundamentos Matemáticos de la Ingeniería”. Editorial de la UPV. Valencia. 323 p.
3. Barrientos, D. (2010) "Obtención de Ecuaciones de Estado para las Propiedades Termodinámicas del Agua en las Fases Líquida, Gaseosa, y en el Equilibrio Líquido-Vapor". Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas.
4. Çengel, Y. (2006) “Termodinámica”. Quinta edición. Editorial McGraw-Hill. México D.F
5. Climaju Servicios S.L., “Tabla de características de refrigerantes”. [Documento en línea]. Consultado el 14 de enero del 2012, de <http://www.climaju.com/docs/refrigerantes.pdf>.
6. CurveExpert[®], página oficial. Consultado el 5 de junio del 2011, de <http://www.curveexpert.net/>
7. Empresa Dupont[®], página oficial. Consultado el 16 de mayo de 2011, de http://www2.dupont.com/DuPont_Home/en_US/index.html
8. Hart-Davis, G. (2007). "Excel 2007 paso a paso". Primera edición. Editorial McGraw-Hill. México.
9. Instituto Internacional de Refrigeración, página oficial. Consultado el 22 de mayo 2011, de <http://www.iifiir.org/en/index.php>
10. Marco de Convenciones de las Naciones Unidas sobre Cambio Climático, página oficial. Consultado el 17 de mayo de 2011, de <http://unfccc.int/2860.php>
11. MathWorks[®], página oficial. Consultado el 24 de mayo del 2011, de <http://www.mathworks.com/index.html>

12. Purcell, E.J., Rigdon, S.E. y Varberg, D.E. (2007) “Cálculo”. Novena edición. Editorial Pearson Prentice Hall. México. 874 p.
13. UNEFA (2009) “Termodinámica: diagramas de propiedades”. Consultado el 18 de octubre del 2011, de <http://unefa-termodinamica.blogspot.com/2009/06/diagramas-de-propiedades.html>.
14. Wark, K y Richards, D. (2001). “Termodinámica”. Sexta edición. Editorial McGraw-Hill. México.

APÉNDICE

Tabla de Refrigerantes	62
Tablas de Ecuaciones de Estado no convencionales del <i>R-413a</i> en Equilibrio de fase Líquido -Vapor	63
Tablas de Ecuaciones de Estado no convencionales del <i>R-413a</i> en la región de Vapor Sobrecalentado	71
Tablas de Ajustes de las propiedades de saturación	80
Tablas de Validación del código computacional del <i>R-413a</i> en Equilibrio de fase Líquido-Vapor.....	84
Tablas de Validación del código computacional del <i>R-413a</i> en la región de Vapor Sobrecalentado.....	85
Instructivo para el Código Termodinámico del Refrigerante R-413a.....	87



CLIMAJU
SERVICIOS S.L.
Elija su temperatura

***** TABLA DE REFRIGERANTES *****

ODP (potencial de reducción de la capa de ozono)
GWP (potencial de calentamiento global del planeta)
T (temperatura de punto de rocío a las presiones de 1 bar y 25 bar)

REFRIGERANTE	En sustitución de	ODP R 11 = 1	GWP CO2 = 1 100a	T (1 bar) °C	T (25 bar) °C	Aceite recomendado		Aplicación
R 12		1	8500	-29,8	84	A	M	A/M H
R 22	R 502, R 12	0,055	1700	-40,8	61	A	M	A/M M H
R 124	R 114	0,022	480	-12,1	102	A	M	A/M H
R 401 A	R 12	0,037	1082	-33,8	78	A		A/M M H
R 401 B	R 502, R 12	0,04	1186	-35,5	75	A		A/M M H
R 402 A	R 502	0,021	1816	-49,2	52	A		A/M L M
R 402 B	R 502	0,033	2084	-47,1	55	A		A/M L M
R 403 B	R 502	0,03	3685	-50,2	53	A		A/M L M
R 408 A	R 502	0,023	2743	-44,4	57	A		A/M L M
R 409 A	R 12	0,05	1440	-34,2	78	A		A/M M H
R 409 B	R 502	0,05	1425	-35,6	76	A		A/M M H
R 23	R 13	0	11700	-82,1	0		E	L
R 32 (I / AP)		0	650	-51,8	40		E	L
R 125		0	2800	-48,6	49		E	L M
R 134a	R 12	0	1300	-26,1	77		E	H
R 143a		0	3800	-47,4	53		E	L M
R 152a (I)	R 12	0	140	-24,2	83		E	H
R 227ea	R 114	0	2000	-16,3	92		E	H
R 404A	R 502	0	3260	-46,5	54		E	L M
R 407A (AT)	R 502	0	1770	-45,8	57		E	L M
R 407B	R 502	0	2285	-47,6	53		E	L M
R 407C	R 22	0	1526	-44,3	60		E	L M
R 410A (AP)	R 22	0	1725	-52,7	41		E	L M
R 413A	R 12	0	1774	-35	74	A	M	A/M M H
R 507	R 502	0	3300	-46,5	53		E	L M
ISCEON 59	R 22	0	1938	-38,3	68	A	M	A/M M H
ISCEON 89	R 13B1	0	3038	-54,6	49	A	M	A/M L
R 170 Ethan (I)		0	3	-88,8	1	A	M	L
RC 270 Cyklopropan (I)		0	3	-32,9	79	A	M	M H
R 290 Propan (I)		0	3	-42,1	68	A	M	L M
R 600a Isobutan. (I)		0	3	-11,7	112	A	M	H
R 717 NH3 (I / V / AT)		0	0	-33,3	58	A	M	M H
R 744 CO2 (AP)		0	1	-79	-12	A	M	L M H
R 1150 Etylen. (I)		0		-103,7	-22	A	M	L
R 1270 Propen (I)		0		-47,7	59	A	M	L M

(I) Inflamable
(V) Venenoso en ciertas concentraciones
(AP) Alta presión
(AT) Temperatura final de descarga elevada

Aceites:
A = Alquilobenzénico
M = Mineral
E = Ester
A/M = Alquilobenz./Mineral

Aplicación:
L = Ultracongelación
M = Refrigeración normal
H = Aire acondicionado

Refrigerantes a reemplazar

Refrigerantes de transición

Ref. alternativos a largo plazo

Ref. libres de halógenos

Figura N° 18. Extracto de la Tabla de refrigerantes propuesta por Climaju [Climaju Servicios S.L 2012].

A.1 ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA EL EQUILIBRIO DE FASE LÍQUIDO-VAPOR.

Tabla N° 26. Ecuaciones de Estado no convencionales $p(T, v)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [p (kPa), T (K), v (m³/kg)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -70 °C Dominio de Volumen válido: 0,0006876 a 22,243 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.0000051308690306546) * T^4 + (0.00367441277269816) * T^3 + (-0.988509891293056) * T^2 + (118.377073943128) * T + (-5323.29828142677)$
$N =$	$(2.24682433312234E-06) * T^4 + (-0.00149472727307127) * T^3 + (0.378588886051961) * T^2 + (-43.1809286315367) * T + (1867.90912847929)$
$p(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,91824 a 0,85761	
Dominio de Temperatura válido: -70 a -40 °C Dominio de Volumen válido: 0,0006518 a 1,8258 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.00142596108158828) * T^3 + (0.867194755170484) * T^2 + (-176.296685351509) * T + (11977.5630038794)$
$N =$	$(2.24682433312234E-06) * T^4 + (-0.00149472727307127) * T^3 + (0.378588886051961) * T^2 + (-43.1809286315367) * T + (1867.90912847929)$
$p(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,75350 a 0,60695	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 20 °C Dominio de Volumen válido: 0,0007296 a 0,3218 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.00636804737235397) * T^3 + (4.44112385956338) * T^2 + (-1038.86718605076) * T + (81450.517236491)$
$N =$	$(0.000842829185910122) * T^3 + (-0.532355521484412) * T^2 + (114.402431145013) * T + (-8341.55841504838)$
$p(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,45783 a 0,71781	
Dominio de Temperatura válido: 20 a 90 °C Dominio de Volumen válido: 0,0008497 a 0,0323 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.0008464181690367) * T^4 + (1.06131489823966) * T^3 + (-500.936324810134) * T^2 + (105325.529698107) * T + (-8315344.45815426)$
$N =$	$(0.00168563040706763) * T^3 + (-1.30195610078631) * T^2 + (349.112138525978) * T + (-32243.8075384858)$

$p(T, v) = M * v + N$
Error Relativo = -0,23490 a 0,77720

Tabla N° 27. Ecuaciones de Estado no convencionales $p(T, h)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [p (kPa), T (K), h (kJ/kg)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -70 °C	
Dominio de Entalpía válido: 75,8 a 342,4 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-1.55825340289898E-07) * T^3 + (0.0000720840634617585) * T^2 + (-0.0112954642398297) * T + (0.599241193574832)$
$N =$	$(3.99134496297306E-30) * T^4 + (13.286303198321)$
$p(T, h) = M * h + N$	
Error Relativo = -0,73480 a 0,91999	
Dominio de Temperatura válido: -70 a -40 °C	
Dominio de Entalpía válido: 111,3 a 361,8 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.0000269483453837578) * T^2 + (0.00972000740405871) * T + (-0.88965791493396)$
$N =$	$(0.0476136265989947) * T^2 + (-18.4805645239474) * T + (1807.94427503697)$
$p(T, h) = M * h + N$	
Error Relativo = -0,84766 a 0,98491	
Dominio de Temperatura válido: -40 a -10 °C	
Dominio de Entalpía válido: 148,1 a 380,9 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.0000215221838905317) * T^2 + (0.00703132895485164) * T + (-0.55708084840258)$
$N =$	$(0.103819228309215) * T^2 + (-44.7351604712109) * T + (4875.56449575817)$
$p(T, h) = M * h + N$	
Error Relativo = -0,92104 a 0,76871	
Dominio de Temperatura válido: -10 a 20 °C	
Dominio de Entalpía válido: 186,6 a 398,3 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.0000215221838905317) * T^2 + (0.00703132895485164) * T + (-0.55708084840258)$
$N =$	$(0.180584774253135) * T^2 + (-85.1274726800316) * T + (10191.1879516606)$
$p(T, h) = M * h + N$	
Error Relativo = -0,67211 a 0,41933	
Dominio de Temperatura válido: 20 a 90 °C	
Dominio de Entalpía válido: 227,7 a 416,5 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación

$M =$	$(-7.77609261333072\text{E-}07) * T^3 + (0.00072628577575976) * T^2 + (-0.231771562661404) * T + (24.7787803042527)$
$N =$	$(0.00195520883518946) * T^3 + (-1.5472945787113) * T^2 + (425.442998583521) * T + (-40252.4686024572)$
$p(T, h) = M * h + N$	
Error Relativo = -0,73095 a 0,41540	

Tabla N° 28. Ecuaciones de Estado no convencionales $p(T, s)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [p (kPa), T (K), s (kJ/kg K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -40 °C Dominio de Entropía válido: 0,4378 a 1,8890 kJ/kg K	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.0000456851480927467) * T^3 + (0.0221009594403263) * T^2 + (-3.61075307407876) * T + (199.019854037291)$
$N =$	$(0.000385125226756663) * T^3 + (-0.203612752533658) * T^2 + (36.1867379676863) * T + (-2158.83734995037)$
$p(T, s) = M * s + N$	
Error Relativo = -0,79449 a 0,99813	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 20 °C Dominio de Entropía válido: 0,7955 a 1,7196 kJ/kg K	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-2.88694048681717\text{E-}08) * T^3 + (-0.00991231362656129) * T^2 + (3.8883928879543) * T + (-387.871131845627)$
$N =$	$(0.000880882411895481) * T^3 + (-0.547070328154004) * T^2 + (115.747827461851) * T + (-8321.37120393382)$
$p(T, s) = M * s + N$	
Error Relativo = -0,76345 a 0,82301	
Dominio de Temperatura válido: 20 a 90 °C Dominio de Entropía válido: 1,0968 a 1,6814 kJ/kg K	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(-0.000297628754828438) * T^3 + (0.273006010739597) * T^2 + (-85.6384712297703) * T + (9042.66111918801)$
$N =$	$(0.00212458128144479) * T^3 + (-1.69890462286461) * T^2 + (471.73678574588) * T + (-45030.4516080333)$
$p(T, s) = M * s + N$	
Error Relativo = -0,89945 a 0,92451	

Tabla N° 29. Ecuaciones de Estado no convencionales $v(T, h)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [v (m³/kg), T (K), h (kJ/kg)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -40 °C Dominio de Entalpía válido: 75,8 a 361,8 kJ/kg
--

Coeficientes	Ecuación	
$M =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8 + J*T^9 + K*T^{10} + L*T^{11} + O*T^{12}$	
	$A =$	9.75530E+05
	$B =$	-4.86520E+04
	$C =$	1.07457E+03
	$D =$	-1.36543E+01
	$E =$	1.07213E-01
	$F =$	-4.98206E-04
	$G =$	8.77223E-07
	$H =$	4.64233E-09
	$I =$	-3.98345E-11
	$J =$	1.42710E-13
	$K =$	-2.92155E-16
	$L =$	3.33632E-19
	$O =$	-1.66111E-22
$N =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8 + J*T^9 + K*T^{10} + L*T^{11} + O*T^{12}$	
	$A =$	-2.31450E+08
	$B =$	1.16221E+07
	$C =$	-2.58268E+05
	$D =$	3.29986E+03
	$E =$	-2.60439E+01
	$F =$	1.21675E-01
	$G =$	-2.16611E-04
	$H =$	-1.12754E-06
	$I =$	9.75528E-09
	$J =$	-3.50714E-11
	$K =$	7.19765E-14
	$L =$	-8.23560E-17
	$O =$	4.10688E-20
$v(T, h) = M * h + N$		
Error Relativo = -0,70045 a 0,81793		
Dominio de Temperatura válido: -40 a 90 °C		
Dominio de Entalpía válido: 148,1 a 416,5 kJ/kg		
Coeficientes	Ecuación	
$M =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8 + J*T^9 + K*T^{10} + L*T^{11} + O*T^{12}$	
	$A =$	6.04395E+03
	$B =$	-2.44923E+02
	$C =$	4.54234E+00
	$D =$	-5.09760E-02
	$E =$	3.85521E-04
	$F =$	-2.06984E-06
	$G =$	8.08924E-09
	$H =$	-2.31862E-11
	$I =$	4.83743E-14

	$J =$	-7.16424E-17
	$K =$	7.14923E-20
	$L =$	-4.31614E-23
	$O =$	1.19219E-26
$N =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8 + J*T^9 + K*T^{10} + L*T^{11} + O*T^{12}$	
	$A =$	-1.16844E+06
	$B =$	4.76145E+04
	$C =$	-8.87788E+02
	$D =$	1.00146E+01
	$E =$	-7.61180E-02
	$F =$	4.10675E-04
	$G =$	-1.61270E-06
	$H =$	4.64438E-09
	$I =$	-9.73519E-12
	$J =$	1.44849E-14
	$K =$	-1.45215E-17
	$L =$	8.80747E-21
	$O =$	-2.44400E-24
$v(T, h) = M * h + N$		
Error Relativo = -0,84574 a 0,94878		

Tabla N° 30. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, p)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [h (kJ/kg), T (K), p (kPa)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -40 °C Dominio de Presión: 0,6 a 75,2 kPa		
Coeficientes	Ecuación	
$M =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8$	
	$A =$	2.50329E+08
	$B =$	-9.88798E+06
	$C =$	1.70585E+05
	$D =$	-1.67887E+03
	$E =$	1.03106E+01
	$F =$	-4.04624E-02
	$G =$	9.90929E-05
	$H =$	-1.38469E-07
	$I =$	8.45291E-11
$N =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8$	
	$A =$	-6.41825E+08
	$B =$	2.52657E+07
	$C =$	-4.34497E+05
	$D =$	4.26354E+03
	$E =$	-2.61100E+01
	$F =$	1.02188E-01

	$G =$	-2.49607E-04
	$H =$	3.47909E-07
	$I =$	-2.11860E-10
$h(T, p) = M * p + N$		
Error Relativo = -0,97653 a 0,99993		
Dominio de Temperatura válido: -40 a 90 °C		
Dominio de Presión: 56,3 a 3538,9 kPa		
Coeficientes	Ecuación	
$M =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8$	
	$A =$	-8.56193E+04
	$B =$	2.20504E+03
	$C =$	-2.48864E+01
	$D =$	1.60600E-01
	$E =$	-6.47699E-04
	$F =$	1.67076E-06
	$G =$	-2.69087E-09
	$H =$	2.47318E-12
	$I =$	-9.92911E-16
$N =$	$= A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4 + F*T^5 + G*T^6 + H*T^7 + I*T^8$	
	$A =$	-2.23711E+07
	$B =$	6.33327E+05
	$C =$	-7.82058E+03
	$D =$	5.50209E+01
	$E =$	-2.41231E-01
	$F =$	6.74977E-04
	$G =$	-1.17714E-06
	$H =$	1.16998E-09
	$I =$	-5.07478E-13
$h(T, p) = M * p + N$		
Error Relativo = -0,69801 a 0,66011		

Tabla N° 31. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, v)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [h (kJ/kg), T (K), v (m³/kg)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -70 °C	
Dominio de Volumen válido: 0,0006876 a 22,243 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(0.00191722675388473)*T^3 + (-0.965474584993244)*T^2 + (163.11050928648)*T + (-9238.44284882055)$
$N =$	$(0.000425809796020987)*T^2 + (1.02991764262117)*T + (-115.558030309782)$
$h(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,89472 a 0,94079	
Dominio de Temperatura válido: -70 a -40 °C	
Dominio de Volumen válido: 0,0006518 a 1,8258 m³/kg	

Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(0.00363986885883626)*T^3 + (-2.00998264315979)*T^2 + (374.44777144061)*T + (-23507.3139786676)$
$N =$	$(0.000425809796020987)*T^2 + (1.02991764262117)*T + (-115.558030309782)$
$h(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,38430 a 0,12358	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 20 °C	
Dominio de Volumen válido: 0,0007296 a 0,3218 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(0.00460809088428344)*T^3 + (-2.69227122094487)*T^2 + (534.950103702553)*T + (-36111.3136862937)$
$N =$	$(0.000425809796020987)*T^2 + (1.02991764262117)*T + (-115.558030309782)$
$h(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,34583 a 0,10198	
Dominio de Temperatura válido: 20 a 90 °C	
Dominio de Volumen válido: 0,0008497 a 0,0323 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(0.0165124983262455) * T^3 + (-13.8864032873537)*T^2 + (4043.4324317106) * T + (-402591.604355944)$
$N =$	$(0.000425809796020987)*T^2 + (1.02991764262117)*T + (-115.558030309782)$
$h(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,54298 0,43123	

Tabla N° 32. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, s)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [h (kJ/kg), T (K), s (kJ/kg K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -40 °C	
Dominio de Entropía válido: 0,4378 a 1,8890 kJ/kg K	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(1.00810860624483) * T + (-3.7045540734526)$
$N =$	$(-0.00304137039364217) * T^2 + (0.620283769529039) * T + (-15.25937950463)$
$h(T, s) = M * s + N$	
Error Relativo = -0,28372 a 0,09259	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 90 °C	
Dominio de Entropía válido: 0,7955 a 1,7196 kJ/kg K	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(1.00810860624483) * T + (-3.7045540734526)$
$N =$	$(-0.00217542862936532) * T^2 + (0.197702884142377) * T + (36.5312772024752)$
$h(T, s) = M * s + N$	

Error Relativo = -0,48923 a 0,22588

Tabla N° 33. Ecuaciones de Estado no convencionales $s(T, v)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [s (kJ/kg K), T (K), v (m³/kg)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -70 °C Dominio de Volumen válido: 0,0006876 a 22,243 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(7.53006352379821E-06) * t^3 + (-0.00372293381881264) * t^2 + (0.618354786240014) * t + (-34.4762975887739)$
$N =$	$(-7.55862859879288E-06) * t^2 + (0.00884513775983388) * t + (-0.860351992767567)$
$s(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,27082 a 0,95208	
Dominio de Temperatura válido: -70 a -40 °C Dominio de Volumen válido: 0,0006518 a 1,8258 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(0.000010352297616207) * t^3 + (-0.00540230827394974) * t^2 + (0.951660678678049) * t + (-56.5407184908967)$
$N =$	$(-7.55862859879288E-06) * t^2 + (0.00884513775983388) * t + (-0.860351992767567)$
$s(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,30453 a 0,10691	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 20 °C Dominio de Volumen válido: 0,0007296 a 0,3218 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(7.49176016776764E-06) * t^3 + (-0.00331165673286451) * t^2 + (0.442058917704616) * t + (-15.1154409725736)$
$N =$	$(-7.55862859879288E-06) * t^2 + (0.00884513775983388) * t + (-0.860351992767567)$
$s(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,29975 a 0,18501	
Dominio de Temperatura válido: 20 a 90 °C Dominio de Volumen válido: 0,0008497 a 0,0323 m³/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(0.0000348915342123549) * t^3 + (-0.0293378192245038) * t^2 + (8.6734077675946) * t + (-881.945394640867)$
$N =$	$(-7.55862859879288E-06) * t^2 + (0.00884513775983388) * t + (-0.860351992767567)$
$s(T, v) = M * v + N$	
Error Relativo = -0,45670 a 0,28733	

Tabla N° 34. Ecuaciones de Estado no convencionales $s(T, h)$ para varios dominios del Equilibrio de fases Líquido-Vapor. [s (kJ/kg K), T (K), h (kJ/kg)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -70 °C Dominio de Entalpía válido: 75,8 a 342,4 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(1.0835786774437) * T ^{-1.01328429768257}$
$N =$	$(0.00262719802002224) * T + (-0.460745185123841)$
$s(T, h) = m * h + b$	
Error Relativo = -0,29764 a 0,21106	
Dominio de Temperatura válido: -70 a -40 °C Dominio de Entalpía válido: 111,3 a 361,8 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(1.0835786774437) * T ^{-1.01328429768257}$
$N =$	$(0.0027310019577308) * T + (-0.48147329610011)$
$s(T, h) = M * h + N$	
Error Relativo = -0,15472 a 0,07012	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 90 °C Dominio de Entalpía válido: 148,1 a 416,5 kJ/kg	
Coeficientes	Ecuación
$M =$	$(1.0835786774437) * T ^{-1.01328429768257}$
$N =$	$(-1.44761434478678E-06) * T^2 + (0.00345981617372078) * T + (-0.573125688739537)$
$s(T, h) = M * h + N$	
Error Relativo = -0,10293 a 0,08299	

A.2 ECUACIONES DE ESTADO NO CONVENCIONALES PARA LA 1REGION DE VAPOR SOBRECALENTADO.

A continuación se presentan las tablas que contienen las Ecuaciones de Estado no convencionales para el refrigerante *R-413a*, para la fase de Vapor Sobrecalentado de: $v(T, p)$, $h(T, P)$, $s(T, P)$, $T(P, s)$, $v(P, s)$, $h(P, s)$, $T(P, v)$, $T(P, h)$ y $h(T, s)$

Tabla N° 35. Ecuaciones de Estado no convencionales $v(T, p)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [v (m³/kg), T (K), p (kPa)]

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa Dominio de Temperatura válido: -70 a 120 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(2.28773128559983E-09) * p + (-4.62083131862738E-07)$
$B =$	$(0.0767535789045387) * p ^{-0.978850215189718}$
$C =$	$(22.2049349464331) * p ^{-1.00797869956916}$

$v(T, p) = A*(T - 273.15)^2 + B*(T - 273.15) + C$	
Error Relativo = -0,84562 a 0,95152	
Dominio de Presión válido: 110 a 230 kPa	
Dominio de Temperatura válido: -25 a 140 °C	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(3.2453006993007E-10) * p + (-2.59826262237762E-07)$
B =	$(0.0549955285399548) * p ^ (-0.904576778812089)$
C =	$(26.7311037658711) * p ^ (-1.04906960042753)$
$v(T, p) = A*(T - 273.15)^2 + B*(T - 273.15) + C$	
Error Relativo = -0,67483 a 0,56065	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa	
Dominio de Temperatura válido: -5 a 165 °C	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-2.82681525008502E-13) * p^2 + (3.12653625616486E-10) * p + (-2.38148517191829E-07)$
B =	$(0.0340619428383097) * p ^ (-0.817812942891235)$
C =	$(38.7914235961688) * p ^ (-1.11666777995699)$
$v(T, p) = A*(T - 273.15)^2 + B*(T - 273.15) + C$	
Error Relativo = -0,74572 a 0,88630	
Dominio de Presión válido: 575 a 1200 kPa	
Dominio de Temperatura válido: 15 a 175 °C	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-1.34809630459125E-11) * p + (-1.33905943635685E-07)$
B =	$(0.00859938657109827) * p ^ (-0.60193623569465)$
C =	$(182.454839902565) * p ^ (-1.35996540423439)$
$v(T, p) = A*(T - 273.15)^2 + B*(T - 273.15) + C$	
Error Relativo = -0,89342 a 0,93016	
Dominio de Presión válido: 1200 a 1600 kPa	
Dominio de Temperatura válido: 40 a 175 °C	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-0.000000000051109) * p + (-9.18756999999999E-08)$
B =	$(0.000740617314126308) * p ^ (-0.254085851084702)$
C =	$(-0.00001208455) * p + (0.025369065)$
$v(T, p) = A*(T - 273.15)^2 + B*(T - 273.15) + C$	
Error Relativo = -0,98732 a 0,91691	
Dominio de presión válido: 1600 a 2000 kPa	
Dominio de Temperatura válido: 50 a 175 °C	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-0.000000000070426) * p + (-5.81453999999999E-08)$
B =	$(-1.77399999999999E-09) * p + (0.000115355399999999)$
C =	$(-8.23977999999998E-06) * p + (0.0191387079999999)$
$v(T, p) = A*(T - 273.15)^2 + B*(T - 273.15) + C$	
Error Relativo = -0,84931 a 0,95406	
Dominio de Presión válido: 2000 a 3000 kPa	
Dominio de Temperatura válido: 60 a 175 °C	

Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-6.35417857142857E-11) * p + (-8.77614285714285E-08)$
$B =$	$(8.24645962732913E-09) * p + (0.000097702795031056)$
$C =$	$(-6.21139940993788E-06) * p + (0.0148806535341615)$
$v(T, p) = A*(T - 273.15)^2 + B*(T - 273.15) + C$	
Error Relativo = -0,93899 a 0,98142	

Tabla N° 36. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, p)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [h (kJ/kg), T (K), p (kPa)]

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa Dominio de Temperatura válido: -70 a 120 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-1.25617220658987E-06) * p + (0.000918275835360083)$
$B =$	$(0.000944017042216069) * p + (0.305352745451671)$
$C =$	$(-0.187176842470273) * p + (242.787622809122)$
$h(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,15394 a 0,03561	
Dominio de Presión válido: 110 a 230 kPa Dominio de Temperatura válido: -25 a 140 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-7.12450000000005E-07) * p + (0.000862823833333334)$
$B =$	$(0.000605504545454543) * P + (0.340006121212121)$
$C =$	$(-0.135876573426574) * P + (237.521817016317)$
$h(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,12983 a 0,09398	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa Dominio de Temperatura válido: -5 a 165 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-5.70080372231104E-07) * p + (0.000826691230322753)$
$B =$	$(0.000516342167161451) * P + (0.362656417732359)$
$C =$	$(-0.123079218999771) * P + (234.280675744081)$
$h(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,34273 a 0,21426	
Dominio de Presión válido: 575 a 1600 kPa Dominio de Temperatura válido: 15 a 175 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-6.62420434490481E-07) * p + (0.000903498769615528)$
$B =$	$(0.000603021769316909) * p + (0.294566749160134)$
$C =$	$(-0.143702911534154) * p + (249.669654124673)$
$h(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,49827 a 0,59920	
Dominio de Presión válido: 1600 a 2000 kPa Dominio de Temperatura válido: 55 a 175 °C	

Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-6.62420434490481\text{E-}07) * p + (0.000903498769615528)$
$B =$	$(0.000603021769316909) * p + (0.294566749160134)$
$C =$	$(-0.143702911534154) * p + (249.669654124673)$
$h(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,98768 a 0,99710	
Dominio de Presión válido: 2000 a 3000 kPa	
Dominio de Temperatura válido: 60 a 175 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-6.62420434490481\text{E-}07) * p + (0.000903498769615528)$
$B =$	$(0.000603021769316909) * p + (0.294566749160134)$
$C =$	$(-0.143702911534154) * p + (249.669654124673)$
$h(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,86324 a 0,86697	

Tabla N° 37. Ecuaciones de Estado no convencionales $s(T, p)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [s (kJ/kg K), T (K), p (kPa)]

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa	
Dominio de Temperatura válido: -70 a 120 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(3.44082766248618\text{E-}10) * p + (-0.0000020404780909667)$
$B =$	$(3.17753864394727\text{E-}07) * p + (0.00409618063566325)$
$C =$	$(1.2489455237483) * p + (-0.0885614090808273)$
$s(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,94356 a 0,97819	
Dominio de Presión válido: 110 a 230 kPa	
Dominio de Temperatura válido: -25 a 140 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-1.3090874125874\text{E-}09) * p + (-1.85186886946387\text{E-}06)$
$B =$	$(1.27900349650348\text{E-}06) * p + (0.00399261022144522)$
$C =$	$(-0.000779825874125879) * p + (0.887865861305362)$
$s(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,20561 a 0,18970	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa	
Dominio de Temperatura válido: -5 a 165 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-1.24386538022379\text{E-}09) * p + (-1.84729639586663\text{E-}06)$
$B =$	$(1.22444930349394\text{E-}06) * p + (0.0039921213844485)$
$C =$	$(-0.000506988684631195) * p + (0.822883493358453)$
$s(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,32939 a 0,33507	
Dominio de Presión válido: 575 a 1600 kPa	
Dominio de Temperatura válido: 15 a 175 °C	

Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-2.14909391683585E-09) * p + (-0.0000011500736897511)$
$B =$	$(1.92891194826678E-06) * p + (0.003445615459809)$
$C =$	$(-0.000523226859162343) * p + (0.857705586886232)$
$s(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,28197 a 0,39704	
Dominio de Presión válido: 1600 a 2000 kPa Dominio de Temperatura válido: 55 a 175 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-0.00000000282) * p + (-2.47999999999999E-07)$
$B =$	$(0.00000251) * p + (0.00266399999999999)$
$C =$	$(-0.000628) * p + (1.0013)$
$s(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,63452 a 0,70942	
Dominio de Presión válido: 2000 a 3000 kPa Dominio de Temperatura válido: 60 a 175 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-6.07750714285714E-09) * p + (6.50451952380953E-06)$
$B =$	$(5.31967142857143E-06) * p + (-0.00315510190476192)$
$C =$	$(-0.00119913285714285) * p + (2.18636314285714)$
$s(T, p) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,76281 a 0,82153	

Tabla N° 38. Ecuaciones de Estado no convencionales T(p, s) para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [T (K), p (kPa), s (kJ/kg K)]

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa Dominio de Entropía válido: 1,7048 a 2,2249 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-0.000240279690101579) * p^2 + (0.114509322986318) * p + (77.8703886621442)$
$B =$	$(-0.00172962966059951) * p^2 + (0.0890516035608124) * p + (24.4896022122109)$
$C =$	$(-0.00201470496520373) * p^2 + (0.751550289208812) * p + (-90.9752543963638)$
$T(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,45036 a 0,98500	
Dominio de Presión válido: 110 a 230 kPa Dominio de Entropía válido: 1,6924 a 2,1429 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-0.000028226023976014) * p^2 + (0.0786717307692237) * p + (78.4521467782217)$
$B =$	$(-0.0000738192307692261) * p^2 + (-0.19709876573426) * p + (40.0653141958054)$
$C =$	$(-0.000240072777222787) * p^2 + (0.434764863636351) * p + (-$

	79.9485089410617)
$T(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,09430 a 0,07840	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6820 a 2,1245 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(0.0544416533455124) * p + (82.4038174621299)$
$B =$	$(-0.1980349394839) * p + (37.3388482910862)$
$C =$	$(0.264351678465403) * p + (-52.639333561696)$
$T(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = 0,46553 a 0,59733	
Dominio de Presión válido: 575 a 1100 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6761 a 2,1107 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(0.0558635006119951) * p + (79.6964388004896)$
$B =$	$(-0.215785463892289) * p + (53.9335392288862)$
$C =$	$(0.250406927784577) * p + (-50.9167784577724)$
$T(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,26064 a 0,35467	
Dominio de Presión válido: 1100 a 3000 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6420 a 2,0696 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(0.0849994406779661) * p + (40.6556661016949)$
$B =$	$(-0.326340315254237) * p + (200.986402711864)$
$C =$	$(0.333236050847457) * p + (-162.775842372881)$
$T(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,56457 a 0,71382	

Tabla N° 39. Ecuaciones de Estado no convencionales $v(p, s)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [v (m³/kg), p (kPa), s (kJ/kg K)]

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,7048 a 2,2249 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(25.7536292227385) * p ^ (-0.974996273961424)$
$B =$	$-(34.106047218733) * p ^ (-1.02391433187629)$
$v(p, s) = A * s + B$	
Error Relativo = -0,89741 a 0,97620	
Dominio de Presión válido: 110 a 230 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6924 a 2,1429 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(22.2845247417453) * p ^ (-0.940434196778871)$
$B =$	$-(25.136030829022) * p ^ (-0.951880987417066)$
$v(p, s) = A * s + B$	

Error Relativo = -0,45618 a 0,66512	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6820 a 2,1245 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(19.2325967282637) * p^{(-0.913798210034006)}$
B =	$-(18.0303755931361) * p^{(-0.891921641933085)}$
$v(p, s) = A * s + B$	
Error Relativo = -0,45604 a 0,51135	
Dominio de Presión válido: 575 a 950 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6776 a 2,1107 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-7.13313832756566E-11) * p^3 + (1.74077226376425E-07) * p^2 + (-0.00014968667659145) * p + (0.0424146408575249)$
B =	$(1.83485601945287E-10) * p^3 + (-3.90989465418717E-07) * p^2 + (0.000257107256400701) * p + (0.0033593313915928)$
C =	$(-1.63171837734157E-10) * p^3 + (3.39716948693965E-07) * p^2 + (-0.000211637468465375) * p + (-0.0213308507464096)$
$v(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,39516 a 0,44063	
Dominio de Presión válido: 950 a 1700 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6696 a 2,0829 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(1.86470707070712E-11) * p^3 + (-7.40537911255431E-08) * p^2 + (0.0000926573419552697) * p + (-0.041354255779222)$
B =	$(-7.71767676767695E-11) * p^3 + (3.2022543290044E-07) * p^2 + (-0.000439703292929303) * p + (0.248090133766238)$
C =	$(7.0844949494951E-11) * p^3 + (-2.95094545454551E-07) * p^2 + (0.000407933448773457) * p + (-0.238671433116886)$
$v(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,31431 a 0,49974	
Dominio de Presión válido: 1700 a 3000 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6420 a 2,0281 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-5.95825059634967E-13) * p^3 + (4.88818601161599E-09) * p^2 + (-0.0000145651367840311) * p + (0.0068692768467214)$
B =	$(1.21096157565586E-12) * p^3 + (-8.59211086755549E-09) * p^2 + (0.0000197491727046223) * p + (0.0337377444575447)$
C =	$(-1.05639170051351E-12) * p^3 + (7.37355184185657E-09) * p^2 + (-0.0000159605022802543) * p + (-0.0402802465516035)$
$v(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,76351 a 0,86326	

Tabla N° 40. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(p, s)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [h (kJ/kg), p (kPa), s (kJ/kg K)]

Dominio de Presión válido: 10 a 230 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6924 a 2,2249 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(1.05571931545036E-06) * p^3 + (-0.000598089485604997) * p^2 + (0.120931658090486) * p + (167.980041649653)$
$B =$	$(5.26429782858075E-06) * p^3 + (-0.00271128353946752) * p^2 + (0.58493999496625) * p + (-392.824576867315)$
$C =$	$(-7.10565813937369E-06) * p^3 + (0.00361682672291386) * p^2 + (-0.741300304603209) * p + (512.259103682311)$
$h(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,53241 a 0,60829	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6820 a 2,1245 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(1.24515518968614E-08) * p^3 + (-0.0000251009864488268) * p^2 + (0.0143604428901975) * p + (174.751819847581)$
$B =$	$(1.3280427666117E-07) * p^3 + (-0.00022037278386036) * p^2 + (0.191572254633304) * p + (-371.990577525493)$
$C =$	$(-1.62225139434862E-07) * p^3 + (0.000261797366397775) * p^2 + (-0.215699111967808) * p + (484.938956514997)$
$h(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,15432 a 0,19829	
Dominio de Presión válido: 600 a 3000 kPa	
Dominio de Entropía válido: 1,6420 a 2,1107 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-1.81469789049134E-06) * p^2 + (-0.00645098050600706) * p + (182.313500572735)$
$B =$	$(0.0725998160057163) * p + (-352.691282722145)$
$C =$	$(-0.0735687709896391) * p + (459.804560110753)$
$h(p, s) = A * s^2 + B * s + C$	
Error Relativo = -0,37485 a 0,42534	

Tabla N° 41. Ecuaciones de Estado no convencionales $T(p, v)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [T (K), p (kPa), v (m³/kg)]

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa	
Dominio de Volumen válido: 0,1714 a 2,8617 m³ / kg	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(11.8349519146627) * p + (11.9845340274116)$
$B =$	$(-0.000423473079927737) * p^2 + (0.231063705463194) * p + (1.0717985960813)$
$T(p, v) = A * v + B$	

Error Relativo = -0,65398 a 0,94028	
Dominio de Presión válido: 110 a 230 kPa	
Dominio de Volumen válido: 0,2836 a 0,850 m³ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	(11.0594405594405) * p + (102.097902097903)
B =	(0.137342657342657) * p + (6.23170163170165)
$T(p, v) = A * v + B$	
Error Relativo = -0,78447 a 0,90316	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa	
Dominio de Volumen válido: 0,0348 a 0,1417 m³ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	(0.152510176043405) * p² + (-35.8649616421263) * p + (3705.37047020753)
B =	(-0.00595075067498157) * p² + (7.80573410186139 * p + (388.189431247147)
C =	(-0.00012415392354447) * p² + (0.293242066506452) * p + (20.3021089784924)
$T(p, v) = A * v^2 + B * v + C$	
Error Relativo = -0,49853 a 0,55402	
Dominio de Presión válido: 575 a 1200 kPa	
Dominio de Volumen válido: 0,0162 a 0,0592 m³ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	(0.181261233025253) * p² + (-47.6311878246696) * p + (-1259.84843966981)
B =	(-0.00190822673452423) * p² + (1.56858522473867 * p + (2824.02932113939)
C =	(-0.0000651862068429525) * p² + (0.25149063318332) * p + (22.7462623612374)
$T(p, v) = A * v^2 + B * v + C$	
Error Relativo = -0,34813 a 0,41252	
Dominio de Presión válido: 1200 a 3000 kPa	
Dominio de Volumen válido: 0,0050 a 0,0283 m³ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	(0.234162294205376) * p² + (-107.134130415104) * p + (-6607.70586980495)
B =	(-0.00045751881887311) * p² + (-4.57195633036539) * p + (8135.65194153976)
C =	(-0.0000190658408542029) * p² + (0.148787519117994) * p + (83.5684940988923)
$T(p, v) = A * v^2 + B * v + C$	
Error Relativo = -0,44371 a 0,65659	

Tabla N° 42. Ecuaciones de Estado no convencionales T(p, h) para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [T (K), p (kPa), h (kJ/kg)]

Dominio de Presión válido: 10 a 110 kPa Dominio de Entalpía válido: 343,5 a 503,7 kJ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-4.44445996187907E-08) * p^2 + (0.0000111716886581698) * p + (-0.00174489887148079)$
B =	$(0.0000369984173542386) * p^2 + (7.80573410186139) * p + (2.63125224164663)$
C =	$(-0.00765992027277301) * p^2 + (2.08854144617727) * p + (-493.615969973046)$
$T(p, h) = A * h^2 + B * h + C$	
Error Relativo = -0,0915 a 0,1982	
Dominio de Presión válido: 110 a 230 kPa Dominio de Entalpía válido: 370,7 a 523,7 kJ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-3.14702047952066E-09) * p^2 + (2.88979807692304E-06) * p + (-0.00130515254520481)$
B =	$(2.82772227772252E-06) * p^2 + (-0.00276678671328671) * p + (2.26473564435566)$
C =	$(-0.00063271478521483) * p^2 + (0.671588286713281) * p + (-417.685158091913)$
$T(p, h) = A * h^2 + B * h + C$	
Error Relativo = -0,03106 a 0,04444	
Dominio de Presión válido: 230 a 575 kPa Dominio de Entalpía válido: 381,7 a 548,5 kJ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(-9.98298268714269E-10) * p^2 + (1.75758487347898E-06) * p + (-0.00115053118264205)$
B =	$(9.70009629345019E-07) * p^2 + (-0.00179343645497584) * p + (2.13211086383236)$
C =	$(-0.00021463543958616) * p^2 + (0.449689003732488) * p + (-387.102377280561)$
$T(p, h) = A * h^2 + B * h + C$	
Error Relativo = -0,14543 a 0,19472	
Dominio de Presión válido: 575 a 3000 kPa Dominio de Entalpía válido: 397,0 a 558,9 kJ / kg	
Coeficientes	Ecuación
A =	$(6.75078335923543E-07) * p + (-0.000870449517252015)$
B =	$(-0.000744134214540907) * p + (1.85881591285089)$
C =	$(0.211343822615219) * p + (-323.126531095927)$
$T(p, h) = A * h^2 + B * h + C$	
Error Relativo = -0,16431 a 0,26052	

Tabla N° 43. Ecuaciones de Estado no convencionales $h(T, s)$ para varios dominios de la región de Vapor Sobrecalentado. [h (kJ/kg), T (K), s (kJ/kg K)]

Dominio de Temperatura válido: -65 a 85 °C	
Dominio de Entropía válido: 1,6420 a 2,2249 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-2.79821484737484) * T + (556.159193619047)$
$B =$	$(12.6125763125763) * T + (-2235.74711640211)$
$C =$	$(-12.3263736263736) * T + (2571.03198412698)$
$h(T, s) = A * s + B + C / s$	
Error Relativo= -0,78542 a 0,96940	
Dominio de Temperatura válido: 85 a 175 °C	
Dominio de Entropía válido: 1,6420 a 2,1619 kJ / kg K	
Coeficientes	Ecuación
$A =$	$(-0.0520746106811067) * T^2 + (38.5536410986276) * T + (-7695.62052053752)$
$B =$	$(0.220072239422073) * T^2 + (-160.100851393185) * T + (31887.9544485236)$
$C =$	$(-0.229953560371483) * T^2 + (166.239342105241) * T + (-32387.6157634708)$
$h(T, s) = A * s + B + C / s$	
Error Relativo = -0,75432 a 0,85753	

A.3 CÓDIGO COMPUTACIONAL DE CÁLCULO.

A continuacion se presentan la totalidad de los ajustes de las propiedades de saturacion del refrigerante *R-413a* en funcion de la temperatura (K), para distintos dominios:

Tabla N° 44. Ajustes para $vf(T)$. [vf (m³/kg), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -70 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A=$	$9.23238139430763E-12$
$B=$	$-2.51946421457285E-09$
$C=$	$1.15919970976747E-06$
$D=$	0.000478681455292379
$vf(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,0028 a 0,0047	
Dominio de Temperatura válido: -70 a -40 °C	
Coeficientes	Ecuación

A=	2.21829592426064E-11
B=	-1.01993508566462E-08
C=	2.67954772178764E-06
D=	0.000378217166997949
$vf(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,00455 a 0,00293	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 20 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	4.03874564247241E-11
B=	-2.3208219017516E-08
C=	5.77125318075063E-06
D=	0.000133809672957952
$vf(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,00747 a 0,00339	
Dominio de Temperatura válido: 20 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	2.15468942256948E-11
B=	-2.63595857540604E-08
C=	0.000012098529313678
D=	-0.00246578248579078
E=	0.188916428957898
$vf(T) = A * T^4 + B * T^3 + C * T^2 + D * T + E$	
Error Relativo = -0,69843 a 0,74480	

Tabla N° 45. Ajustes para vg(T).

[vg (m³/kg), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a -70 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	-0.000758579756110643
B=	0.463867097327829
C=	-95.2459692721538
D=	6584.5219583421
$vg(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,48387 a 0,63184	
Dominio de Temperatura válido: -70 a -40 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	4.03874564247241E-11
B=	-2.3208219017516E-08
C=	-6.33089547049291
D=	491.888517599019
$vg(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,65294 a 0,93542	
Dominio de Temperatura válido: -40 a 20 °C	
Coeficientes	Ecuación

A=	2.65299897572796E-08
B=	-0.000029600653767848
C=	0.0124190859908693
D=	-2.32387499760471
E=	163.803042413448
$vg(T) = A * T^4 + B * T^3 + C * T^2 + D * T + E$	
Error Relativo = -0,34015 a 0,53114	
Dominio de Temperatura válido: 20 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	-0.0000369295187815148
B=	0.0379819800716508
C=	-13.3867917071111
D=	1643.29460454076
$vg(T) = (A * T^2 + B * T + C + D / T)^2$	
Error Relativo = -0,75751 a 0,34052	

Tabla N° 46. Ajustes para pf(T).

[pf (kPa), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a 0 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	2.21179013017517E-06
B=	-0.00146607319696942
C=	0.369804715950158
D=	-41.9854341236061
E=	1806.99683002941
$pf(T) = A * T^4 + B * T^3 + C * T^2 + D * T + E$	
Error Relativo = -0,64929 a 0,99260	
Dominio de Temperatura válido: 0 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	0.00000476204860245251
B=	-0.0046868429193545
C=	1.88302360410872
D=	-355.905766529272
E=	26095.0178200276
$pf(T) = A * T^4 + B * T^3 + C * T^2 + D * T + E$	
Error Relativo = -0,09048 a 0,17856	

Tabla N° 47. Ajustes para pg(T).

[pg (kPa), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a 0 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	2.51498309869911E-06

$B=$	-0.00172605261586215
$C=$	0.448733225472036
$D=$	-52.3186255342751
$E=$	2305.84664725344
$pg(T) = A * T^4 + B * T^3 + C * T^2 + D * T + E$	
Error Relativo = -0,90466 a 0,72811	
Dominio de Temperatura válido: 0 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A=$	6.69524980830496E-06
$B=$	-0.00702131875518627
$C=$	2.94398359109195
$D=$	-571.476587464466
$E=$	42589.1891461548
$pg(T) = A * T^4 + B * T^3 + C * T^2 + D * T + E$	
Error Relativo = -0,76668 a 0,40398	

Tabla N° 48. Ajustes para hf(T). [hf (kJ/kg), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a 0 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A=$	0.0008983885253174
$B=$	0.838467954790965
$C=$	-96.2028496407088
$hf(T) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,12086 a 0,21180	
Dominio de Temperatura válido: 0 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A=$	0.00448215886051737
$B=$	-1.25218713077346
$C=$	209.074583596247
$hf(T) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,96312 a -0,62491	

Tabla N° 49. Ajustes para hg(T). [hg (kJ/kg), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a 0 °C	
Coeficientes	Ecuación
$A=$	0.637815958066394
$B=$	213.028794700058
$hg(T) = A * T + B$	
Error Relativo = -0,10296 a 0,09119	
Dominio de Temperatura válido: 0 a 45 °C	

Coeficientes	Ecuación
A=	-0.00217006673668203
B=	4.92400892594247
C=	-442.671889655345
$hg(T) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,01098 a 0,01589	
Dominio de Temperatura válido: 45 a 72 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	-0.00705317670835457
B=	-1.25218713077346
C=	209.074583596247
$hg(T) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,02407 a 0,02768	
Dominio de Temperatura válido: 72 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	-0.0353134674922438
B=	24.6076980134006
C=	-3870.44424301553
$hg(T) = A * T^2 + B * T + C$	
Error Relativo = -0,05868 a 0,09171	

Tabla N° 50. Ajustes para sf(T). [sf (kJ/kg K), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	4.46040708612168E-08
B=	-0.000039578530355815
C=	0.0165136608751614
D=	-1.46781848396816
$sf(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,62294 a 0,40150	

Tabla N° 51. Ajustes para sg(T). [sg (kJ/kg K), T (K)]

Dominio de Temperatura válido: -100 a 47 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	-1.05491974049699E-07
B=	0.0000919355661738979
C=	-0.0269834415554066
D=	4.34944846751165
$sg(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,16151 a 0,06021	

Dominio de Temperatura válido: 47 a 90 °C	
Coeficientes	Ecuación
A=	-9.05899857791986E-07
B=	0.000897354702814844
C=	-0.296778377219848
D=	34.4396734679961
$sg(T) = A * T^3 + B * T^2 + C * T + D$	
Error Relativo = -0,04103 a 0,09918	

A.3.1 Validez del código computacional.

A continuación se presenta las tablas donde se comprueban que los valores de salida cuentan con un error relativo menor al 1% respecto a la data empleada.

En dichas tablas se presentan la combinación de propiedades termodinámicas independientes ingresadas, junto con la propiedad complementaria a ese estado termodinámico de equilibrio calculada por el código computacional y la propiedad tabulada para ese mismo estado.

El error relativo calculado resultó de la comparación entre el valor de cada una de las propiedades que arroja el código y el valor tabulado correspondiente al estado simulado.

Tabla N° 52. Validación del código computacional en el Equilibrio de fase Líquido-Vapor para Volumen unitario en el dominio [50 a 60] °C y [1491,1 a 1881,1] kPa.

Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Volumen en Tabla (m3/kg)	Volumen del Código (m3/kg)	Error Relativo (%)
50	1491,1	0,00095265	0,000946	-0,74037
51	1527,0	0,00095721	0,000950	-0,7535
52	1563,7	0,00096163	0,000954	-0,79354
53	1600,9	0,00096646	0,000959	-0,73088
54	1638,9	0,00097125	0,000964	-0,70538
55	1677,5	0,00097618	0,000970	-0,67418
56	1716,8	0,00098126	0,000975	-0,64794
57	1756,8	0,00098639	0,000980	-0,60705
58	1797,5	0,00099167	0,000986	-0,55159
59	1839,0	0,00099711	0,000992	-0,49226
60	1881,1	0,00100271	0,000998	-0,43954

Tabla N° 53. Validación del código computacional en el Equilibrio de fase Líquido-Vapor para Entalpía unitaria en el dominio [50 a 60] °C y [1491,1 a 1881,1] kPa.

Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entalpía en Tabla (kJ/kg)	Entalpía del Código (kJ/kg)	Error Relativo (%)
50	1491,1	272,5	272,48	-0,007341
51	1527,0	274,1	274,30	0,072966
52	1563,7	275,7	275,79	0,032644
53	1600,9	277,3	277,45	0,054093
54	1638,9	278,9	279,13	0,082467
55	1677,5	280,5	280,81	0,110517
56	1716,8	282,1	282,50	0,141794
57	1756,8	283,8	284,21	0,144468
58	1797,5	285,4	285,92	0,18220
59	1839,0	287,1	287,64	0,188088
60	1881,1	288,7	289,37	0,232075

Tabla N° 54. Validación del código computacional en el Equilibrio de fase Líquido-Vapor para Entropía unitaria en el dominio [50 a 60] °C y [1491,1 a 1881,1] kPa.

Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entropía en Tabla (kJ/kg K)	Entropía en Código (kJ/kg K)	Error Relativo (%)
50	1491,1	1,2398	1,24072	0,074206
51	1527,0	1,2446	1,24563	0,082758
52	1563,7	1,2494	1,25055	0,092044
53	1600,9	1,2542	1,25547	0,10126
54	1638,9	1,2590	1,26041	0,111994
55	1677,5	1,2639	1,26535	0,114724
56	1716,8	1,2687	1,27030	0,126113
57	1756,8	1,2739	1,27526	0,106759
58	1797,5	1,2785	1,28023	0,135315
59	1839,0	1,2833	1,28521	0,148835
60	1881,1	1,2882	1,29020	0,155255

Tabla N° 55. Validación del código computacional en la región de Vapor Sobrecalentado para Volumen unitario en el dominio [60 a 95] °C y [1300] kPa.

Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Volumen en Tabla (m ³ /kg)	Volumen del Código (m ³ /kg)	Error Relativo (%)
60	1300	0,0164	0,01627	-0,79268
65	1300	0,0169	0,01677	-0,76923
70	1300	0,0174	0,01726	-0,8046
75	1300	0,0179	0,01775	-0,83799
80	1300	0,0184	0,01822	-0,97826
85	1300	0,0188	0,01869	-0,58511
90	1300	0,0193	0,01915	-0,7772
95	1300	0,0197	0,01960	-0,46193

Tabla N° 56. Validacion del código computacional en la región de Vapor Sobrecalentado para Entalpía unitaria en el dominio [60 a 95] °C y [1300] kPa.

Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entalpía en Tabla (kJ/kg)	Entalpía del Código (kJ/kg)	Error Relativo (%)
60	1300	426,7	426,86	0,037497
65	1300	432,4	432,39	-0,00231
70	1300	438,0	437,93	-0,01598
75	1300	443,6	443,47	-0,02931
80	1300	449,1	449,01	-0,02004
85	1300	454,7	454,55	-0,03299
90	1300	460,1	460,10	0
95	1300	465,6	465,64	0,008591

Tabla N° 57. Validacion del código computacional en la región de Vapor Sobrecalentado para Entropía unitaria en el dominio [60 a 95] °C y [1300] kPa.

Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entropía en Tabla (kJ/kg K)	Entropía en Código (kJ/kg K)	Error Relativo (%)
60	1300	1,7233	1,72309	-0,01219
65	1300	1,7402	1,73962	-0,03333
70	1300	1,7567	1,75595	-0,04269
75	1300	1,7729	1,77208	-0,04625
80	1300	1,7886	1,78802	-0,03243
85	1300	1,8041	1,80376	-0,01885
90	1300	1,8193	1,8193	0
95	1300	1,8343	1,83465	0,019081

A.3.2 Instructivo para el uso del código computacional.

A continuación se presenta el instructivo del código computacional desarrollado.

**INSTRUCTIVO PARA EL CÓDIGO TERMODINÁMICO DEL
REFRIGERANTE R-413a.**

En el campo de la refrigeración, es necesario contar con el estudio del fluido de trabajo, el refrigerante. Este estudio a veces puede resultar algo engorroso, debido a las variables involucradas y a métodos de cálculo usualmente manuales y complejos. Por este motivo hay herramientas computacionales que agilizan dicho proceso.

Con este fin, se desarrolló un código computacional de cálculo para el estudio del refrigerante *R-413a*. Dicho código es fácil de usar y requiere de conocimientos básicos de computación, como también del software MatLab[®] para su ejecución.

La función de dicho código, es proporcionarle al usuario las propiedades termodinámicas del refrigerante *R-413a*, para unas condiciones que el usuario establezca. Esto gracias a la evaluación de las ecuaciones de estado no convencionales almacenadas en él, a partir del trabajo especial de grado titulada "Obtención de las Ecuaciones de Estado ajustadas a las tablas de Propiedades Termodinámicas del Refrigerante *R-413a*, tanto en el Equilibrio Líquido-Vapor como en Fase Gaseosa" de Bettin, Francesco.

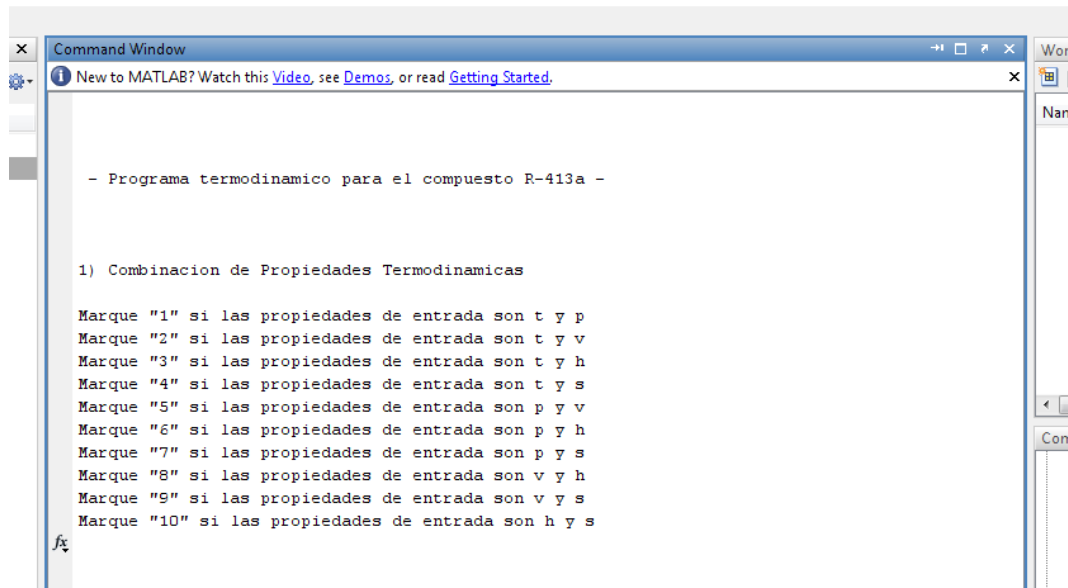
El código computacional cuenta, en la medida de lo posible, con mensajes especiales que aparecerán si el usuario introduce un par de propiedades que estén fuera del rango de operación en el cual fue desarrollado dicho código.

EJECUCIÓN.

Para poder ejecutar el código computacional, es necesario que el usuario esté familiarizado con el ambiente de trabajo del software MatLab®.

De esta manera se asumirá que el usuario será capaz de poder buscar y correr dicho código directamente desde el software, sin la necesidad de explicar los pasos previos.

Seguidamente, en el momento que el usuario inicie el código en la "Ventana de comando", aparecerá el Menú Principal del mismo:



En ésta primera pantalla aparecerá el conjunto de combinaciones de propiedades termodinámicas que el usuario podrá ingresar; por ejemplo: presión (p) con temperatura (t), volumen (v) con entalpia (h), entre otras.

Junto con esto, se indica un número (del "1" al "10") que el usuario deberá ingresar a continuación para que el código computacional trabaje con dicha combinación de propiedades.

De igual manera, a continuación se muestra las combinaciones de propiedades y posibles resultados que el usuario obtendrá en las distintas fases.

Propiedades Introducidas:	Fase en la que se encuentra el Refrigerante:	
	<i>Equilibrio Líquido-Vapor</i>	<i>Vapor Sobrecalentado</i>
Temperatura y Presión	Volumen	Volumen
	Entalpía	Entalpía
	Entropía	Entropía
Temperatura y Volumen	Presión	
	Entalpía	-
	Entropía	
Temperatura y Entalpía	Presión	
	Entalpía	-
	Entropía	
Temperatura y Entropía	Presión	
	Volumen	Entalpía
	Entalpía	
Presión y Volumen	Temperatura	
	Entalpía	Temperatura
	Entropía	
Presión y Entalpía	Temperatura	
	Volumen	Temperatura
	Entropía	
Presión y Entropía	Temperatura	Temperatura
	Volumen	Volumen
	Entalpía	Entalpía
Volumen y Entalpía	Temperatura	
	Presión	-
	Entropía	
Volumen y Entropía	Temperatura	
	Presión	-
	Entalpía	
Entalpía y Entropía	Temperatura	
	Presión	-
	Volumen	

Una vez realizada esta selección, el código preguntará al usuario los valores de cada propiedad de entrada, una a la vez. Cabe mencionar que por naturaleza intrínseca del software, los decimales están identificados por el punto (.) y no por la coma (,). Esto es de importancia para que el código computacional se ejecute de una manera correcta.


```

Command Window
New to MATLAB? Watch this Video, see Demos, or read Getting Started.

- Programa termodinamico para el compuesto R-413a -

1) Combinacion de Propiedades Termodinamicas

Marque "1" si las propiedades de entrada son t y p
Marque "2" si las propiedades de entrada son t y v
Marque "3" si las propiedades de entrada son t y h
Marque "4" si las propiedades de entrada son t y s
Marque "5" si las propiedades de entrada son p y v
Marque "6" si las propiedades de entrada son p y h
Marque "7" si las propiedades de entrada son p y s
Marque "8" si las propiedades de entrada son v y h
Marque "9" si las propiedades de entrada son v y s
Marque "10" si las propiedades de entrada son h y s
1

2) Ahora introduzca

Temperatura de entrada [°C]: 25
Presion de entrada [kPa]:
  
```

Se le recuerda al usuario que las unidades de trabajo (de entrada y salida) de este código computacional son las listadas a continuación:

<i>Propiedad Termodinámica</i>	<i>Unidades</i>
Temperatura	Grados Celsius [°C]
Presión absoluta	Kilo Pascales [kPa]
Volumen unitario	Metros cúbicos por kilogramos [m³/kg]
Entalpía unitaria	Kilo Joules por kilogramos [kJ/kg]
Entropía unitaria	Kilo Joules por kilogramos Kelvin [kJ/kg K]

Una vez ingresadas los valores de las dos propiedades conocidas, el código computacional procede a la obtención de las otras propiedades termodinámicas del refrigerante *R-413a*, como por ejemplo, en qué fase se encuentra y cuál es la calidad solo en caso de estar en fase Líquido-Vapor.

A continuación tenemos dos ejemplos, para fase de Equilibrio Líquido-Vapor y Vapor Sobrecalentado respectivamente:

```
- Las propiedades termodinamicas para el
compuesto R-413a a las condiciones
introducidas son las siguientes:

Fase: Liquido-Vapor
Calidad: 0.5119988393

Temperatura: 20.0000000000 [°C]

Presion: 650.0000000000 [kPa]

Volumen: 0.0171260103 [m³/kg]
Entalpia: 314.7895038138 [kJ/kg]
Entropia: 1.3959917233 [kJ/ K kg]
Elapsed time is 0.000907 seconds.
```

```
- Las propiedades termodinamicas para el
compuesto R-413a a las condiciones
introducidas son las siguientes:

Fase: Vapor Sobrecalentado

Presion: 400.0000000000 [kPa]
Temperatura: 25.0000000000 [°C]

Volumen: 0.0544486 [m³/kg]
Entalpia: 407.97 [kJ/kg]
Entropia: 1.74793 [kJ/ K kg]
Elapsed time is 0.036086 seconds.
```

El código posee una pregunta final para que el usuario vuelva al menú principal y no tener que reiniciar el código una y otra vez. Esta acción se presenta a continuación:

```
¿ Desea salir del programa ?
Si = 1
No = 2
```

El usuario ingresa “1” si desea salir del código y “2” si desea permanecer en él.

SOLUCIÓN DE PROBLEMAS

(Preguntas y respuestas frecuentes)

P. ¿Si no se posee el software MatLab[®]?

R. Lastimosamente no se podrá ejecutar el código.

P. ¿Se puede utilizar éste código para el cálculo de propiedades de otro refrigerante?

R. No. Este código se desarrollo únicamente para el refrigerante R-413a, a partir de ecuaciones de estado no convencionales para dicho refrigerante.

P. ¿Al introducir variables en un sistema de unidades diferente, el código computacional igualmente funciona?

R. Si, aunque no se garantiza su correcto funcionamiento. Los valores arrojados por este pueden no corresponder con la solución esperada. Se recomienda hacer la conversión previa de los datos, al sistema utilizado por el código, presente en la tabla de este instructivo.

P. ¿El código guarda las respuestas en alguna variable de salida específica?

R. No, se presentan solo en pantalla, esto motivado al hecho de que la idea del código ocupe la menos cantidad de memoria posible por si se utiliza en una computadora pública donde varias personas podrían utilizarlo en un espacio corto de tiempo.

P. ¿Puedo evaluar varios valores al mismo tiempo?

R. La estructura del código impide realizar múltiples cálculos simultáneos de propiedades, por lo que cada valor de interés deberá ser introducido en el código.

A continuación se presenta una tabla, con algunos de los posibles problemas que pueden ocurrir al momento de usar el código computacional, junto con su explicación y eventual corrección:

Posibles mensajes de errores generados por el código computacional.

Mensaje/error	Significado	Posible solución
<i>??? Operands to the and && operators must be convertible to logical scalar values.</i>	Se ingresó una coma (,) en vez de punto (.) para demarcar los decimales en el momento de introducir los valores de las propiedades de entrada.	Volver a correr el código computacional, con el cuidado de ingresar los valores en estilo 12.3
<i>El rango de temperatura de operación de este código es de [-100, 175] °C</i>	El valor de temperatura introducido por el usuario no está contemplado dentro del rango de trabajo del código computacional.	Ingresa un nuevo valor de temperatura que cumpla con dicha condición.
<i>El rango de presión de trabajo de este código es de [0.6 , 3539.0] kPa</i>	El valor de presión introducido por el usuario no está contemplado dentro del rango de trabajo del código computacional.	Ingresa un nuevo valor de presión que cumpla con dicha condición.

<i>El rango de volumen de trabajo de este código es de [0.00065181, 22.2430] m³/kg</i>	El valor de volumen introducido por el usuario no está contemplado dentro del rango de trabajo del código computacional.	Ingrese un nuevo valor de volumen que cumpla con dicha condición.
<i>El rango de entalpía de trabajo de este código es de [75.8, 558.9] kJ/kg</i>	El valor de entalpía introducido por el usuario no está contemplado dentro del rango de trabajo del código computacional.	Ingrese un nuevo valor de entalpía que cumpla con dicha condición.
<i>El rango de entropía de trabajo de este código es de [0.0.4378, 2.2249] kJ/kg K</i>	El valor de entropía introducido por el usuario no está contemplado dentro del rango de trabajo del código computacional.	Ingrese un nuevo valor de entropía que cumpla con dicha condición.
<i>La fase de estas 2 propiedades introducidas es Vapor Sobrecalentado. No se poseen las herramientas necesarias para el calculo del resto de propiedades termodinámicas.</i>	No se pudieron obtener ecuaciones de estados para la fase de Vapor Sobrecalentado, ya que éstas no cumplieron con las condiciones del %	Ingrese otro par de propiedades.
<i>Bajo las condiciones de entrada propuestas, el refrigerante R-413a se encuentra en Fase de Líquido Comprimido.</i>	El valor de la Calidad es negativo, por lo cual el refrigerante esta en zona de Líquido Comprimido, la cual no está contemplada en este código.	Confirme las condiciones de entrada y vuelva a correr el código con un nuevo par de valores.