

G. INGENIERÍA MECÁNICA.

.escuela politécnica superior de zamora.

CLIMATIZACIÓN

CURSO 2014/2015.

PAULA MARTÍN BLÁZQUEZ.

Wiederholung

Wiederholung

Wiederholung

TEMA 1: MEZCLAS NO REACTIVAS. (que no reaccionan)

En este tema estudiamos la PSICROMETRÍA (sustancias no reactivas). Habrá, más adelante, otro en el que veremos mezclas reactivas y en el que estudiaremos la combustión.

Por ejemplo: el gas natural lo hemos generalizado en otras asignaturas como "metano", pero ¿es realmente metano? No, es una mezcla no reactiva. El gas natural con el oxígeno no arde directamente, para que ardiera habría que superar cierta energía. Otra cosa es que en contacto con "el componente" pudiera arder si se supera el umbral de energía llamada "energía de activación". Es la que te apaga la llama, la chispa. Otro ejemplo es la gasolina. Cada vez que se nos cayera una gota en el suelo de la gasolinera ardería en contacto con el oxígeno, pero no lo hace porque no supera la energía de activación. Es una mezcla no reactiva. En los motores se sobre pasa esa energía y la mezcla pega a ser reactiva y se produce la combustión.

• CARACTERIZACIÓN DE MEZCLAS.

Esto lo usaremos más cuando estudiemos la combustión que ahora, pero vamos a hacer ya un recordatorio de lo que vimos en Técnica I. ¿Cómo caracterizamos la mezcla?

Hay dos maneras de decir la composición de una mezcla, es decir, de caracterizarla. Supongamos que tenemos una mezcla de cualquier sustancia:



esta compuesta por 5 sustancias. Cada componente está en cierta presencia.

Las separaciones las ponemos para hacernos una idea, pero no existen. Si fueran gases todos ocuparían todo el volumen.

- En masa: $m_i \xrightarrow{\text{proporción extrema}} \sum_i m_i = m$
- En n° mol: $n_i \xrightarrow{\text{proporción extrema}} \sum_i n_i = n$

FRACCIÓN MÁSICA:

$$f_{mi} = \frac{m_i}{m} \rightarrow \sum f_m = 1$$

FRACCIÓN MOLAR:

$$y_i = \frac{n_i}{n} \rightarrow \sum y_i = 1$$

El aire seco tiene, en tracciones motrices, los siguientes componentes (la composición puede variar un poquito, pero se define una estandar que es la siguiente):

	y_i	$M_i (\text{kg}/\text{kmol})$
N ₂	0.79	28.01
O ₂	0.21	32
otros.	0.01	...

En Técnica I aprendemos a calcular la masa molecular ficticia de una mezcla no reactiva, sumando las masas moleculares de los componentes en función a los porcentajes. La masa molecular de "otros" se parece más a la del N₂ que a la del O₂, entonces se suele incluir "otros dentro del N₂" para cumplirlo, a sabiendas de que estamos cometiendo un pequeño error.

Esto es práctico para saber cuánto componente de cada tipo participa en la reacción. En el ejemplo hemos visto aire seco, pero se podría hacer con cualquier combustible.

La masa molecular ficticia del aire seco quedaría entonces:

$$\text{Ma} = 0.79 \cdot 28 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} + 0.21 \cdot 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 28.97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$
$$\left[M_i \cdot \frac{m_i}{n} : \frac{n_1 \cdot M_1 + n_2 \cdot M_2 + \dots}{n} = \sum_i y_i \cdot M_i \right]$$

es ficticia porque va independiente, es decir, que no se unen realmente para formar una nueva sustancia; están separados y el que tenga el punto de ebullición más bajo se condensará antes.

Para pasar de fracción molar a masaica (la masaica la usaremos más):

$$\left. \begin{array}{l} y_i = \frac{n_i}{n} \\ n = \frac{m}{M}, \quad n_i = \frac{m_i}{M_i} \end{array} \right\} y_i = \frac{m_i}{m} \cdot \frac{M}{M_i} = f_{Mi} \frac{M}{M_i} \Rightarrow f_{Mi} = y_i \cdot \frac{M_i}{M}$$

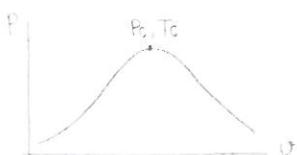
Un subíndice con subíndice refiere a la medida referida al componente

la masa molecular ficticia nos sirve para varias cosas:

→ Calcular la R del aire $R_a = \frac{\bar{R}}{M_a} = \frac{8314 \frac{KJ}{kg \cdot K}}{2897 \frac{kg}{kmol}} = 0.287 \frac{KJ}{kg \cdot K}$

→ Obtener una Presión y una Temperatura crítica para la mezcla y así poder averiguar si se comporta como un gas ideal.

DIAGRAMA P-V DE UNA SUSTANCIA:



Pero para el aire seco no existe campana, es una mezcla. Tendríamos una campana para el O2 y otra para el N2. ¡Y entonces cómo buscamos la presión y temperatura críticas? Pues usaremos un punto ficticio que no existe en la realidad pero que nos será útil para calcularlos

Calcularemos el punto crítico usando el modelo de la regla de Rauf:

$$\left. \begin{array}{l} p_c = \sum y_i \cdot p_{ci} \\ T_c = \sum y_i \cdot T_{ci} \end{array} \right\} \text{ISON FICTICIOS! en realidad ese punto crítico no existe.}$$

Una vez obtenido el punto crítico ficticio (p_c, T_c) podemos calcular la presión reducida y la temperatura reducida:

$$\left. \begin{array}{l} p_r = \frac{p}{p_c} \\ T_r = \frac{T}{T_c} \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{y con esto entran en la gráfica de compresibilidad} \\ \text{y ver si podemos considerar la mezcla Gas Ideal.} \end{array}$$

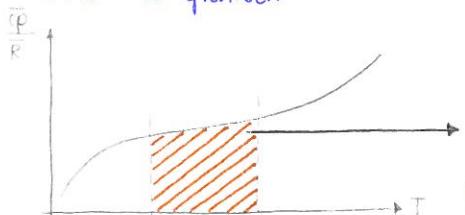
En muchas aplicaciones de climatización siempre podemos considerar aire seco = G.I. (z=1)
(cumplirá: $p \cdot V = R \cdot T$)

Vale, podemos considerar el aire seco G.I., ¡y podemos considerarlo G.P.? Vamos a ver:

En Termodinámica I llegamos a la conclusión de:

$$\left. \begin{array}{l} \Delta u = \int_1^2 w \cdot dT \\ \Delta h = \int_1^2 c_p \cdot dT \end{array} \right\} \rightarrow \begin{array}{l} \text{En motores } \Delta T \text{ es grande, pero en climatización} \\ \text{no, es una } \Delta T \text{ pequeña.} \end{array}$$

Tendremos la gráfica:



Había una zona en la que la curva era casi plana, en la que c_p no dependía de T y los gases entonces se podían considerar perfectos

En climatización vamos a estar casi siempre en esta zona.

$$c_p - w = R \Rightarrow w = c_p - R, \quad \text{si } c_p \text{ no depende de } T, w \text{ tampoco}$$

Podemos entonces aplicar el modelo de Gas Perfecto, que nos permite afirmar que:

$$\Delta u = \int_1^2 w \cdot dT = w(T_2 - T_1)$$

$$\Delta h = \int_1^2 c_p \cdot dT = c_p(T_2 - T_1)$$

recordamos: GI y GP cumplen $p \cdot \vartheta = R \cdot T$, pero en el GP el calor específico no depende de la T, siempre es constante
mientras que en el GI varía con la T

Consideraremos el aire seco como una sola cosa por simplicidad, aunque ya hemos visto que no lo es.

El aire húmedo es aquel que tiene vapor de agua. Vamos a ver qué pasa con el vapor de agua:

$$(\text{H}_2\text{O})_v, M: 18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

es una sustancia pura y tiene su punto crítico

$P_c = 220.9 \text{ bar}$
 $T_c = 647.3 \text{ K}$

agua en vapor

? El vapor de agua cumple la ec de los gases ideales? En principio, tenderíamos a decir que no porque para el agua hay tablas, y las tablas eran para sustancias no GI, pero aún así vamos a analizar qué ocurre a una presión de 1 bar, que es aproximadamente a la que vivimos

estamos en condiciones

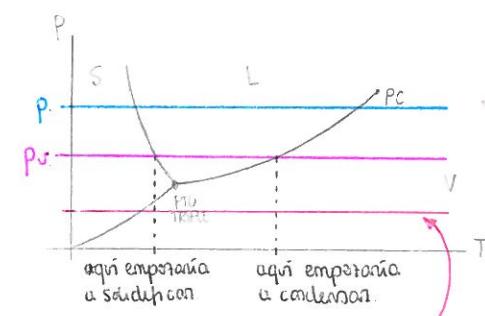
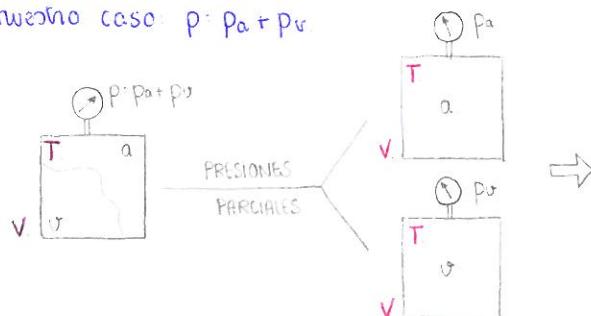
$$p = 1 \text{ bar} ; T_{sat}(1 \text{ bar}) = 99.63^\circ\text{C}$$

$$T = 22^\circ\text{C}$$

y entonces por qué hay vapor de agua si no estamos a la T_{sat} ? LEY DE DALTON.

LEY DE DALTON dice: $p = \sum p_i$ → la presión total es la suma de las presiones parciales. la presión parcial es la presión que ejercería cada uno de los componentes de una mezcla en caso de ocupar el todo el volumen de la mezcla a la T de la mezcla.

En nuestro caso: $p = p_a + p_v$.



Si la presión estuviera por debajo del pto triple no habría condensación nunca. De repente se sublima y es cuando aparece una helada enorme.

Conclusion, que podemos estar a 1 bar de presión, pero la presión relativa del vapor de agua sea menor, y por tanto su T_{sat} menor también. Y esto es la explicación de por qué hay vapor de agua en el aire a esas condiciones que dimos.

Para la pregunta era si se comportaba como GI. Vamos a ver:

$$Pr_{vap} = \frac{p_v}{p_c} \quad \left| \begin{array}{l} \text{si } p = 1 \text{ bar, tendremos mucho aire y poco vapor y los valores rondarían: } \\ \text{entonces } Pr \xrightarrow{\text{tiende a}} 0 \end{array} \right.$$

$p_a = 0.99 \text{ bar}$
 $p_v = 0.01 \text{ bar}$

$$Tr = \frac{T}{T_c}$$

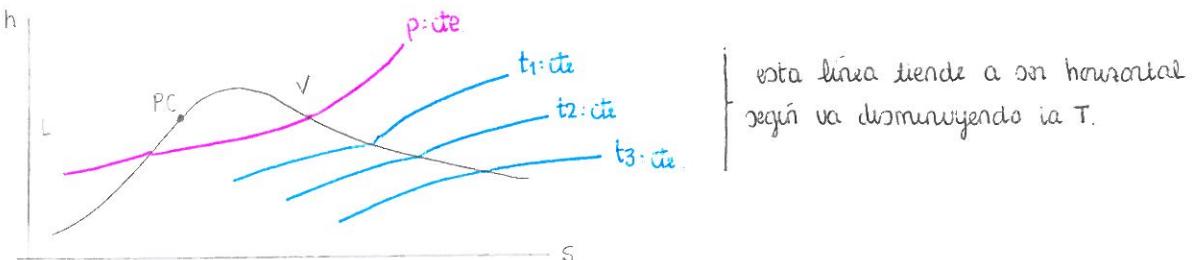
y según la gráfica de compresibilidad, la z sería entonces ≈ 1 . Conclusion:

En nuestras aplicaciones podemos considerar el vapor de agua = GI

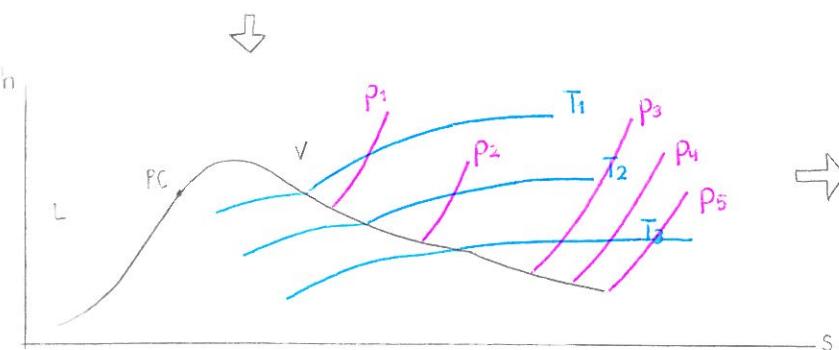
$$\text{y la } R \text{ del vapor de agua será: } R_v = \frac{\bar{R}}{M_v} = \frac{8314 \frac{\text{KJ}}{\text{kmol K}}}{18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 0.462 \frac{\text{KJ}}{\text{kg K}}$$

En cuanto al Δh y Δu del vapor de agua, no es común resolverlos con las integrales ya vistas se suelen emplear aproximaciones de la siguiente manera:

DIAGRAMA $h-S$



esta línea tiende a ser horizontal
según va disminuyendo la T .



$$\approx G_I \Rightarrow h(p, t) \approx h_g(t)$$

será G_I porque donde esta aproximación se cumple, las presiones son bajas y entonces la PR tenderá a 0 y la $Z \approx 1$

$$\text{si LÍQUIDO} \Rightarrow h(p, t) \approx h_f(t) + [v t (p - p_{sat})]$$

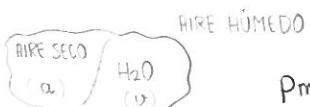
ya lo vimos en Térmico I,
pero si queremos algo más

normalmente se puede despreciar porque es un número muy pequeño

CARACTERIZACIÓN DEL AIRE HÚMEDO:

El aire húmedo es una mezcla (vapor de agua + aire seco), pero para caracterizarlo no utilizamos ni fracción molar ni fracción molal. Estas fracciones las hemos estudiado porque las necesitaremos más adelante en combustión. En el caso del aire húmedo, la mezcla se caracteriza mediante los conceptos de "Humedad absoluta" y "Humedad relativa". Esto se lo debemos a Carrius, qui dio con toda la modelización del aire húmedo tal y como la conocemos

Supongamos una mezcla de aire húmedo



$$P_{\text{mezda}} = P_a + P_v$$

• w : HUMEDAD ABSOLUTA:

$$w = \frac{m_v}{m_a} \rightarrow \text{DJO: que es frecuentemente cometer el error de poner aquí masa total}$$

¿Cómo hacemos para determinar esa w ? nuestros modelos, tal y como justificamos el otro día, pueden hacer que consideremos tanto el aire seco como el vapor de agua como gases ideales

Entonces:

• Para el AIRE SECO:

$p_a \cdot V_a = R_a \cdot T$ → es constante para toda la atmósfera

$$p_a \cdot \frac{V}{m_a} = R_a \cdot T \Rightarrow m_a = \frac{p_a \cdot V}{R_a \cdot T}$$

• Para el VAPOR DE AGUA:

$$p_v \cdot V_v = R_v \cdot T$$

$$p_v \cdot \frac{V}{m_v} = R_v \cdot T \Rightarrow m_v = \frac{p_v \cdot V}{R_v \cdot T}$$

$$w = \frac{p_a \cdot V}{R_a \cdot T} \rightarrow w = \frac{R_a}{R_v} \cdot \frac{p_v}{p_a} \rightarrow w = \frac{\bar{R}}{M_a} \cdot \frac{p_v}{p_a} \rightarrow$$

28'97 $\frac{\text{kg a}}{\text{kmol}}$

18'02 $\frac{\text{kg a}}{\text{kmol}}$

→ $w = 0'622 \frac{p_v}{p_a} \left(\frac{\text{kg a}}{\text{kg a}} \right)$ estas son las unidades de w , que aunque parezca dimensional no se tachan porque son kg de diferentes cosas (aire y vapor)

$$\rightarrow w = 0'622 \frac{p_v}{p - p_v} = \frac{m_v}{m_a}$$

Hemos llegado a esto, pero es = de inaccesible porque solo podemos medir la "p". Necesitamos saber algo más para poder obtener la "p". y para ello empleamos el siguiente concepto HUMEDAD RELATIVA.

• $\phi = HR$: HUMEDAD RELATIVA:

$\phi = \frac{m_v}{m_{saturated}} \rightarrow$ masa vapor.

$\phi = \frac{m_v}{m_{saturated}} \rightarrow$ masa de vapor que habría en el aire húmedo estuviese saturado de humedad.

• dijimos que: $m_v = \frac{p_v \cdot V}{R_v \cdot T}$

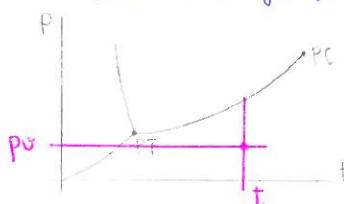
$$\phi = \frac{p_v \cdot V}{p_{sat}(t) \cdot V} = \frac{p_v}{p_{sat}(t)}$$

• entonces: $m_{saturated} = \frac{p_{sat}(t) \cdot V}{R_v \cdot T}$

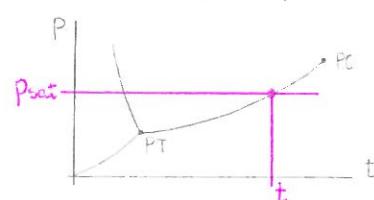
presión de sat a la T a la que estamos

Parece que no hemos avanzado nada y que sigue habiendo incógnitas, pero no, porque la $p_{sat}(t)$ la podemos sacar de las tablas o del vapor HP sabiendo la t ; y la ϕ se puede medir con un aparatito que se llama PSICRÓMETRO

p_v nunca puede ser mayor que p_{sat} , porque entonces empiearía a condensar. Explicación:



si T marea del vapor de agua,
la presión hasta alcanzar la
presión de saturación.



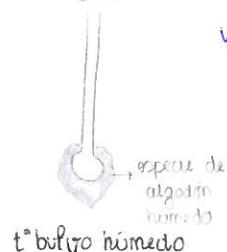
• el psicrómetro:

Está compuesto por dos termómetros:

b.s.



o.h.



t° bulbo seco
 $(= t^{\circ}$ ambiente)

t° bulbo húmedo

UNA TABLA →

T_{de}
b.s.

t	t_{bs}	ΔT		hum. relativa
		b.s.	o.h.	

diferencia de T entre b.s y o.h

Tenemos esta tabla, que está muy bien pero normalmente está construida para 1 atm de presión. Está construida con el "proceso de saturación adiabática"

De momento daremos la tabla como válida, pero más adelante estudiaremos los procesos de saturación adiabática y aprenderemos como mejorar los resultados de la tabla.

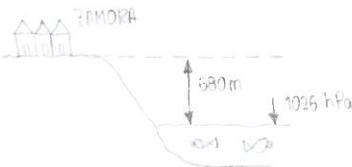
Una fuente de saturación adiabática es, por ejemplo, lo que ponen en los parques de atracciones que pulveriza para refrescar. El agua se evapora y el calor que absorbe para evaporarse saca el que quita al ambiente.

PROBLEMA: Ahora mismo en Zamora estamos a las siguientes condiciones: $\Phi = 78\%$

$$(SL = sea level) \rightarrow P_{SL} = 1013 \text{ hPa}, t = 6^\circ\text{C}$$

1º Calcular la presión local (lo que tenemos es presión a nivel del mar)

PRESIÓN LOCAL = P



Tenemos que restarle lo que pesa el aire: $P_{SL} = P + P_{\text{atm}}(z) \rightarrow P = P_{SL} - P_{\text{atm}}(z)$

Y como evaluamos esto empleando $P_{\text{atm}}(z) = P_{0,0} \cdot g \cdot z$ si el aire es un gas y su densidad varía a lo largo de esa altura? Esta ecuación sale de integridad cierta, y da eso pero solo cuando la densidad es = cte. La densidad en los 680 m es constante? Pues depende de como de fina queramos la respuesta.

• Vamos a calcular la presión suponiendo que hemos puesto en Zamora un barómetro de mercurio y ha medido $0,7 \text{ m}$. El barómetro debería ser de mercurio; el de aguaja no nos vale en este caso porque están torados con respecto al nivel del mar.

$$P = 13595 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,7 \text{ m} = 93956,87 \text{ Pa} = 93,956 \text{ kPa}$$

→ Entonces, la densidad del aire en Zamora sería:

$$\frac{P}{g} = RT \rightarrow \rho = \frac{P}{RT} = \frac{93956 \text{ kPa}}{0,287 \frac{\text{K}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot 273,15 \text{ K}} = 1165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

→ Y la densidad del aire al nivel del mar sería:

$$\rho = \frac{P}{RT} = \frac{1013 \text{ kPa}}{0,287 \frac{\text{K}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot 273,15 \text{ K}} = 1281 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Hay una diferencia. Cometemos un error. Es aceptable?

Analizemos el error:

$$\% \text{ Er} = \pm \frac{1165 - 1281}{1281} \cdot 100 = \pm 9,05\% \rightarrow \text{INADMISIBLE}$$

Ahora bien, vamos a coger un valor medio entre ambas densidades: $\frac{1165 + 1281}{2} = 1223 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ (densidad media)

Si repetimos el % Er con ese número, ahora ya es un valor admisible

No es muy preciso pero nos es más que suficiente

Pondremos: $P(z=680 \text{ m}) = P_{0,0} \cdot g \cdot z = 1223 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 680 \text{ m} = 8158,59 \text{ Pa} = 81,59 \text{ hPa}$

$$P = 1013 \text{ hPa} - 81,59 \text{ hPa} = 944,41 \text{ hPa}$$

② comprobación de la aproximación del barómetro que supuestamente habíamos puesto

$$P = P_0 \cdot g \cdot z \rightarrow z_{hg} = \frac{P}{P_0 \cdot g} = \frac{944,41 \text{ hPa} \cdot 100 \frac{\text{Pa}}{\text{hPa}}}{13595 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,708 \text{ m} \quad (\text{dijimos } 700 \text{ mm, ay! casi!})$$

BALANCES DE ENERGÍA EN PROCESOS PSICROMÉTRICOS.

Lo primero que debemos hacer es identificar si es un sistema cerrado o un volumen de control, es decir, analizar si intercambian masa o no.

Recordamos que las principales ecuaciones eran:

* PARA SISTEMAS CERRADOS

$$\Delta E = Q - W$$

$$dE = \delta Q - \delta W$$

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W}$$

O si es ningún estacionario, que será lo habitual.

* PARA SISTEMAS ABIERTOS

(volumen de control)

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}_e (h_e + \frac{1}{2} c_e^2 + g z_e) - \dot{m}_s (h_s + \frac{1}{2} c_s^2 + g z_s)$$

(recordamos que todo eran sumatorios, pero no se escribían)

La EC no tiene mucho misterio, solo estén alerta con las unidades

O si es neg. est.

$$\frac{dm}{dt} = \dot{m}_e - \dot{m}_s$$

$$\dot{m} = \frac{A \cdot C}{V}$$

(E interna.)

Recordamos que la E, que aparece en la mayoría de las ecuaciones, era: $E = E_{ct} + E_{pt} + U$

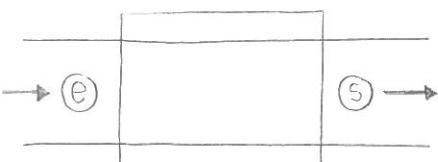
y la energía interna se relacionaba con la entalpía así: $h = u + p v$ (aní se calculan)



Todos los fórmulas que aparecen en la normativa IDAE, provienen de estas.

análisis de un volumen de control:

Tenemos:



FUJO DE AIRE HÚMEDO que entra y sale a través de un volumen de control.

(la diferencia del "aire seco", que fue el que estudiamos en la asignatura de Trifísica I).

Ejemplo: un flujo de aire húmedo entra en la clase por la ventana y sale por la puerta. A su paso por el interior de la clase, nosotras, las luces, el ordenador, etc le damos energía.

Aunque esto es un flujo, lo vamos a dividir en dos para estudiarlo:

hablando de prop. ext: $H = H_a + H_v$

hablando de prop. int: $\begin{cases} H_a = h_a \cdot m_a \\ H_v = h_v \cdot m_v \end{cases}$

sin puntos m, aquí no toca

$$\rightarrow H = m_a \cdot h_a + m_v \cdot h_v \quad \downarrow \quad \frac{H}{m_a} = h = h_a + w \cdot h_v$$

dando todo entre la masa del aire seco

a esto se le llama ENTALPIA DEL AIRE HÚMEDO. Esta no es la que hay que sumar en las Ec de V.C., pero es la que usaremos más adelante para construir el "diagrama psicrométrico".

2º Presión parcial del vapor de agua.

$$\phi = \frac{p_v}{p_{sat}(t)} \rightarrow p_v = 0.78 \cdot p_{sat}(60) = 0.78 \cdot 0.00935 \text{ bar} = 7.29 \cdot 10^{-3} \text{ bar} = 0.00729 \text{ bar}$$

Es una presión menor! Por eso al dividirlo por la mitad nos da una presión más menor todavía y podemos obtener 60°C

3º Humedad absoluta (w)

$$W = 0.622 \cdot \frac{0.00729 \text{ bar}}{0.99471 \text{ bar} - 0.00729 \text{ bar}} = 4.838 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Kg}_v}{\text{Kg}_a} \quad \left[\begin{array}{l} \text{Kg de vapor por cada} \\ \text{Kg de aire seco} \end{array} \right]$$

$$\hookrightarrow \text{se suele expresar: } 4.838 \frac{\text{g}}{\text{kg}} = 4.838 \frac{\text{mg}}{\text{kg}} = 4.838 \text{ ppm}$$

desde el mg al Kg no es 1 millón, entonces en algunos libros se emplea como unidad los partes por millón

ppm@: partes de vapor por cada parte de aire seco

¡OJO! que si no se especifica se refiere a la fracción molar, que serían los Kg de vapor por los Kg totales y tendríamos que encontrar los Kg de aire seco

4º Cantidad de agua en 1 m³

$$p_v \cdot V = m_v \cdot R_v \cdot T \rightarrow m_v = \frac{p_v \cdot V}{R_v \cdot T} \rightarrow m_v = \frac{7.29 \cdot 10^{-3} \text{ bar} \cdot 100 \frac{\text{KPa}}{\text{bar}} \cdot 1 \text{ m}^3}{8314 \frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot \text{K}}} = 5.65 \cdot 10^{-3} \text{ Kg}_v = 5.65 \text{ g}$$

En comparación con la masa de aire

$$W = \frac{m_{air}}{m_{total}} \rightarrow m_{air} = \frac{m_{total}}{W} = \frac{5.65 \cdot 10^{-3} \text{ Kg}_v}{4.838 \cdot 10^{-3} \text{ Kg}_v} = 1.168 \text{ Kg}_a$$

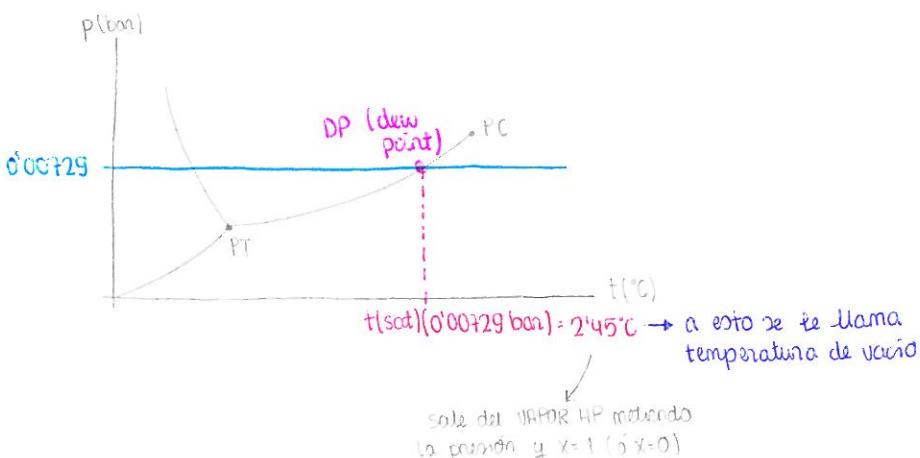
Very very pequeña cantidad de agua con respecto al aire

5º Fracción molar de vapor de agua.

$$f_{m_v} = \frac{m_v}{m} \rightarrow f_{m_v} = \frac{5.65 \cdot 10^{-3} \text{ Kg}_v}{(1.168 + 5.65 \cdot 10^{-3}) \text{ Kg}} = 4.81 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Kg}_v}{\text{Kg}} = 4.81 \frac{\text{g}}{\text{Kg}} = 4.810 \frac{\text{mg}}{\text{kg}} = 4.810 \text{ ppm}$$

(por cada millón de partes totales)

6º Puntan en el diagrama de fases el punto que corresponde al estado



~ si se enfriara a presión constante, a qué temperatura condensaría el vapor?

a la temperatura de saturación a 0.00729 bar

Y entonces, ¿cómo calculamos la entalpía, h , que se suministra en las fórmulas?

$$\text{m}_e (h_e + \frac{1}{2} \rho e^2 + g z_e) \xrightarrow[\text{se approxima}]{\text{a:}} \begin{cases} \sum m_e \cdot h_e = (m_a \cdot h_a + m_s \cdot h_s)_e \\ \sum m_s \cdot h_s = (m_a \cdot h_a + m_s \cdot h_s)_s \end{cases}$$

→ en el caso de que hubiera condensación: $= m_w \cdot h_w$; lo añadímos a la m_s dada.

→ en el caso de que hubiera evaporación: añadímos lo mismo pero a la m_s dada.

[Si en algún momento tuviéramos que calcular un fase o volumen específico, no valdría buscar el dato en internet o similares, tendríamos que sacarlo de aquí]

$$p \cdot v = R T \quad \frac{p}{T} = R \quad p \cdot \frac{p}{R \cdot T}$$

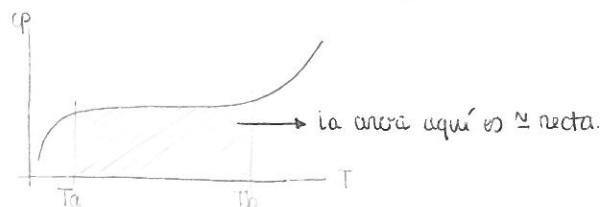
En el ejemplo de la clase, ¿hacia dónde va el flujo del aire? Si la puerta es el sur (T^o mayor) y la ventana es el norte (T^o menor), se crea una CORRIENTE DE ADVECCIÓN que va desde la ventana hasta la puerta. Esto es debido a que $p = \frac{P}{R \cdot T} \Rightarrow$ a mayor T menor p ; el aire de la ventana ascendería mientras que el de la puerta descendería. Esto es lo que ocurre cuando en casa hay corriente y se dan portazos

• APROXIMACIONES A TENER EN CUENTA AL REALIZAR UN BALANCE DE ENERGÍA.

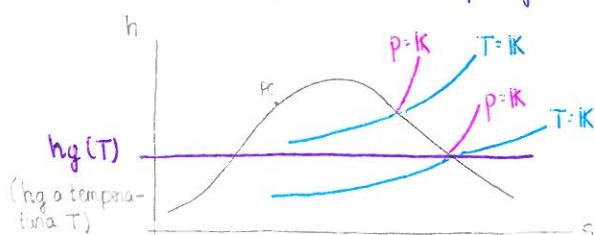
→ Vemos en la primera clase que hay veces en las que podemos usar el modelo GP y en ese caso:

$$h_a - h_b = c_p (T_a - T_b)$$

Recordamos, que en resumen la approx se basaba en:



→ otra de las aproximaciones que ya vimos era: $v_1 \Rightarrow h_v \approx h_g(T)$ porque:



Para presiones bajas las isothermas se hacen con étes, y también las presiones bajas en la gráfica de compresibilidad hacen la sustancia GI

→ para calcular la entalpía del vapor condensado, en caso de que lo haya:

$$h_{w1}(p,t) \approx h_f(t) + \cancel{u} \quad \text{un nro grande que no vamos a tener en cuenta}$$

PROBLEMA. EJEMPLO 12.8. MORÁN. Una muestra de 1kg de aire húmedo, inicialmente a 21°C, 1 atm y 70% de HR, se enfria hasta 45°C en un proceso de presión=cte. Determinar: la humedad específica inicial, la temperatura de rocío y la cantidad de agua que condensa.

• DATOS: 1 kg

①	21°C 1 atm HR: 70%	④	45°C pf = pi
---	--------------------------	---	-----------------

a. ¿ $w_i \left(\frac{\text{Kg v}}{\text{Kg a}} \right)$? ¿la w en el estado ① y ④ son la misma? Si no hubiera condensación sería la misma, porque la masa seguiría siendo = 1kg, y entonces habría el mismo aire que agua. Si hay condensación no será igual porque $w_i = \frac{m_w}{m_a}$ y la masa de vapor disminuiría porque parte del mismo condensaría

$$w = 0.622 \cdot \frac{p_v}{p - p_v} \rightarrow w = 0.622 \cdot \frac{0.70 \cdot p_{sat}(21^\circ\text{C})}{1013 \text{ bar} - 0.70 \cdot p_{sat}(21^\circ\text{C})} = 0.01 \frac{\text{Kg v}}{\text{Kg a}} = w_f$$

$$\text{HR} = \frac{p_v}{p_{sat}(t)} \rightarrow p_v = \text{HR} \cdot p_{sat}(t) = 0.70 \cdot \frac{p_{sat}(21^\circ\text{C})}{\text{tablas}}$$

↑ Si $m_w = 0$ (si no hay condensación)

siendo $p = 13595 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 9.8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0.76 \text{ m} = 1013 \text{ bar}$

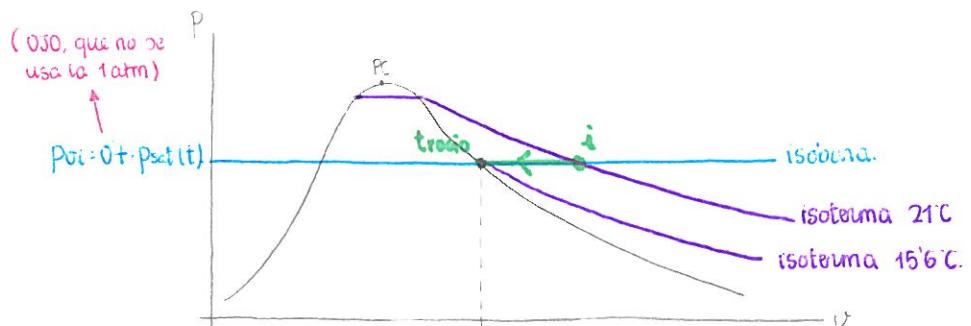
siempre que tengamos que pasar atm a baras debemos hacerlo así!

b. ¿Trocio (°C)? SI EN EL ESTADO FINAL $T_f < T_{rocio}$ SÍ HABRÁ CONDENSACIÓN SI $T_f > T_{rocio}$ NO HABRÁ

$$T_{rocio} = t_{sat}(p_v) = t_{sat} \left[0.70 \cdot \frac{p_{sat}(21^\circ\text{C})}{\text{tablas o vapor HP}} \right] = 15.6^\circ\text{C} \rightarrow T_f \rightarrow \text{si habrá condensación}$$

↓
presión parcial del vapor ≠ 1 atm

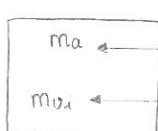
c. ¿ $m_w(\text{Kg})$? La masa de agua inicial y final va a ser la misma, pero al final habrá una parte que habrá condensado, ¿cuanta parte? PINTO EL DIAGRAMA



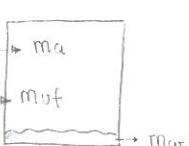
se enfria primero hasta la T_{rocio} , y a partir de ahí la HR ya se hace = 1 y se mantiene en ese valor, porque no puede tomar valores > 1

Vamos a intentar verlo gráficamente:

ESTADO INICIAL



ESTADO FINAL



llegaremos a llegar a la conclusión de que la w no es igual al inicio que al final

$$m_{w,i} = m_{w,f} + m_{w,r}$$

• MASA DE VAPOR: $w_f = \frac{m_f}{m_a} \rightarrow m_f = w_f \cdot m_a$

$$\hookrightarrow m_f = 0'011 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}} \cdot \frac{p_f \cdot V}{R_a \cdot T_{final}} = \frac{(p - p_{atm}) \cdot V_{final}}{R_a \cdot T_{final}} = \text{función } V$$

masa seca = cte en Θ y T

$$\hookrightarrow m_f = w_f \cdot m_a = 0'0052 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}} \cdot \frac{p_f \cdot V}{R_a \cdot T_{final}} = \frac{(p - p_{atm}) \cdot V_{final}}{R_a \cdot T_{final}} = \text{función } V$$

$$\hookrightarrow w_f = 0'622 \cdot \frac{p_{atm}}{p - p_{atm}} = 0'622 \cdot \frac{p_{atm} (45^\circ\text{C})}{p - p_{atm} (45^\circ\text{C})} = 0'0052 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}}$$

• MASA CONDENSADA: $m_w = 0'011 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}} \cdot m_a = 0'0052 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}} \cdot m_a = 0'0058 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}}$

• Siendo m_a ... $\frac{m_a + m_f}{m_a} = \frac{1 \text{ Kg}}{m_a} \rightarrow 1 + w_f = \frac{1}{m_a} \rightarrow [m_a = \frac{1}{1 + w_f} = \frac{1}{1 + 0'011} = 0'9881 \text{ Kg}]$

d. (AÑADIDO): ¿Cuanto calor se ha intercambiado al condensarse cierta parte del aire húmedo? Y trabajo?

• TRABAJO: ? Hay trabajo? Sí, de compresión ($T_{initial}=21^\circ\text{C}$, $T_{final}=45^\circ\text{C} \rightarrow$ compresión). Me expone signo Θ

$$W = p(V_2 - V_1)$$

\hookrightarrow VOLUMEN ESTADO INICIAL: V_1 . Recordamos que combinábamos que ambas sustancias ocupaban todo el volumen. Con cálculo: cualquiera de las dos nos vale. Por ejemplo: aire seco

$$p_a \cdot V_1 = m_a \cdot R_a \cdot T_1 \rightarrow V_1 = \frac{m_a \cdot R_a \cdot T_1}{p_{atm}} = \frac{0'9881 \text{ Kg} \cdot 0'287 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot \text{K}} \cdot (273'15 + 21) \text{ K}}{(1 - 0'011) \cdot 1'013 \cdot 100 \text{ KPa}} = 0'838 \text{ m}^3$$

sin atm

\hookrightarrow VOLUMEN ESTADO FINAL: V_f : Aquí hay una parte que ha condensado: $V_f = V_{\text{líquido}} + V_{\text{gasosa}}$

• Volumen fase gasosa: $V_f = \frac{m_f \cdot R_a \cdot T_f}{p_{atm}} = \frac{0'9881 \text{ Kg} \cdot 0'287 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot \text{K}} \cdot (273'15 + 45) \text{ K}}{(1 - 0'0083) \cdot 1'013 \cdot 100 \text{ KPa}} = 0'7845 \text{ m}^3$ (que el resultado BIEN)

• Volumen del condensado: !Es líquido! No se puede poner $p \cdot V = mRT$

$$V_w = \frac{V_{ur}}{m_w} \rightarrow V_w: 0'9881 \text{ m}^3 \cdot 0'0058 \text{ Kg} = 0'0058 \text{ Kg} \cdot 1 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{Kg}} = 0'0058 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

\downarrow
aproximación a líquido $V_f(45^\circ\text{C}) \cdot 1 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{Kg}}$
(aprox UP)

como vemos es un volumen muy pequeño, ma lo esperado

Volumen total rotodo final: $0'7845 \text{ m}^3 + 0'0058 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 = 0'7845 \text{ m}^3$

$$W = p \cdot (V_2 - V_1) = 1'013 \text{ KPa} \cdot (0'7845 - 0'838) \text{ m}^3 = -5'42 \text{ KJ}$$

\downarrow
m-dx

• CALOR: Es un sistema cerrado, no intercambia masa (1 Kg)

$$\Delta U = Q - W \rightarrow Q = \Delta U + W \quad (\text{contra } W, \text{ debes calentar } \Delta U)$$

Pero de esta manera quedaría en función del volumen. Los totales se calculan como tenemos a continuación, obteniendo ma de otra manera

$$\rightarrow \text{CÁLCULO DEL } \Delta U: \quad \Delta U = U_f - U_i \quad | \quad U_f = U_{af} + U_{vf} + U_{ir} = m_a \cdot u_{af} + m_f \cdot u_{vf} + m_{ir} \cdot u_{ir}$$

(en extensión)

$$U_i = U_{ai} + U_{ri} = m_a \cdot u_{ai} + m_{ri} \cdot u_{ri}$$

Por tanto, $\Delta U = m_a [(u_{af} - u_{ai})] + m_f \cdot u_{vf} - m_{ir} \cdot u_{ri} + m_{ir} \cdot u_{ir}$

tenemos dos opciones sacar de las tablas
suponen modelo BP (ya justificado), y eso es $m_a \cdot u_f = m_a \cdot u_f (T_f - T_i)$

$$\Delta U = m_a \cdot u_f (T_f - T_i) + m_f \cdot u_f (p_f, T_f) - m_{ir} \cdot u_f (p_{ir}, T_i) + m_{ir} \cdot u_f (T_f)$$

el condensado está en fase líquida, puedo aplicar aproximación a líquido

$$h_g(p_{ir}, t) \approx h_g(t) + p_{ir} \cdot v_g(t) \Rightarrow u_g(t) = h_g(t) - p_{ir} \cdot v_g(t)$$

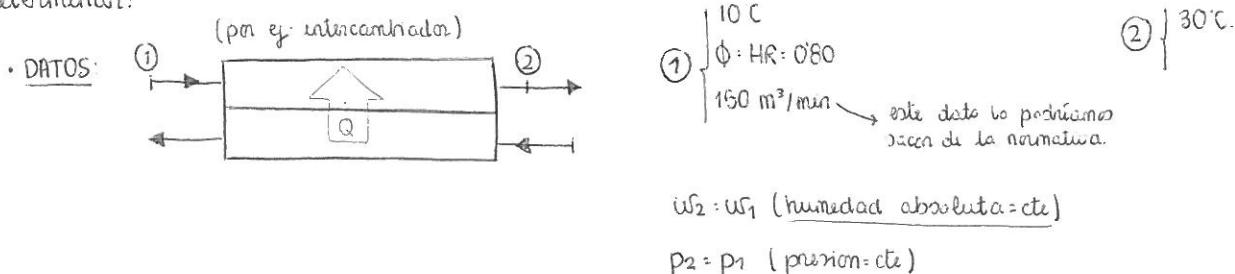
$$\begin{aligned} u(p_s, t) &= h(p_s, t) - p_s \cdot v(p_s, t) \\ u(p_{ir}, t) &= h_g(t) - p_{ir} \cdot v(p_{ir}, t) \end{aligned} \quad | \quad \text{APPROXIMACIONES}$$

④ Poniendo: $c_p = 1005 \frac{\text{KJ}}{\text{kg K}}$ | $w = \frac{c_p}{K} = \frac{1005}{14} \frac{\text{KJ}}{\text{kg K}}$

Para sacar el resto TABLAS DE VAPOR HP

error frecuente: decir que si $T_{final} < T_{inicial}$ todo condensa, pero no es verdad porque no solo depende de la temperatura, depende también de la presión parcial.

PROBLEMA EJEMPLO 12.10. MORÁN. Un conducto por el que entra aire húmedo a 10°C y $HR = 80\%$ y caudal $150 \text{ m}^3/\text{min}$. La mezcla se calienta al circular por el conducto y sale a 30°C . No se quita ni se añade humedad. La presión de la mezcla permanece constante. En régimen estacionario determinar:



a. Calor intercambiado por unidad de tiempo. $\dot{Q} (\text{KW})?$

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}_e (h_e + \frac{1}{2} C_e^2 + g z_e^2) - \dot{m}_s (h_s + \frac{1}{2} C_s^2 + g z_s^2) \rightarrow \dot{Q} = \dot{m}_s \cdot h_s - \dot{m}_e \cdot h_e$$

$$\frac{dm}{dt} = \dot{m}_e - \dot{m}_s$$

$$\frac{AC}{t} = \dot{m}$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_s \cdot h_s - \dot{m}_e \cdot h_e \rightarrow \dot{Q} = \dot{m}_{v2} \cdot h_{v2} + \dot{m}_{r2} \cdot h_{r2} - \dot{m}_{v1} \cdot h_{v1} - \dot{m}_{r1} \cdot h_{r1} \rightarrow \dot{Q} = \dot{m}_s (h_{v2} - h_{v1}) + \dot{m}_s (h_{r2} - h_{r1})$$

↓
no solo tenemos un flujo entrante y uno saliente. Entran y salen flujos de vapor de agua y aire seco

EQUACIONES DE UN VOLUMEN DE CONTROL

↓
como si se añade ni se quita humedad

Antes de seguir desarrollando la ecuación, debemos analizar algunos factores.

→ **HUMEDAD ABSOLUTA (w_1)**

$$w_1 - w_2 = \frac{m_2}{m_a} = \frac{m_2}{m_a} \Rightarrow m_2 = w_1 m_a$$

$$w_1 - w_2 = 0.622 \cdot \frac{p_{21}}{p - p_{sat}} \Rightarrow w_1 = 0.622 \cdot \frac{\phi_1 \cdot p_{sat}(t_1)}{p - \phi_1 p_{sat}(t_1)} = 0.00616 \frac{kg}{kg_a} = w_2$$

$$HR = \frac{\phi_1 \cdot p_{21}}{p_{sat}(t_1)} \rightarrow p_{21} = \frac{HR}{\phi_1}$$

0.01228 bar

→ **FUJO DE AIRE SECO**

$$\frac{AC \cdot \dot{m}}{V} \rightarrow \dot{m}_a = \frac{A \cdot C_a}{V}$$

Si sabemos $150 \text{ m}^3/\text{min}$ de aire húmedo, aquí hay aire seco y vapor de agua, pero hemos llegado a la conclusión de que todos ocupan todo el volumen. Entonces el caudal del aire seco $A \cdot C_a = 150 \text{ m}^3/\text{min}$

$$\dot{m}_a = \dot{m}_1 = \dot{m}_2$$

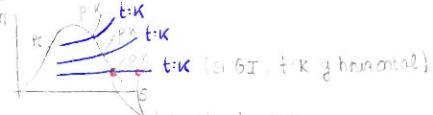
$$\rightarrow \dot{m}_a = 150 \frac{m^3}{60s} \cdot \frac{100 \text{ kPa}}{0.287 \frac{kg}{kg_a} \cdot 28315K} = \frac{182.9}{60} \frac{kg}{s}$$

→ **FUJO DE VAPOR DE AGUA** siguiendo el mismo razonamiento $\dot{m}_2 = 0.00616 \frac{kg}{kg_a} \cdot \frac{182.9}{60} \frac{kg_a}{s} =$

$$\left(\frac{182.9}{60} \frac{kg}{s} \right)$$

* $\dot{Q} = \dot{m}_2 [h_g(t_2) - h_g(t_1)] + \dot{m}_2 \cdot cp(t_2 - t_1) = \frac{3717}{60} \frac{KJ}{s} = \frac{3717}{60} KWh = 61.95 KWh$

aproximación ya explicada
diagrama h-s h



y como es vapor de agua GI (ya justificado en apartado)

$$= 1005 \frac{KJ}{kg_a} \cdot \text{rotación de vapor de agua} \quad | \quad K = \frac{P}{R} \quad | \quad P = \omega \cdot R$$

OJO! Menorada = m_a , pero el caudal a la entrada y salida **no** varía.

b. Humedad relativa a la salida, ¿ HR_2 (%)?

$$HR_2 = \frac{p_{21}}{p_{sat}(t_2)} = \frac{p_{21}}{p_{sat}(t_2)} = \frac{\phi_2 \cdot p_{sat}(t_1)}{p_{sat}(t_2)} = 23.1\%$$

0.01246 bar (tablas)

$$\rightarrow \text{para sacar } p_{21}$$

$p_{ac} = \frac{Ra \cdot T}{V_a} \rightarrow p_a = \frac{Ra \cdot T \cdot m_a}{V_a}$	son = porque hemos dicho que ambos ocupan todo el volumen
$p_{21} = \frac{Rg \cdot T}{V_a} \rightarrow p_{21} = \frac{Rg \cdot T \cdot m_2}{V_a}$	

c. Error relativo si no tenemos en cuenta que existe el vapor de agua (Así es como lo hacíamos en ingeniería térmica I) (Er).

$$\dot{Q}_{seco} = \frac{182.9}{60} \frac{kg}{s} \cdot 1005 \frac{KJ}{kg_a} \cdot 20 K = 61.77 KWh$$

$$\dot{Q} = 61.95 KWh$$

$$Er = \frac{61.77 - 61.95}{61.95} \cdot 100 = \pm 1.097\%$$

• PSICRÓMETRO: (FUNCIONAMIENTO Y AJUSTES)

Ya habíamos dicho que un PSICRÓMETRO estaba formado por:

TEMPERATURA DE BURGO SECO



tbs

mide la temperatura ambiente.

TEMPERATURA DE BURGO HÚMEDO



tbh

esto hay que ir recargando y demás.

CARTA PSICROMÉTRICA

tbs	10
tbh	5
	47.7

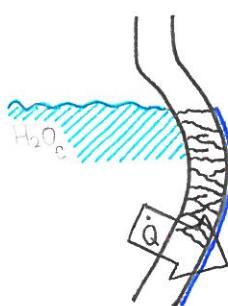
acompaña a los termómetros y muestra la HR en función de las temperaturas. Estas cartas, normalmente vienen hechas a presión = 1 bar.

El problema es que la carta psicrométrica viene hecha a presión = 1 bar, y esto se da a veces a nivel del mar pero normalmente no tenemos esta presión. La gente suele tomar como bueno el valor de la carta, pero nosotros vamos a analizar de donde salen estos datos y los vamos a corregir. Veímos algunos puntos:

• BOTIJO: en el burgo húmedo ocurre un procedimiento de saturación adiabática, y esto es lo que ocurre también en un botijo.

Para que un botijo funcione se necesita + HR exterior relativamente baja.

+ BARRO POROSO "ese botijo es bueno porque resopla". Esto significa que en la parte de fuera se establece una pequeña capa de agua.



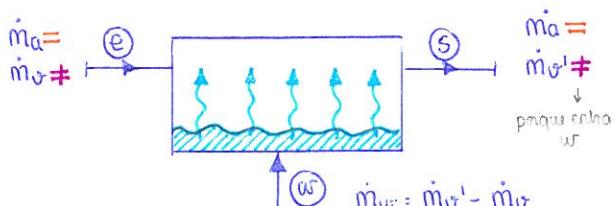
si la HR aquí fuera es baja, este agua se va a evaporar, y en este proceso va a absorber calor y va a hacer que esta zona se mantenga fresca.

Al estar fresca la zona exterior del botijo, se crea un gradiente de temperatura en la pared del botijo. La temperatura fuera será que dentro, y el calor saldrá desde dentro hacia fuera.

Si te llevas un botijo en un banco no va a funcionar, porque la HR exterior es alta y no va a haber prácticamente evaporación, no va a estar fresquito.

Esto es un proceso de saturación adiabática.

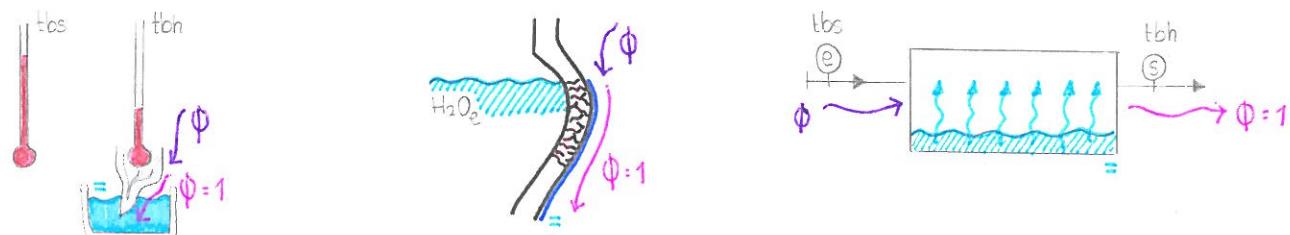
• VOLUMEN DE CONTROL



Este es el caso académico, deberemos analizar quién corresponde a quién en el termómetro y en el botijo

- la gracia del botijo y su funcionamiento está en que la zona de "resoplado" tiene una temperatura más baja. Si la temperatura es más baja, la densidad en esa zona es más alta, entonces hay más masa por unidad de volumen y el aire de esa zona descenderá y dejará hueco para que "llegue" otro aire.

→ SIMILITUDES ENTRE SÍMIES Y CORRIENTES DE AIRE



- La corriente de aire que sale por ⑤ es \int
 - la corriente de aire que entra por ② es \int
 - El agua que se evapora es w
- } \Rightarrow similitudes con el volumen de control

Sabemos que la $HR = \phi$ que sale es $= 1$, porque ese flujo está saturado de humedad, se está evaporando.

Pero la humedad relativa que nos interesa es $HR = \phi$ la que entra \Rightarrow y como la sacamos? Pues a ver tenemos los datos siguientes:

sobre el flujo entra.	$\left \begin{array}{l} \text{la } T \text{ es la que marca el termómetro de bulbo húmedo} \\ \text{la presión la medimos con un barómetro} \end{array} \right.$
sobre el flujo seco	$\left \begin{array}{l} \text{Sabemos que sale saturado } \phi = 1 \\ \text{la } T \text{ del agua que se evapora es la que marca el bulbo seco} \end{array} \right.$

no saca al norte
Sí, al sur

ya podemos aplicar la:
EQUACIÓN DE BALANCE DE ENERGÍA DE ESE VOLUMEN DE CONTROL

→ ECUACIÓN DE BALANCE DE MASA

$$(\dot{m}_a + \dot{m}_v)_e + \dot{m}_w = (\dot{m}_a + \dot{m}_v')_s \Rightarrow \dot{m}_w = \dot{m}_v' - \dot{m}_v$$

la masa de aire seco es la misma

→ ECUACIÓN DE BALANCE DE ENERGÍA: (despreciando Ec y Ep, sin W ni Q, considerando estacionario)

$$\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = 0$$

ENTRA

$$\dot{m}_a \cdot h_a(T_{bs}) + \dot{m}_v \cdot h(T_{bs})$$

el aire húmedo ($a+v$) de entrada,
lo evaluamos a la T_{bs} seco

$$+ (\dot{m}_v' - \dot{m}_v) \cdot h_v(T_{bh})$$

el agua de "norte" que ya
difuminó que se evaporaba a
 T_{bh} húmedo

SALE

$$\dot{m}_a \cdot h_a(T_{bh}) + \dot{m}_v' \cdot h_v(T_{bh})$$

el aire que sale, a T_{bh} húmedo

$$\dot{m}_a \cdot h_a(T_{bs}) + \dot{m}_v \cdot h(T_{bs}) + (\dot{m}_v' - \dot{m}_v) \cdot h_f(T_{bh}) = \dot{m}_a \cdot h_a(T_{bh}) + \dot{m}_v' \cdot h_f(T_{bh})$$

con
aceptación.

En la fórmula anterior podemos determinar todas las entalpias, ¡pero que hacemos con los flujos máscicos si ni idea de ellos?

Si dividido toda la ecuación por el flujo máscico del aire seco

$$h_a(T_{bs}) + w \cdot h_g(T_{bs}) + (w' - w) \cdot h_f(T_{bh}) = h_a(T_{bh}) + w' \cdot h_g(T_{bh})$$

$$\rightarrow w' = \frac{\dot{m}_v'}{\dot{m}_a} \quad \rightarrow \frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_v'} = w'$$

(la que sale)

y difuminó que sale saturado $\phi = 1$

Ahora, además de con las entalpias, en la ecuación nos encontramos con:

$$\bullet \underline{w} = 0'622 \cdot \frac{p_{v^*}}{p - p_{sat}(Tbh)} = 0'622 \cdot \frac{p_{sat}(Tbh)}{p - p_{sat}(Tbh)}$$

↓ presión medida con el barómetro

- w = es la única incógnita que tenemos. Si despejamos la ecuación queda:

$$w = \frac{(h_a(Tbh) - h_a(Tbs)) + w^* [h_g(Tbh) - h_f(Tbh)]}{h_g(Tbs) - h_f(Tbh)}$$

→ si no hay mucha diferencia de T^* , podemos asumir esto por: $C_p(Tbh - Tbs)$

Pero recordemos que lo que de verdad nos interesaba era la $HR = \phi$, y una vez que hemos obtenido la w , obtenemos la humedad relativa así:

$$w = 0'622 \cdot \frac{p_{sat}(Tbs)}{p - p_{sat}(Tbs)}$$

despejando ya obtenemos la HR y podemos construir nuestra tabla

esta fórmula sale de la unión de

$$\left. \begin{array}{l} w = 0'622 \cdot \frac{p_v(Tbs)}{p - p_{sat}(Tbs)} \\ \phi = \frac{p_v(Tbs)}{p_{sat}(Tbs)} \end{array} \right\}$$

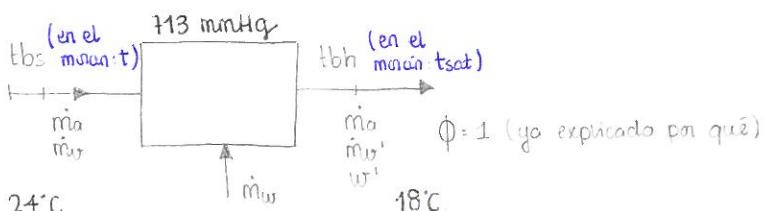
EJEMPLO PRACTICO LABORATORIO.

Bajamos al laboratorio y medimos los datos:

$$\left. \begin{array}{l} t_{bulbo seco} = 24^\circ C \\ t_{bulbo húmedo} = 18^\circ C \\ \text{presión atmosférica} = 713 \text{ mmHg} \end{array} \right\}$$

psíqumetro
barómetro

los datos, aplicados al esquema



ayuda para comprobar el resultado:

SIEMPRE:

$$w < w^*$$

la fórmula a la que habíamos llegado era: $w = \frac{h_a(Tbh) - h_a(Tbs) + w^* [h_g(Tbh) - h_f(Tbh)]}{h_g(Tbs) - h_f(Tbh)}$

→ Necesitaremos calcular la w^* : $w^* = 0'622 \cdot \frac{p_{sat}(t_{bh})}{p - p_{sat}(t_{bh})} = 0'622 \cdot \frac{0'02964 \text{ bar}}{0'951 \text{ bar} - 0'02964 \text{ bar}} = 0'0138 \frac{\text{kg}}{\text{kg}}$

ojo! m, no mm

$$\rightarrow p = 13595 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \cdot 0'951 \frac{\text{m}}{\text{m}^2} \cdot 0'713 \text{ m} = 25020 \text{ Pa} = 0'951 \text{ bar}$$

$$\rightarrow p_{sat}(t_{bs}) \xrightarrow{\text{APR HR}} 0'02964 \text{ bar}$$

Ya podemos calcular la w_s . Como la diferencia de T^o es pequeña, vamos a utilizar el modelo gas perfecto

$$w_s = \frac{1'005}{P} \frac{\frac{K_3}{K_2}}{\ln \frac{P}{P_0}} (T - T_0) + 0'0138 \frac{K_{20}}{K_{10}} \cdot \frac{25344}{25350} - \frac{1'005}{P} \frac{\frac{K_3}{K_2}}{\ln \frac{P}{P_0}} = 0'0113 \frac{K_{20}}{K_{10}}$$

$$\frac{25344}{25350} = 0'996$$

→ valor de tabla / 1996m HP

Y si la humedad absoluta es esa, ¿cuál es la humedad relativa?

$$w_s = 0'622 \cdot \frac{P_{sat}}{P - P_{sat}}$$

$$\phi = \frac{P_{sat}}{P}$$

$$w_s = 0'622 \frac{\phi_{psat}}{P - \phi_{psat}} \rightarrow w_s [P - \phi_{psat}] = 0'622 \phi_{psat} \rightarrow$$

$$\rightarrow w_s P - w_s \phi_{psat} = 0'622 \phi_{psat} \rightarrow$$

$$\rightarrow \phi = \frac{w_s P}{0'622 \phi_{psat} + w_s P} = \frac{0'0113 \frac{K_{20}}{K_{10}} \cdot 0'996 \text{ bar}}{0'622 \frac{K_{20}}{K_{10}} \cdot 0'0293 \text{ bar} + 0'0113 \frac{K_{20}}{K_{10}} \cdot 0'0293 \text{ bar}} = 0'5675 \rightarrow$$

→ $\phi = 56'75\%$ En la tabla del psicrómetro del laboratorio vemos que era 53%.

Comparando el valor obtenido con el valor de la tabla. Son diferentes porque recordamos que el valor de la tabla ha sido calculado con 1 atm de presión, la presión a nivel del mar.

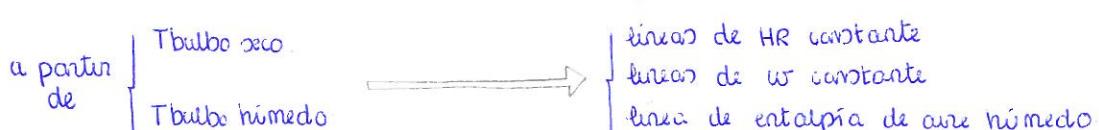
¿QUE ERROR COMETEMOS?

$$\delta_r = \pm \frac{56'75 - 53}{56'75} \cdot 100 = 6'6\%$$

es admisible? depende de la aplicación lo importante es que somos conscientes de que estamos cometiendo un error

Este problema se puede simplificar mucho con una hoja excel. Una vez medidas las fórmulas solo hay que ir sumando los datos de presión y temperaturas

► DIAGRAMA PSICROMÉTRICO (tablas pág. 78.)

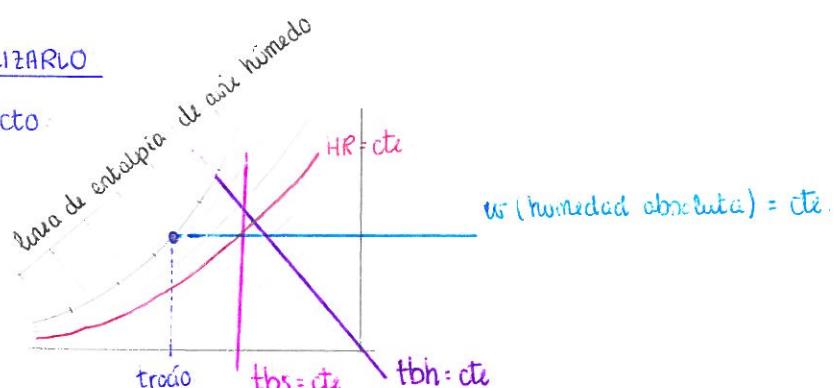


Estos diagramas deben construirse para una determinada presión. Normalmente suelen ser para 1 atm de presión. Tenemos que ser conscientes de que este diagrama es útil si en nuestro caso tenemos $P = 1 \text{ atm}$ o si queremos un cálculo rápido aproximado, pero no es muy exacto.

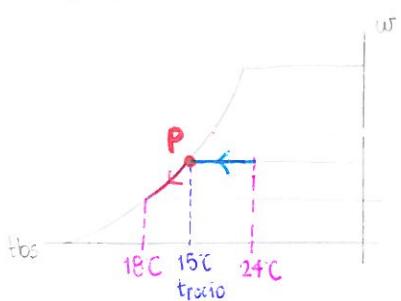
Trabajaremos con él más adelante para procesos de humectación, deshumectación, etc.

• FORMA DE UTILIZARLO

Tiene este aspecto:



- ejemplo de utilización:



- Si baya la Tbs de 24°C a 18°C y no hay condensación, la humedad absoluta w se mantiene constante →
- En el punto **P** se alcanza la HR: 100% y empieza a condensar, este es el "punto de rocío" ↗
En el ejemplo, se produce a 15°C.
- Por la linea HR: 100% llega hasta 18°C, como vemos, al condensar parte del vapor, la w desciende.

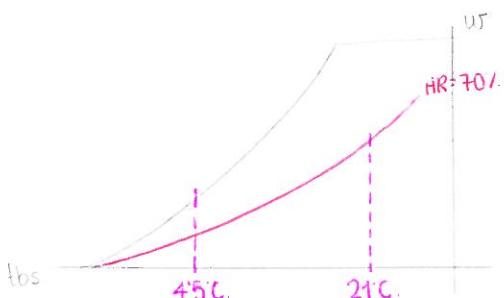
PROBLEMA 12.B. MORÁN: resolución con diagrama psicrométrico.

• DATOS: 1 kg.

$$\textcircled{i} \quad \begin{cases} 21^\circ\text{C} \\ 1 \text{ atm.} \\ \text{HR: 70\%} \end{cases}$$

$$\textcircled{+} \quad \begin{cases} 45^\circ\text{C} \\ p_f = p_i \end{cases}$$

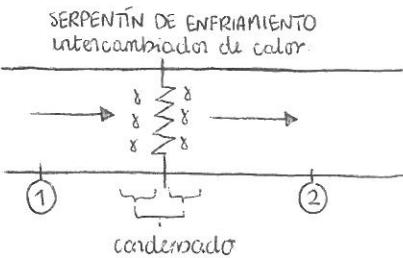
- 1) Situamos en el diagrama el punto del estado inicial: 21°C y 70% HR.
- 2) Pintamos la linea vertical de la temperatura final: 45°C. Como vemos, la linea corta con la HR: 100% más abajo del punto inicial → habrá condensación.
- 3) Nos pide determinar la w inicial: miramos la horizontal del punto inicial y ya la tenemos = 0,011
- 4.) Nos pide la Trocio: ya hemos dicho que es la que se alcanza cuando HR: 100%. Vemos que es 15,6°C.
- 5.) A partir del punto de rocío, el vapor de agua baya hasta cortar a la linea de 45°C leemos en el punto de corte $w = 0,052$.
- 6.) Para determinar la cantidad de vapor que condensa, determinaremos la masa de vapor de agua para w_i y w_f y la diferencia es la masa que condensa.



en este caso da exacto porque el enunciado dice 1 atm. igual que las tablas

PROBLEMA 12.4. MORÁN:

• DESHUMIDIFICADOR es un aparato utilizado para disminuir la humedad relativa, ¿y cómo se consigue quitar el vapor de agua? Este aparato hace que el flujo de aire húmedo pase por un lugar con T inferior a la Trocio. De ahí el aire sale sin humedad pero frío, entonces para poder utilizar ese aire hay que hacerlo pasar por otro chorro que lo calienta (una resistencia eléctrica o algo del estilo)

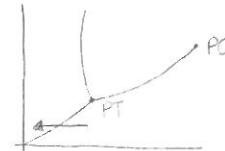


$p = 1013 \text{ bar}$

* HR de confort: 40% - 60%

estado ① (aire húmedo)	30°C $HR = 50\%$ $280 \text{ m}^3/\text{min}$ (caudal)	estado ③ (condensado)	líqu. 10°C	estado ② $\phi = 100\%$
$Q = -KA \cdot \frac{\Delta T}{e}$ si el A & el intercambiador funciona mal				

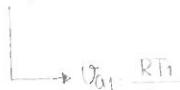
Si andado con la T del serpentín o la bajamos por debajo de la T del punto triple (o si bajamos la presión), el vapor se sublimará directamente. El intercambiador entonces se "enconcha" y añade una capa de escarcha que provoca un aumento de espesor y como: $Q = -KA \cdot \frac{\Delta T}{e}$ si el A & el intercambiador funciona mal



Determinar:

a) Flujo masico de aire seco, $\dot{m}_a \left(\frac{\text{kg}}{\text{min}} \right)$

$$\dot{m}_a = \frac{(A G)_1}{V_{a1}}$$



NOTA: que es presión parcial del aire seco. Es un error frecuente poner aquí p

$$\Phi_1 = \frac{p_1}{p_{sat}(t_1)} \rightarrow p_1 = \Phi_1 \cdot p_{sat}(t_1)$$

$$p = p_1 + p_a \rightarrow p_a = p - p_1$$

$$p_a = p - \Phi_1 \cdot p_{sat}(t_1) = 50\% \cdot 0.9126 \text{ bar} = 0.22177 \text{ bar}$$

como vemos $p_a \neq p$ porque $\Phi_1 \cdot p_{sat}(t_1)$ es pequeño. Puedo hacer que tengas en cuenta igual

$$\dot{m}_a = 319.33 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$$

water en estado líquido.

b) Cantidad de agua que condensará por unidad de masa de aire seco, $\frac{\dot{m}_{ur}}{\dot{m}_a} \left(\frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a} \right)$

(El prof te normalmente preguntaría aquí por el caudal de condensado, porque si es mucho lo tendriamos que calcular, es importante conocerlo)

$$W_1 = \frac{\dot{m}_{ur}}{\dot{m}_a}, \quad W_2 = \frac{\dot{m}_{ur}}{\dot{m}_a}$$

y el balance de masa da $\dot{m}_{ur} = \dot{m}_{ur} + \dot{m}_{ur} = \frac{\dot{m}_{ur}}{\dot{m}_a} + \frac{\dot{m}_{ur}}{\dot{m}_a} \rightarrow$

$$\dot{m}_{ur} = W_1 - W_2 \rightarrow \dot{m}_{ur} = \dot{m}_a (W_1 - W_2), \text{ siendo:}$$

$$W_1 = 0.622 \frac{p_1}{p - p_{sat}} \rightarrow W_1 = 0.0133 \frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a}$$

$$W_2 = 0.622 \frac{p_2}{p - p_{sat}} = 0.622 \cdot \frac{p_{sat}(t_2)}{p - p_{sat}(t_2)} = 0.0076 \frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a}$$

(ya sabíamos de antemano que se le había quitado vapor de agua, W_2 debe quedar < W_1)

si hay condensación en ②

La HR = 100%, entonces:

$$\dot{m}_{ur} = \dot{m}_a (W_1 - W_2) = 319.33 \frac{\text{kg}_a}{\text{min}} \cdot (0.0133 - 0.0076) \frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a} = 182 \frac{\text{kg}_w}{\text{min}}$$

→ el caudal sería: a razón de $18 \cdot K \rightarrow 182 \text{ l/min}$

c) Cantidad de Q_c (cotidiana), $Q_c(kW)$

$$Q_c = m_s \cdot h_s - m_e \cdot h_e \rightarrow Q_c = m_{air} \cdot h_{air} + m_a \cdot h_{a2} + m_{a2} \cdot h_{a2} - m_a \cdot h_{a1}$$

⊗ cuántos flujos hay / salientes: 2 pero que se convierten en 3 (importante)
entrantes: 1 pero que se convierte en 2

$$Q_c = m_{air} \cdot h_{air} + m_a \cdot c_p (T_2 - T_1) + m_{a2} \cdot h_{a2} - m_a \cdot h_{a1}$$

$$\frac{182 \text{ kg}}{\text{min}} \quad \frac{4101 \text{ kJ}}{\text{kg}}$$

$$\rightarrow h_{s(t)} = 2519,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\rightarrow h_{s(t_2)} = 2555,3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

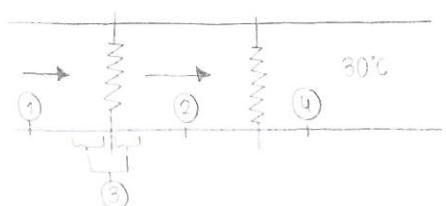
$$Q_c = 11084 \frac{\text{kJ}}{\text{min}} = 0,1847 \text{ kW}$$

como es una potencia muy pequeña, seguramente sea un humidificador muy pequeño

$$W_1 = \frac{m_{a1}}{m_a} > \frac{m_{a1}}{m_a}$$

$$W_2 = \frac{m_{a2}}{m_a} > \frac{m_{a2}}{m_a}$$

d). como tiene una humedad absoluta baja, si le elevamos la temperatura en el estado ①, la humedad también habrá bajado. Vamos a utilizar un dispositivo para calentar de ② a ④



Para favorecer la evaporación de agua, se necesita mucha superficie de agua en contacto con el aire.

$$\phi_4 = \frac{p_{4a}}{p_{sat}(t_4)}$$

De ② a ④ ni se gana ni se pierde agua, por lo que $W_2 - W_1$ (en caso de que hubiese un humidificador la relación sería $W_2 + m_{a1} = W_1$)

$$W_2 - W_1 \rightarrow 0,622 \frac{p_{2a}}{p - p_{sat}} = 0,622 \frac{p_{2a}}{p - p_{sat}} \rightarrow \text{mi obtengo la humedad relativa en ④}$$

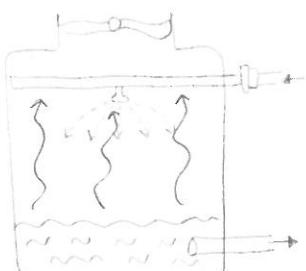
$$Q_H = m_s \cdot h_s - m_e \cdot h_e \rightarrow Q_H = m_a \cdot c_p (T_4 - T_2) + m_a (h_{a4} - h_{a2})$$

↑ m_a en ④ que en ①

En un humidificador, lo normal es preguntar el caudal de agua que es necesario evaporar para que a la salida tengamos la humedad relativa que nos piden.

PROBLEMA 12.18. MORÁN.

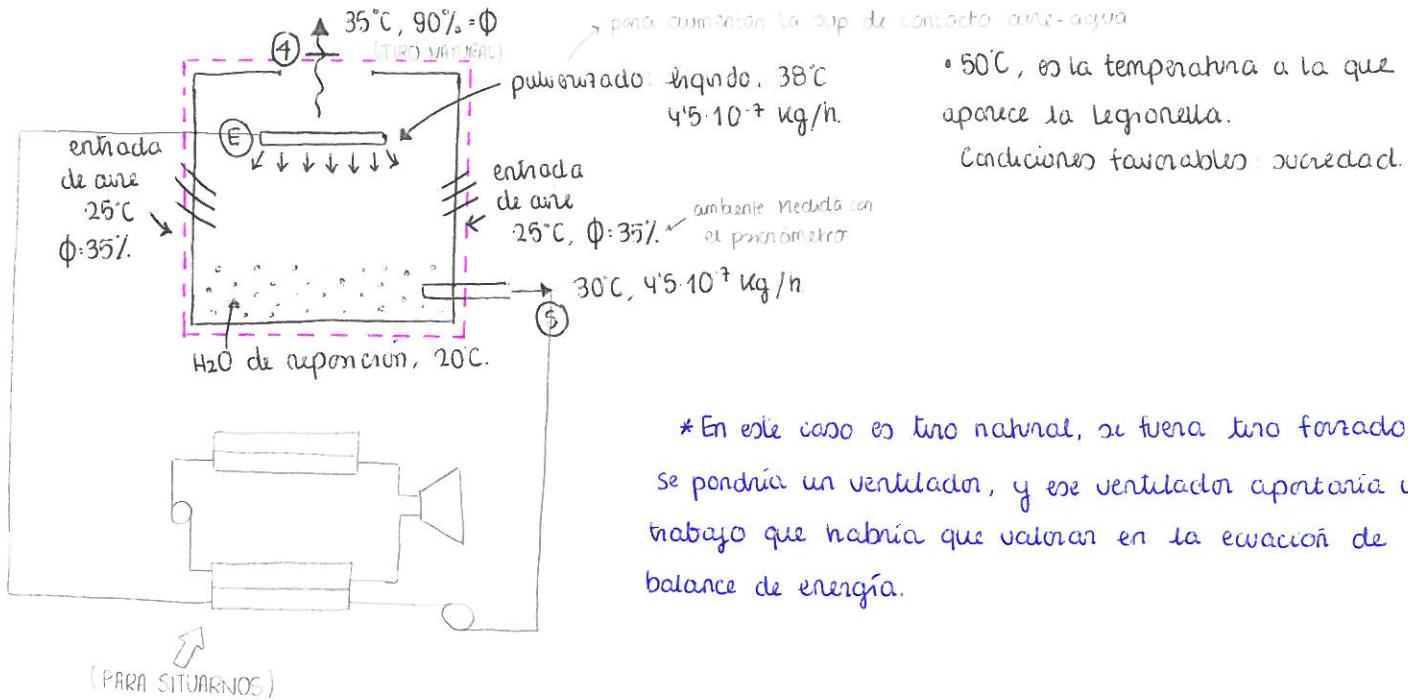
⊗ TORRE DE REFRIGERACIÓN: El enfriamiento se lleva a cabo mediante evaporación de parte del agua, poniendo en contacto parte del agua a refrigerar con aire a contracorriente. Este proceso se llama "enfriamiento evaporativo".



El agua caliente, procedente del circuito a refrigerar, se pulveriza desde la parte superior de la torre.

El aire circula desde la parte inferior de la torre hasta la superior.

Para aumentar la superficie de contacto aire-agua, se emplean rellenos de alto rendimiento, y el agua pulverizada discurre por estos canales de llenado. El aire se satura de humedad a su paso por el llenado. El aire saturado atravesía el separador de gotas y sale a la atmósfera. Las gotas se "ponen" en el separador y cae el agua a una bandeja. Ahora, este agua entrada es devuelta al circuito. Es necesario añadir agua de reposición, porque al evaporarse poco a poco se va perdiendo vapor de agua.



Determinan:

a) Flujo másculo de urea recor. i_m (ug/s) El volumen de control es -----

$$0 = \cancel{ij} - ij + me \cdot he - ms \cdot hs \rightarrow me \cdot he - ms \cdot hs = 0$$

\cancel{ij} (estra natural)

despicable

Vamos a separar el aire del agua.

$$m_{\alpha_3} = m_{\alpha_4}$$

$\stackrel{?}{=}$

$$\overbrace{m_w + m_{\alpha_3} + m_{\alpha_1} - m_{\alpha_2} - m_{\alpha_4}}^{\text{entfernen}} = 0 \quad \rightarrow \quad m_w = m_{\alpha_4} - m_{\alpha_3}$$

$$W_4 = 0.622 \frac{P_{204}}{P - P_{204}} = \frac{m_{204}}{m_a} = \frac{\dot{m}_{204}}{\dot{m}_a} = 0.0327 \frac{k_2}{k_1}$$

* Pdmt. pero ojo que en los traves dibemos estan fijos Esto hay que medirla, no vale poner 10cm y ya está. En este caso didáctico el marran pone 10cm Nosotros debemos medirla siempre.

$$\Phi_4 = \frac{\text{Pou}}{\text{psat}(\text{fr})} \rightarrow \text{Pou} = 0.90 \cdot \text{psat}(35^\circ\text{C}) = \dots$$

↳ tablas sine secas

$$W_3 = 0'622 \quad \frac{P_{\text{gas}}}{P - p_{\text{sat}}} = \frac{m_{\text{gas}}}{m_{\text{air}}} = \underline{\underline{0'00622}} \quad \frac{\text{kg}}{\text{kg}}$$

$$\Phi_3 = \frac{P_{03}}{psat(t_3)} \rightarrow P_{03} = 0.35 \cdot psat(25\text{C}) \dots$$

Ahora calcularemos m_a para después disponer en las ecuaciones anteriores y sacar m_{a4} y m_{a3} . Para ello usamos la ec. balance de energía.

$$m_e \cdot h_e - m_s \cdot h_s = 0 \rightarrow m_{a1} \cdot h_{a1} - m_{a2} \cdot h_{a2} + m_{a3} \cdot h_{a3} + m_{a4} \cdot h_{a4} - m_{a4} \cdot h_{a4} + m_{a5} \cdot h_{a5} = 0$$

$$\rightarrow \text{agrupando: } m_{a4} (h_{a1} - h_{a2}) + m_a \cdot C_p (T_3 - T_4) + m_{a5} \cdot h_{a5} - m_{a4} \cdot h_{a4} + m_{a5} \cdot h_{a5} = 0$$

$$\rightarrow \text{aproximando: } \frac{m_{a4} [h_f(t_1) - h_f(t_2)] + m_a \cdot C_p (T_3 - T_4) + m_{a5} \cdot h_g(t_5) - m_{a4} \cdot h_g(t_4) + m_{a5} \cdot h_f(t_5)}{(m_{a4} - m_{a3})} = 0$$

aquí hay muchos incógnitas cuando yo busco m_a

- Las entalpias son conocidas
- Las temperaturas son conocidas
- m_{a5} lo podemos poner como $m_{a4} - m_{a3}$

dividiendo entre m_a :

$\frac{m_{a4}}{m_a}$	$\left[\frac{h_f(t_1) - h_f(t_2)}{109.21 - 125.79} \right] + \frac{C_p(T_3 - T_4)}{1003 - 26.35} + \frac{h_g(t_5)}{254.72 - 256.63} - \frac{h_g(t_4)}{256.63 - 232.36}$
$\frac{m_{a5}}{m_a}$	$\left[\frac{h_f(t_5)}{0.0327 - 0.0327} \right]$

Todo conocido menos m_a : $m_a = 203 \cdot 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

a) m_{a5} / kg

ya podemos sacar:

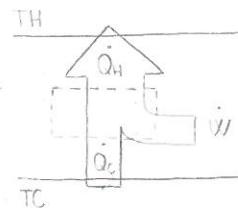
$m_{a4} = m_a \cdot 0.0327 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$	$m_{a5} = m_{a4} - m_{a3} = 524 \cdot 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$
$m_{a3} = m_a \cdot 0.00688 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$	

los tornos de refrigeración funcionan mejor en zonas con humedades relativas bajas si la humedad relativa es alta disipan poco calor.

Cuando no funcionan bien los tornos de refrigeración se usan sistemas de frío.

TEMA 2: SISTEMAS DE FRÍO.

Recordamos que un sistema de frío seguiría el siguiente esquema:



En estos sistemas al rendimiento se le llamaba COP:

$$\rightarrow \text{COP}_{SR} = \frac{\text{LO OBTENIDO}}{\text{LO DADO}} = \frac{|Q_C|}{|W|} \rightarrow \text{calor que saca de la fuente fría}$$

$$\rightarrow \text{COP}_{BA} = \frac{\text{LO OBTENIDO}}{\text{LO DADO}} = \frac{|Q_H|}{|W|} \rightarrow \text{calor que apunta.}$$

} valores en módulos, sin tener en cuenta los signos

El mayor COP era el que proporcionaba el ciclo de Carnot, que es el más eficiente:

$$\text{COP}_{SR}(\text{máx}) = \frac{T_C}{T_H - T_C}$$

$$\text{COP}_{BA}(\text{máx}) = \frac{T_H}{T_H - T_C}$$

Pero llegar a estos COP máximos es imposible con ninguna máquina los postulados de Carnot lo que demostraban era que los COP iban a ser siempre menores que los máximos

- EJEMPLO: cálculo del COP de nuestro frigorífico.

$$\text{COP}_{SR}(\text{máx}) = \frac{235^{\circ}\text{K}}{20^{\circ}\text{C} - 2^{\circ}\text{C}} = 16.3 \text{ (COP máx)} \rightarrow \text{El } Q_C \text{ sería 16.3 veces más grande que el } W \\ \text{en una recta Da igual } ^{\circ}\text{C que } ^{\circ}\text{K}$$

• El COP de una máquina puede ser > 1 . Es más, suele ser > 1 , si es ≤ 1 la máquina (frigorífico por ejemplo) sería una broma. Lo que no puede ser nunca es $>$ el COP máximo, el de Carnot.

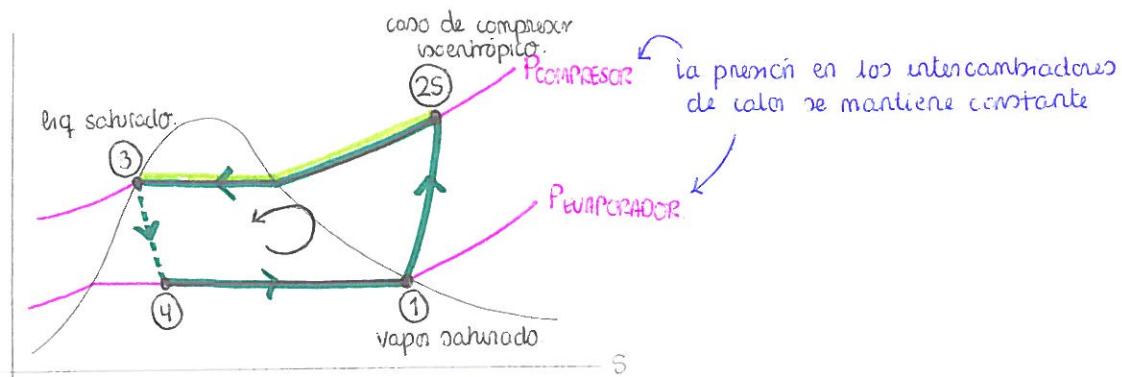
Conclusión: el COP no es exactamente un rendimiento, es otro concepto parecido.

Lo ideal sería que dentro de un sistema de refrigeración hubiera un ciclo de Carnot, pero ya hemos dicho que eso es imposible, entre otras cosas porque el tiempo de un ciclo de Carnot es ∞ , y al dudar por el tiempo para poner el ∞ encima, las potencias quedarían = cero. El más empleado es el ciclo de frío por compresión.

CICLOS DE FRÍO POR COMPRESIÓN.

Son ciclos de frío en los que se emplean fluidos en condiciones de condensación.

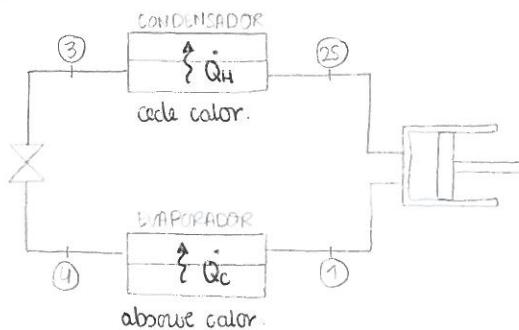
En un intercambiador la presión se mantiene constante. Entonces, si en el intercambiador se produce un cambio de estado a presión constante, la temperatura también permanece constante, y eso es interesante.



Vamos a ver como podemos resolver este diagrama.

- PROCESO ④-1: evaporador. Intercambiador en el que se produce una evaporación. La temperatura del refrigerante debe ser menor que la del ambiente.
- PROCESO 25-3: condensador. Intercambiador en el que se produce una condensación. La temperatura del refrigerante debe ser mayor que la del ambiente.
- PROCESO 1-25: la mejor forma de obtener ese resultado (y la única) es usar un compresor.
- PROCESO 3-4: la mejor forma de obtener ese resultado es con una válvula, obteniendo un proceso a entalpía = cte.

Tendríamos entonces:



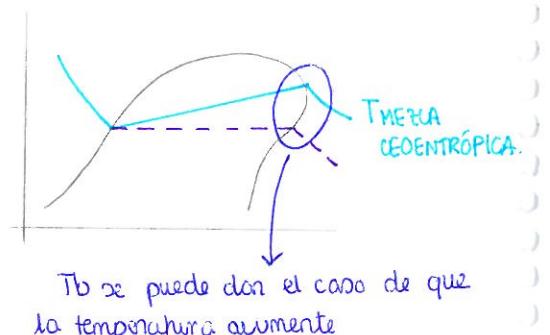
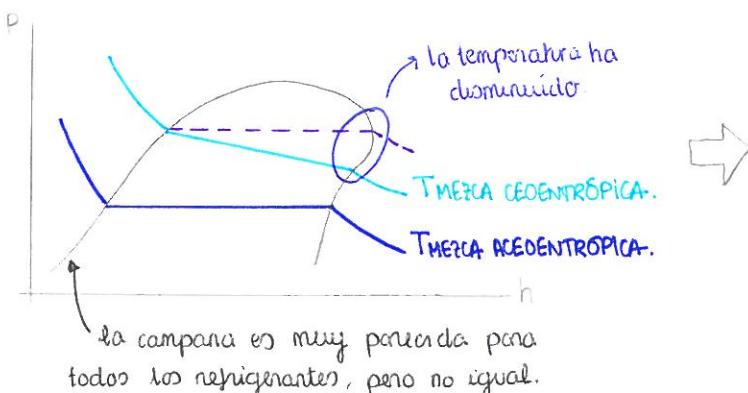
* Si se hiciera una fotografía al intercambiador vería que hay una zona en la que cambia de color, se va enfriando y luego de repente el color se vuelve = cte. A partir de ese punto se produce la condensación. (tramo —)

→ TIPOS DE REFRIGERANTES:

Lo primero que tenemos que hacer a la hora de diseñar un sistema de frío es pensar qué refrigerante vamos a utilizar para trabajar con él y sus valores.

- Existen dos tipos:
- los que al cambiar de fase a $p=\text{cte}$, lo hacen a $t=\text{cte}$. Suelen ser mercurios y se les llama MEZCLAS IDEOENTRÓPICAS. Tienen un llamado punto euteíptico. Al cambio de T^* desde líquido saturado a vapor saturado se le llama "desplazamiento".
 - los que al cambiar de fase a $p=\text{cte}$, lo hacen a $t\neq\text{cte}$. Suelen ser mercurios y se les llama MEZCLAS ACEOENTRÓPICAS. No tienen punto euteíptico.

- diagrama presión-entalpía: el más utilizado.



lo malo de los medios es que si tenemos una fuga, depende de donde sea, la medida puede cambiar y el refrigerante pararía a comportarse diferente.

En el diagrama presión-entalpía, representaremos el ciclo así:



En este caso, con esta campana, se absorberá menos calor en el intercambiador.

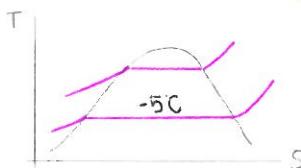
SELECCIÓN DE LAS PRESIONES DE TRABAJO:

¿Cómo se eligen las presiones de trabajo en estos sistemas de frío?

Las elegimos en función de las temperaturas con las que trabaja el intercambiador.

Para que se cumpla el 2º principio de la termodinámica (el calor va de lo más caliente a lo más frío):
 ~> el evaporador tiene que tener la $T^{\circ} <$ la T° ambiente.
 ~> el condensador tiene que tener la $T^{\circ} >$ la T° ambiente.

Si queremos una diferencia de T° de 10°C. Por ejemplo: la nevera está a 5°C y hay que poner el líquido a -5°C. Entonces tengo que poner la presión de ebullición del refrigerante a -5°C, para que mantenga la T° de en el proceso lo mismo con el condensador.



Ya tenemos las presiones, ¿el compresor? No va a ser isentrópico, porque eso sería si fuera ideal. El punto de desplazamiento al 90% o 95%.

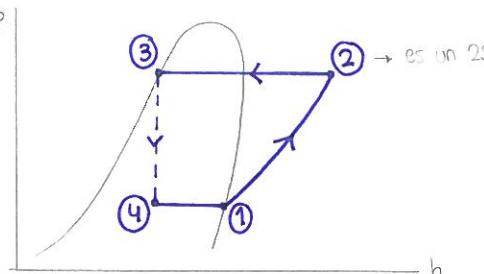
28/04/2015.

sustancia: real; refrigerante "dióxido de carbono" (se está investigando con él porque tiene "amoníaco" muy poco coeficiente de calentamiento)

Lo primero que tenemos que elegir es el refrigerante. Muchos de los que vienen en el programa ya están prohibidos. Elegimos Amoníaco. Nos saca la campana y vamos poniendo los procesos del ciclo del frío que ya vimos.

De momento lo ponemos así:

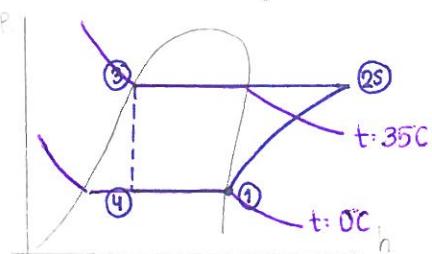
Este es antihistórico, después le pondremos números



Ahora vamos a ponerle números.

¿Cuanta diferencia de temperatura queremos? 10°C. Vamos a poner que la temperatura de la tierra para esta BOMBA GEOTERMICA que vamos a construir está a +10°C. Entonces, la T° en el evaporador que vamos a tener que poner va a ser = 0°C. ($10°C - 10°C = 0°C$) Vamos con el condensador ¿A qué T° quiero el interior de la vivienda? Por ejemplo 25°C, entonces en el condensador la tengo que poner a 35°C ($25°C + 10°C = 35°C$)

Metemos los datos en el diagrama, y observamos en el programa como van variando los datos.



- intercambiadores
- compresor
- válvula.

Una vez que tengo el ciclo lo que tengo que evaluar es

Calculamos el \dot{m} (flujo masico) y así sabremos la presión en el compresor e intercambiadores

- calculan el calor que se escapa por las paredes (en energía/tiempo).
- calculan la energía generada por las personas que habrá dentro.
- evaluar el calor de los máquinas que habrá en el interior.
- tener en cuenta también las veces que dice la normativa que hay que cambiar todo el año.

Una vez hecho el balance de las energías que nos dan y que se van, ya podemos calcular la cantidad de calor que hay que aportar. Se le llama ANÁLISIS DE CARGAS TÉRMICAS

Los kW del ANÁLISIS DE CARGAS TÉRMICAS los tiene que aportan el sistema desde 2 hasta 3. Y eso es igual a: $\dot{m}_{refrigerante} \cdot (h_3 - h_2)$ → de aquí sacamos el flujo masico del refrigerante.

Realmente no hace falta analizar todo lo anterior, con ver una factura vale porque ahí viene la energía que gastamos ¡ya nos han hecho el análisis! Schemos que energía aportan.

→ CON NÚMEROS: supongamos que de la factura sacamos $\dot{Q} = 10\text{ kW}$.

$$\dot{Q} = 10\text{ kW} : \dot{m}_R \cdot (h_3 - h_2) \rightarrow \dot{m}_R = \frac{\dot{Q}}{(h_3 - h_2)} = \frac{10\text{ kW}}{(317423 - 160155) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 7955 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

(Un programa)

Ahora que tengo \dot{m}_R ya puedo calcular calor en la salida y trabajo del compresor

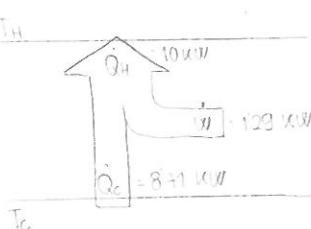
+ CALOR EN EL EVAPORADOR:

$$\dot{Q}_{evap} = \dot{m}_R \cdot (h_1 - h_4) = 7955 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (11142 - 317423) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = -871\text{ kW}$$

→ TRABAJO EN EL COMPRESOR:

$$\dot{W} = \dot{m}_R \cdot (h_2 - h_3) = 7955 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (31742 - 160155) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = -13\text{ kW}$$

Esto significa:



\rightarrow pot. eléctrica que consume el compresor

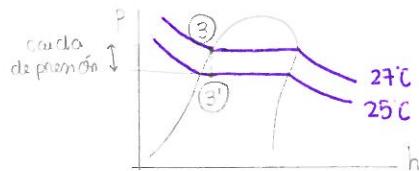
$$COP_{B2} = \frac{10\text{ kW}}{13\text{ kW}} = 0.77$$

$$COP_{BQ} = \frac{T_{mH}}{T_{mH} - T_{mC}} = \frac{\dot{Q}_H}{W}$$

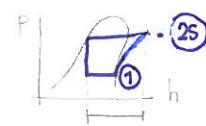
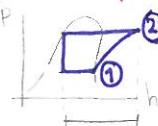
cuanto mayor sea esta diferencia, peor COP y más W hay que pagarla. Por eso las BQ funcionan bien a los T^o dadas y funcionando con todo el día. Se podría hacer que tuvieran las T^o de los radiadores, en los que el agua pasa a 80^oC , pero requeriría mucho W. se comería casi toda la potencia eléctrica contratada. Esto va bien en, por ejemplo, suelos radiantes.

la pérdida de carga en el mundo de frío se expresa en "unidades de diferencia de T^o ", aunque se sigue refiriendo a una caída de presión.

Ejemplo: pérdida de carga en ③ es de 2^oC



*RECORDATORIO inentropico \Rightarrow adiabático. Por eso se busca que el proceso ① \rightarrow ② sea lo más inentropico posible, para que se intercambie el mayor calor posible en el intercambiador y no antes.



$$\Delta S = \int_1^2 \frac{\delta Q}{T} + 0, \quad \Delta S = 0 \Rightarrow \delta Q = 0$$

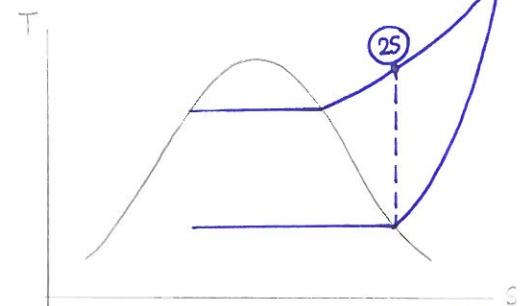
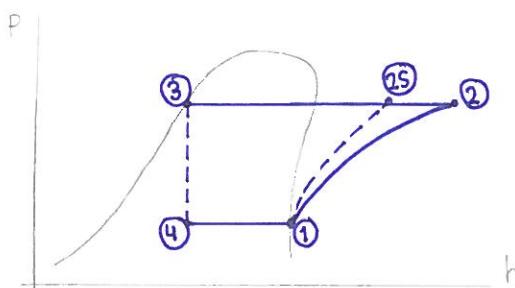
\rightarrow más grande \Rightarrow más dif entalpica \Rightarrow peor COP

En el problema anterior:

$$\eta_{comp} = 0.85 \quad m = 1 - \frac{T_{mH}}{T_{mC}} \quad \dot{W}_{comp} = \frac{13 \text{ kW}}{0.85} = 15.3 \text{ kW}$$

$$\eta_{meccano} = 0.90 \quad \dot{W}_{meccano} = 1.4 \text{ kW}$$

$$\eta_{eléctrico} = 0.98 \quad \dot{W}_{eléctrico} = 1.3 \text{ kW}$$



a mayor diferencia de entalpia
peor COP

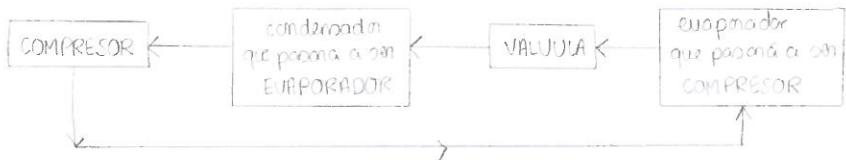
Una bomba de calor puede funcionar como un sistema de frío, y un sistema de frío puede funcionar como bomba de calor. Solo hay que poner una válvula inversora.

OJO! cambian el sentido del flujo del sistema no es que se pueda cambiar el sentido en el diafragma.

• Un sentido:



• Otro sentido:



El condensador siempre intercambiará más calor que el evaporador, entonces deberá tener más capacidad, por esta razón, si ambos intercambiadores deben poder funcionar como evap-cond, habrá que dimensionarlos según las necesidades del condensador, que serán mayores.

los dos intercambiadores deben estar dimensionados como si los dos fueran CONDENSADOR
¿Por qué? en el diagrama el condensador se verá la línea de arriba, y digamos que el calor intercambiado era lo que habíamos dejado de esa linea.

EL CICLO DE FRÍO POR COMPRESIÓN es el que se utiliza en el 90% de los casos. Existen más ciclos de frío pero este es el más utilizado.

los refrigerantes presentan principalmente dos problemas ambientales:

→ POT. DEL CALENTAMIENTO GLOBAL es el máximo problema.

→ DESTRUCCIÓN DE LA CAPA DE OZONO: la capa de ozono es la encargada de filtrar las radiaciones solares sobre ella, la nota tal y como la conocemos no sería posible. Va atacando sobre todo moléculas con O₃, y ya tiene un agujero que tiende a crecer.

Se tiende a emplear el CO₂ como refrigerante, pues su coef. de calentamiento global es bajo, pero todavía no se usa comúnmente.

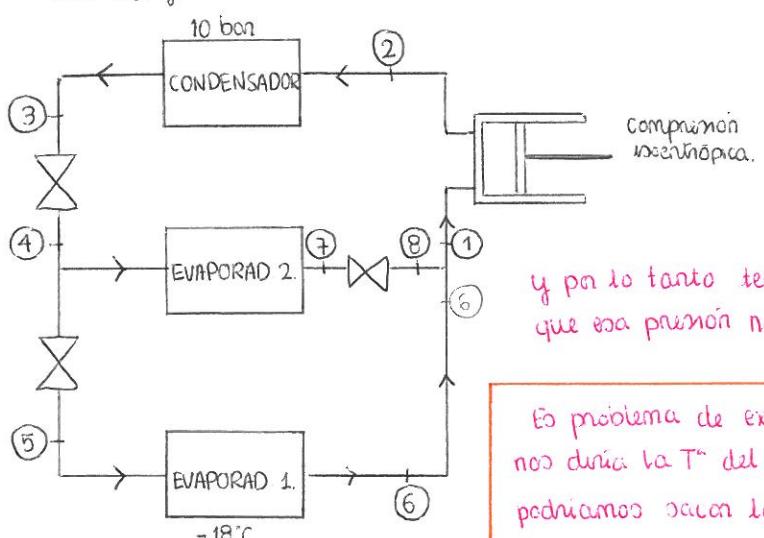
⊗ Examen.

PROBLEMA 10.15. MORÁN.

Sistema de frío por compresión con 2 evaporadores Frigorífico con congelador, por ejemplo

(didácticamente los colocamos así, pero en la realidad no están así puestos)

R12 refrigerante:



* cada vez que uno de los elementos con una tubería la presión se iguala. Poco a poco esto coloca una válvula. Hay que tenerlo en cuenta a la hora de diseñar.

En las entradas a los intercambiadores está clara la ubicación de las válvulas, pero a la salida podemos hacerlo. El evap 2 trabajará a menor T° que el evap 1, y por lo tanto tendrá menor presión. La única manera de conseguir que esa presión no caiga, es poniendo la válvula donde está.

Es problema de examen, pero él no daba presiones de trabajo; nos daba la T° del entorno y la dif de T° y con estos datos podríamos sacar las presiones de trabajo de los intercambiadores.

También pediría: - diagrama de estados
- COP global.

Una vez que lo veo todo más claro con el diagrama pintado voy sacando datos

$$\left. \begin{array}{l} h_3 = 76'26 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \rightarrow h_1 - h_3 = h_5 \\ h_6 = 179'63 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \\ h_7 = 188'0 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \rightarrow h_4 - h_7 \end{array} \right\} \text{tablas}$$

con esto ya puedo sacar

$$\left. \begin{array}{l} m_1 = \frac{Q_{\text{refrigerante}}}{h_6 - h_5} = \frac{633 \frac{\text{kJ}}{\text{min}}}{(179'63 - 76'26) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = \\ m_2 = \frac{Q_{\text{refrigerante}}}{h_7 - h_4} = \frac{422 \frac{\text{kJ}}{\text{min}}}{(188'0 - 76'26) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \end{array} \right.$$

Nos queda determinar:

→ estado 1: como si fuera un intercambiador de calor:

$$\left. \begin{array}{l} m_1 \cdot h_6 + m_2 \cdot h_8 = m_1 \cdot h_1 \\ m_1 + m_2 \end{array} \right\} \Rightarrow h_1 = \frac{m_1 \cdot h_6 + m_2 \cdot h_8}{m_1 + m_2} =$$

$$P_t = P_s = P_a = p_{\text{sat}}(-18^\circ\text{C}) = 1630 \text{ Pa}$$

$$h_1 = (\text{interpolación doble}) = ?$$

En refrigerantes se busca que la presión más baja sea más alta que la atm, para que no haya una fuga el refrigerante salga pero no entre aire al sistema, aunque hoy en día con el tema medio ambiente esto es discutible

→ estado 2: con h_1 determina S_1 , y $S_1 = S_2$

$$\left. \begin{array}{l} \text{estado } 2: \\ (\text{el que es el con} \\ \text{reservatorio}) \end{array} \right\} \begin{array}{l} 10 \text{ bar} \\ S_{\text{gen}} = S_1 = \end{array} \xrightarrow{\text{tablas}} h_{2s} - h_2 = \frac{x_2}{x_2}$$

... en caso de que me den el rendimiento isoenérgico:

$$\eta_c = \frac{h_1 - h_{2s}}{h_1 - h_2} \rightarrow h_1 - h_{2s} = \frac{h_1 - h_2}{\eta_c} \rightarrow h_2 - h_1 = \frac{h_1 - h_{2s}}{\eta_c}$$

b. \dot{W}_{comp} ?

$$\dot{W}_{\text{comp}} = (m_1 + m_2) (h_1 - h_2) =$$

↑
consumido

c. Si me piden \dot{W}_{elec} y me dan η_m (rendimiento mecánico)

$$\dot{W}_{\text{elec}} = \frac{\dot{W}_{\text{comp}}}{\eta_m}$$

d. Si me piden \dot{W}_{elec} y me dan η_{elec}

$$\dot{W}_{\text{elec}} = \frac{\dot{W}_{\text{comp}}}{\eta_{\text{elec}}} \rightarrow \text{con esto podría calcular el gasto}$$

DATOS: ⑥ $\begin{cases} -18^\circ\text{C} \\ x=1 \end{cases}$

⑦ $\begin{cases} 32 \text{ bar} \\ x=1 \end{cases}$

⑧ $\begin{cases} 10 \text{ bar} \\ x=0 \end{cases}$

$Q_{\text{evap}1} = 3 \text{ ton} \quad (1 \text{ ton} = 211 \frac{\text{KJ}}{\text{min}})$

Q_{evap 2}

$= 2 \text{ ton}$. \rightarrow nos los dan pq es un problema didáctico, pero si fueranos a hacer un trazado gráfico lo tendríamos que calcular nosotros con los valores específicos de la bombilla, los caloros.

¡Atención! ④, ⑤, ⑥ tienen la misma T.

6 8 1 no tienen la misma T \rightarrow considerando como un intercambiador de medida.

a. ¿m_{ref} evap 1?, ¿m_{ref} evap 2? (kg/s).

Q_{evap 1}: $m_1 (h_6 - h_5) \rightarrow m_1 = \frac{Q_{\text{evap}1}}{h_6 - h_5}$

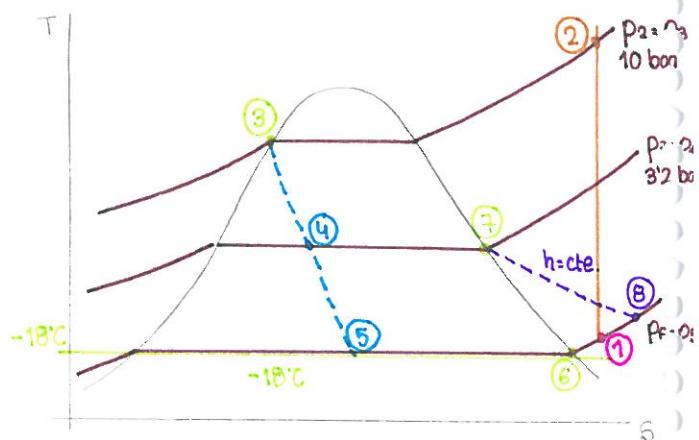
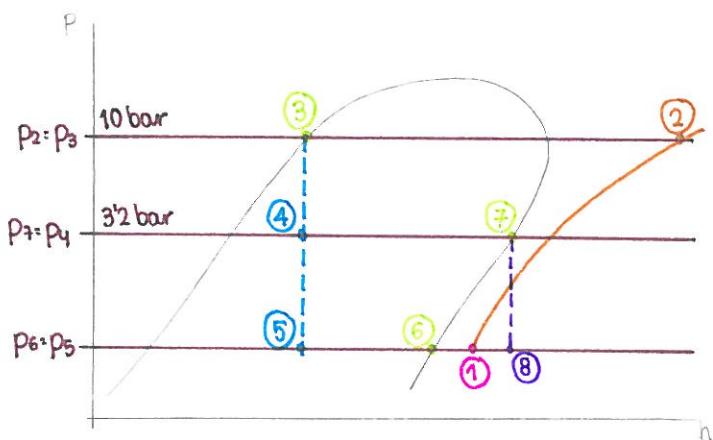
Q_{evap 2}: $m_2 (h_7 - h_4) \rightarrow m_2 = \frac{Q_{\text{evap}2}}{h_7 - h_4}$

W_{comp} = $m (h_1 - h_2) \rightarrow W_{\text{comp}} = (m_1 + m_2) (h_1 - h_2)$

hay que determinar los prop. termodinámicos en todos los estados

Es R12, no hay HP que valga. Debemos mandar muy bien las tablas.

El siempre nos mandará dibujar el DIAGRAMA DE ESTADOS.



1º empiezo pintando los presiones —

2º Hay unos puntos y una linea de T que ya puedo dibujar • —

3º Con las relaciones conocidas puedo pintar más puntos en el diagrama p-h • ---

4º En el diagrama T-s pintamos los líneas en los valitos:

→ Si adiabática irreversible \rightarrow entalpía aumenta. Nunca puede \rightarrow NUESTRO CASO

→ Si adiabática reversible \rightarrow senda isenthalpica

Punto los puntos • --- y ya nos hacemos una idea de los calores. Es la superficie que queda por debajo de la linea 3-4-5 en el diagrama T-s

5º Dado el estado 7 al 8 hay una válvula \rightarrow entalpía constante (INDADO!) en el caso del R12 que tenemos queda fuera de la campana porque es:



... pero también hay refrigerantes
(y entonces 8 quedaría dentro de
la campana)



6º Para el estado 1 el refrigerante que viene desde 6 se manda con el de 8. Tomamos ⑥ = ⑧ (sólo que...) pero esto en realidad no es así porque según avanza de ⑥ a ⑧ va perdiendo presión y T, pero a nosotras nos vale suponer que son =

Si mando un vaso de agua a 10°C con agua a 0°C, sabemos que la temperatura quedó entre 10°C y 0°C

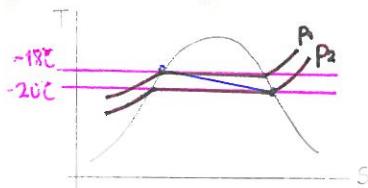
Pero esto es lo mismo: punto T₁ entre T₆ y T₈ (a la misma presión)

7º Como el compresor es isenthalpico, punto 2 (si me dieran un rendimiento de compresor la aplicaría y ya está) • —

→ COSAS "RARAS" QUE NOS PODEMOS ENCONTRAR:

- Como ya comentamos el año díar nos pueden dar la pérdida de conga en °C.

Ejemplo: en el ejercicio anterior nos dicen una pérdida de conga de 2°C en el evaporador.



Baja de -18°C a -20°C → Baja de p_1 a p_2

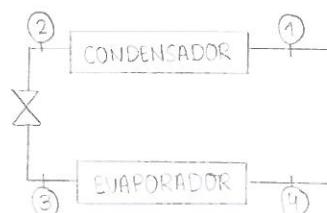
- En algún problema nos pueden hablar de "manótermómetro". OJO, que aunque tenga ese nombre, solo mide presiones la T° que marca es la T° de ebullición de ese refrigerante a esa presión. Tenemos que tener cuidado con si está midiendo:

- PRESIÓN ABSOLUTA: estará referenciado al 0

- PRESIÓN MANOMÉTRICA: tendrá un 0 y un -1 es presión de vacío.

• LA MÁQUINA DE ABSORCIÓN.

Tengo una máquina de frío por compresión, una normal...



... ¡No he pintado el compresor!

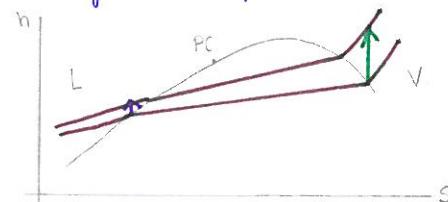
Para poder entender la máquina de absorción, hay que entender antes algunas cosas

- ① Los gases se disuelven en los líquidos. Ejemplo: el aire se dissolve en el agua y el agua en el aire. Además, la capacidad que tiene un líquido para disolver un gas es inversamente proporcional a la T°: a menor T°, mayor capacidad de absorción.

Ejemplo: por la noche te llevas un vaso de agua a la mesita y cuando te despistas por la mañana... ¡Hay burbujas! Algunas de estas burbujas están causadas por agentes microbianos (aquí no entramos) pero otras están causadas porque tu por la noche sacaste el agua del grifo a 6-7°C, pero el ambiente está a mas T°. Al aumentar la T° del agua, pierde capacidad para disolver el gas y por eso salen burbujas.

↳ va a haber un líquido absorbendo y un gas absorbido.

- ② Si dibujo un diagrama entalpía-entalpía:



Ejemplo:

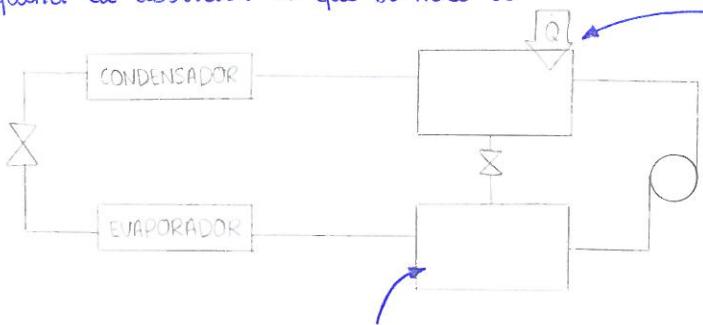
→ quiero comprimir vapor de agua isenthalpicamente ↑

→ quiero comprimir agua líquida isenthalpicamente ↑

¿Qué prefiero? comprimir líquido!!! voy a consumir mucho menos

Por tanto, una bomba consumirá menos que un compresor.

En la máquina de absorción lo que se hace es



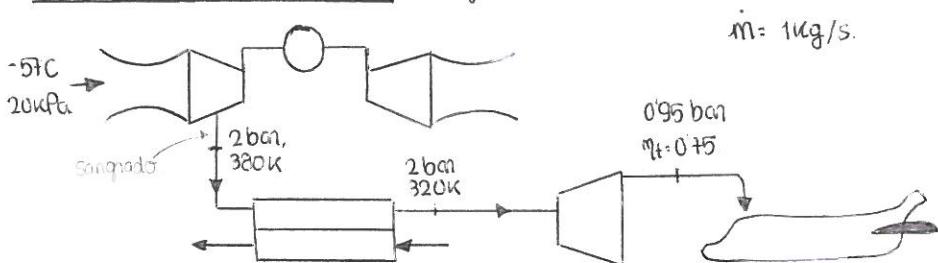
Se aparta energía en forma de calor para favorecer la separación. El refrigerante se eleva al circuito de frío. El líquido lo sacamos por otro tubo, donde instalamos una válvula para que no caiga la presión pero caiga la T° .

A menos T° mas va a disolver. Se disuelve y lo que tenemos que comprender es un líquido. Entonces usamos una bomba, que gasta mucho menos que un compresor.

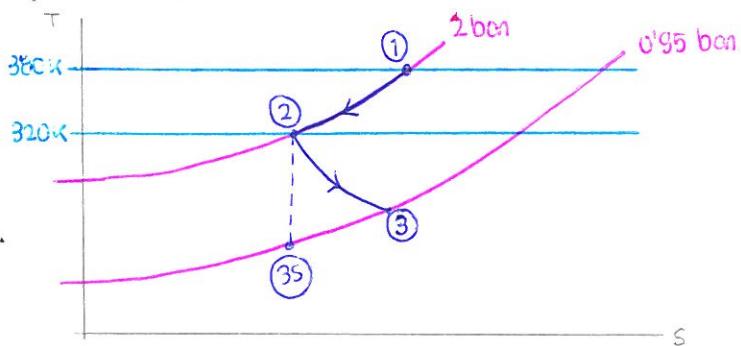
La bomba también se podría sustituir por algo que aumente la presión mediante calor.

Lo malo de las máquinas de absorción es que no son tan buenas como los sistemas de frío por compresión. Lo bueno es que no necesitan ser enchufadas a la corriente \rightarrow i cubitos de hielo en la nevera!

PROBLEMA MORÁN (muy didáctico, poco real)



→ Dibujan el diagrama de estados



a. ¿ W_t (kW)? potencia de la bomba.

$$W_t = \dot{m} (h_2 - h_3) = \dot{m} \cdot m_f (h_2 - h_3) = \text{(lo tenemos todo)}$$

b. ¿ \dot{Q} (kW)?

$$\dot{Q} = \dot{m} (h_2 - h_1)$$

TEMA 3: COMBUSTIÓN

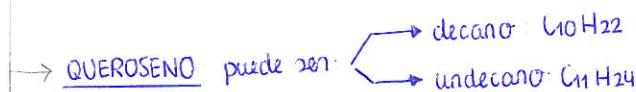
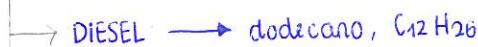
En una combustión tenemos dos partes:

combustible
comburente

• **COMBUSTIBLES**: gasolina, queroseno, gas natural, celulosa (biomasa), carbón... Hay muchos. Para empezar a estudiar la combustión hay que modelizar los combustibles (asociando un modelo)

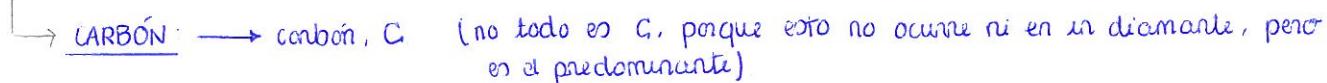


En realidad la gasolina no es todo octano. En la gasolinera echamos una mezcla donde predomina el octano, pero la proporción es variable. Son varios hidrocarburos en los que el componente principal es el octano. Así ocurre con todos.



Dentro de los hidrocarburos es el mejor combustible, porque es la cadena más corta. En el dodecano, por ejemplo, puede caer el O_2 en el medio y parar la cadena, entonces no toda la cadena participaría en la combustión y saldrían humos. Además, es mucho menos denso que el aire, por lo que siempre que hay una fuga abierta y se irá.

Como solo tiene un átomo de carbono, no hay posibilidad de que se rompa la cadena y queden cadenitas quemadas.



Además de los hidrocarburos tenemos EL HIDRÓGENO. No tiene carbono, por lo que al quemarse no se va a producir CO_2 , que tiene muchos efectos negativos. (H_2)

• **COMBURENTE**: siempre es el OXÍGENO, (O_2). El O_2 que encontramos a nivel del suelo va acompañado por su amigo el nitrógeno.

Nosotros vamos a considerar en principio que tenemos "aire seco", sin vapor de agua, aunque ya sabemos que esto no es real. Recordamos que la composición del aire era

79% → N_2
21% → O_2



en 100 moles de aire seco → 79 mol de N_2 + 21 mol de O_2

en 1 mol de aire seco → 0,79 mol de N_2 + 0,21 mol de O_2

normalmente se expresa

4,76 mol aire seco → 3,76 mol N_2 + 1 mol O_2 .

HIDROCARBUROS

CLASIFICACIÓN DE LAS COMBUSTIONES.

Las combustiones pueden ser:

- completas: se quema todo el combustible
 - estequiométricas: empleamos el combustible y comburente juntos. No sobra nada.
 - no estequiométricas: sobra comburente.
- incompletas: no se quema todo el combustible

REFERENCIA: COMBUSTIONES COMPLETAS Y ESTEQUIMÉTRICAS

Como productos de una reacción siempre obtenemos

cosos:

- si quemamos hidrocarburo con aire sin nitrógeno: $\left. \begin{array}{l} \text{CO}_2 \\ \text{H}_2\text{O} \end{array} \right\}$ estado vapor
- si quemamos hidrocarburo con aire con nitrógeno $\left. \begin{array}{l} \text{CO}_2 \\ \text{H}_2\text{O} \\ \text{N}_2 \end{array} \right\}$ estado líquido
- si quemamos hidrógeno con aire sin nitrógeno H_2O

$\left. \begin{array}{l} \text{CO}_2 \\ \text{H}_2\text{O} \\ \text{N}_2 \end{array} \right\}$ → sin reacción (Pasa por la reacción sin reacción)

→ ejemplo: quemamos dodecano con aire:



1º ajustamos la reacción: $c = 12 : b$

$$\text{H: } 26 = 2c \rightarrow c = 13$$

$$\text{O: } 2a = 2b + c \rightarrow a = 18'5$$

$$\text{N: } 2a \cdot 3'76 = 2d \rightarrow d = 69'56.$$



RELACIONES:

→ AC: relación aire-combustible: masa de aire por cada kg de combustible: $AC = \frac{m_{\text{aire}}}{m_{\text{comb}}}$

→ CO₂C: relación CO₂-combustible: masa de CO₂ generada por cada kg de combustible consumido

$$CO_2C = \frac{m_{\text{CO}_2}}{m_{\text{comb}}}$$

• relación AC: $AC = \frac{4'76 \cdot 18'5 \text{ kmol aire}}{1 \text{ kmol comb}} = 88'05 \frac{\text{kmol aire}}{\text{kmol comb}}$

$$88'05 \cdot \frac{28'97}{12 \cdot 12 + 26} \cdot \frac{\text{kg aire}}{\text{kmol C}} = 15 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg C}}$$

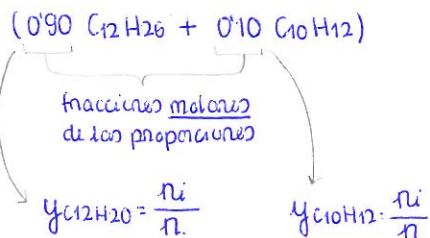
$$\rightarrow M = 28'97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \rightarrow 1 \text{ kmol aire} = 28'97 \text{ kg aire}$$

masa molecular del aire.

• relación CO₂C: $CO_2C = \frac{12 \text{ kmol CO}_2}{1 \text{ kmol comb}} \rightarrow CO_2C = \frac{12 \cdot 44 \text{ kg CO}_2}{12 \cdot 12 + 26 \text{ kg comb}} = 3'11 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg comb}} = \frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg comb}}$

ρ_{comb} = 0'20

~ ejemplo de mezclar en combustible: decano y dodecano

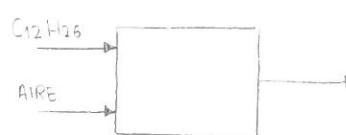
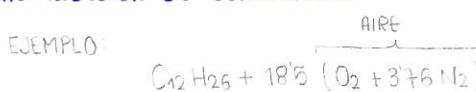


BALANCE DE ENERGÍA EN COMBUSTIONES.

• Si estamos hablando de sistemas abiertos: $\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + m_e (h_e + \frac{1}{2} C_e^2 + g_e z_e) - m_s (h_s + \frac{1}{2} C_s^2 + g_s z_s)$

• Si estamos hablando de sistemas cerrados: $\Delta U = Q - W \rightarrow \frac{dU}{dt} = \dot{Q} - \dot{W}$

Esto igual que en termodinámica I, ¿que cambia si hablamos de aplicar el balance de energía a una reacción de combustión?



¿Cómo evalúo lo que sale si es ≠ a lo que entra?
Con la llamada entalpía de formación

Recordamos que una reacción completa y estquiométrica era en la que se empleaban tanto el comburente y el combustible juntos. Si no que sabes nada. Pero No puede haber exceso de aire.

Si hay exceso de aire, tendemos a pensar que la reacción es siempre completa, pero hay dos parámetros a evaluar

- el tiempo
- lo mencionados que estén: los rigómenes turbulentos son variables

Es decir, que para que la reacción se tiene que "encontrar todo con todo", y para que esto ocurra debe pasar tiempo y haber un proceso de mezcla.

Entonces, dentro de las reacciones con exceso de aire, hay 2 tipos de reacciones

- | |
|--|
| $\left\{ \begin{array}{l} \rightarrow R \text{ COMPLETAS}: \text{dan lugar a: } \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2 + \text{O}_2 \\ \qquad \qquad \qquad \text{(R EXCESO DE AIRE Y COMPLETA)} \\ \qquad \qquad \qquad \text{oxygeno que sobra, pq ya dejamos que no sea estquiométrica, q hay exceso de aire} \end{array} \right.$ |
| |

Lo peor de estas incompletas es ese CO (12 de C + 16 de O: 28 en media < 28.87 de aire), que en función de cuál sea su pronóstico parcial (de n hay mucho o poco CO) puede tener una demanda parecida a la del aire.

$$\text{P}_e \text{CO} = \text{R}_e \text{CO} T \rightarrow \frac{\text{P}_e \text{CO}}{\text{f}_e \text{CO}} = \text{R} \cdot T \rightarrow \text{P}_e \text{CO} = \text{m}_e \cdot \text{R}_e \text{CO} T$$

Según aumenta la masa de CO, ↑ Pparcial CO, y su demanda también aumenta, entonces ↑ fCO y se acumula abajo. Si el nivel va subiendo, al final hay gente que acaba muriéndose con un bronco de círculo

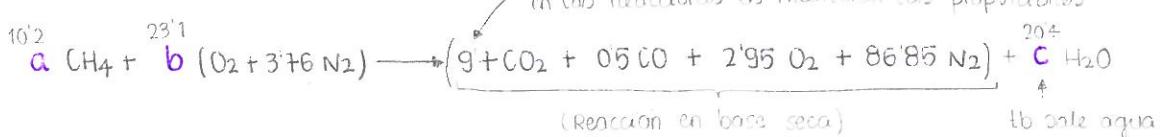
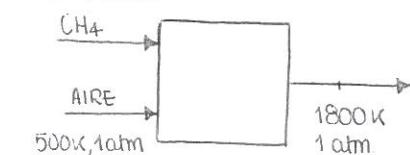
Lo que debemos saber, lo más importante, es qué se obtiene en cada reacción y en qué proporción. (En el caso de reacciones incompletas, la única forma es medir con un aparato, no se puede hacer de otra manera)

④ Si me dan aire húmedo y la HR, con esta HR sacamos w y a partir de w la fracción molar. De esta manera, ya podemos obtener las proporciones de aire y agua.

OJO, que en reacciones siempre nos referimos a fracciones molares

PROBLEMA EJEMPLO SOBRE REACCIÓN DE COMBUSTIÓN Y ENTELPIA DE FORMACIÓN. MORAN RESUEL 13.5

400 K, 1 atm



- ajustamos la reacción: Resultados (igual que el otro día) $a = 10^2$

$$b = 23.1$$

$$c = 20.4$$

$$\text{Entalpia: } \bar{H} = \frac{23.1 \cdot 4.76 \text{ Kmol/mol}}{10^2 \text{ Kmol comb}} = 10.78 \frac{\text{Kmol a}}{\text{Kmol c}} \rightarrow \bar{H} = 19.47 \frac{\text{Kg a}}{\text{Kg c}}$$



$$\bar{H} \text{ constante: } 9.52 \frac{\text{Kmol a}}{\text{Kmol c}} = \dots < 19.47 \frac{\text{Kg a}}{\text{Kg c}} \Rightarrow \text{AIRE EN EXCESO}$$

a) Porcentaje de aire leíto

$$\% \text{ AIRE ESTEQ} = \frac{10.78}{9.52} \cdot 100 = 113\% \Rightarrow \text{exceso de aire del 13\%}$$

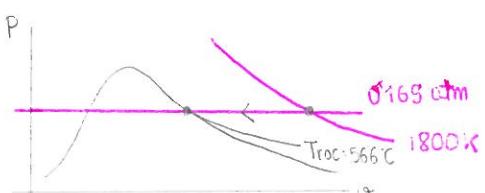
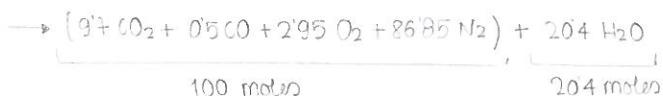
b) Temperatura de nacimiento de los productos

Los gases de una caldera salen y combinan a presión atmosférica, porque los mismos descienden a la atmósfera, y si no hay nada que lo impida, la p se mantiene

En este caso $P_{atm} = 1 \text{ atm} \rightarrow 1 \text{ atm} = \text{suma de los componentes parciales: } P_{O_2} + P_{N_2} + P = \frac{n_i}{n} \cdot P$

$$\frac{n_i}{n} \cdot P = \frac{20.4 \text{ Kmol}}{120.4 \text{ Kmol}} \quad 1 \text{ atm} = 0.169 \text{ atm}$$

esta parte de:



c). Para régimen estacionario determinar $\frac{\dot{Q}}{m_c} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kgmec}} \right)$ (despreciando Ec y Ep)

$$0 = \dot{Q} - \dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s \quad \text{PROBLEMA: no entra lo mismo que sale}$$

* la entalpía molar de una sust. a unas condiciones de T, p es: $\bar{h}(T, p) = h_f^\circ + [\bar{h}(p, t) - \bar{h}(p_{ref}, T_{ref})]$

EJEMPLO CH₄:

la entalpía del metano a las condiciones dadas (400K, 1atm)

$$\begin{aligned} &\text{La entalpía de formación del metano a las condiciones que nos dan en la tabla A-24} \\ &(298\text{K y 1 atm}) = 221 \\ &= -323520 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

la entalpía del metano en esas condiciones si fuera gas ideal

(si fuera sust. cerrado, para la ecuación necesito la u = h + p·v, saco h y u = p·v - h)

Diendo la reacción entre 10.2 (para referirlo a 1 kmol de comb.)



$$\begin{aligned} \frac{\dot{Q}}{m_c} &= 0'951 [h_f^\circ + h(1800\text{K}, 1\text{atm}) - h(298\text{K}, 1\text{atm})]_{\text{CO}_2} + 0'049 [h_f^\circ + h(1800\text{K}, 1\text{atm}) - h(298\text{K}, 1\text{atm})]_{\text{CO}} + \\ &\quad + 0'289 [h_f^\circ + h(1800\text{K}, 1\text{atm}) - h(298\text{K}, 1\text{atm})]_{\text{H}_2\text{O}} - 1 [h_f^\circ + h(400\text{K}, 1\text{atm}) - h(298\text{K}, 1\text{atm})]_{\text{CH}_4} - \\ &\quad - 2'265 [h_f^\circ + h(500\text{K}, 1\text{atm}) - h(298\text{K}, 1\text{atm})]_{\text{O}_2} - 8'515 [h_f^\circ + h(500\text{K}, 1\text{atm}) - h(298\text{K}, 1\text{atm})]_{\text{N}_2} = \end{aligned}$$

$\dot{Q} = \dot{m}_s \cdot h_s - \dot{m}_e \cdot h_e \Rightarrow$ las salidas se suman y las entradas se restan. ($\dot{Q} = \underbrace{h_p}_{\text{entalpía de los productos}} - \underbrace{h_r}_{\text{entalpía de los reactivos}}$)

$$\frac{\dot{Q}}{m_c} = -221'235 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = -13827 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \frac{\dot{Q}}{\dot{m}} = \frac{\dot{Q}}{\dot{m}}$$

→ Θ_9 CALOR DESPRENDIDO BIEN

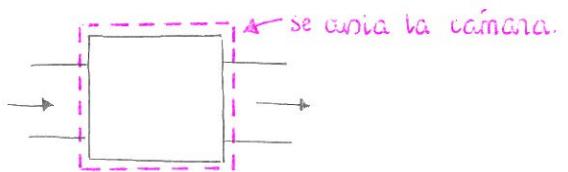
entalpía de los productos
entalpía de los reactivos

? $-13827 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ rotó en orden de magnitud? Esto es el poder calorífico?

PODER CALORÍFICO cantidad de calor que disipa 1 kg combustible en una reacción completa y estequiométrica.

Esta reacción no es completa, no con exceso de aire. Para calcular el poder calorífico tendríamos que hacer lo mismo en una reacción completa. Quedaría un número mayor (que al % del aire sería el 100%).

T^* ADIABÁTICA DE LA LLAMA: la T^* que se producía en el interior de la cámara de combustión si esta se aislara, es decir, si la combustión se hiciera sin intercambio de calor



Si se aísla la cámara:

$$\dot{Q} = H_p - H_R$$

Desconocemos la T^* de salida, que ya no son los 1800K. Hay muchas incógnitas esta vez. Tendrámos que resolver mediante un 'proceso' " ", habrá que ir buscando una T^* , probando con muchos, hasta que se cumpla la igualdad

la T^* adiabática de la llama es la T^* a la que saldrían los productos en la combustión adiabática si la combustión es completa y estoquiométrica.

↳ VER EJEMPLOS DEL MORÁN.

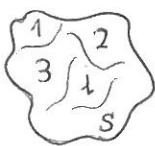
EXAMEN TRES PROBLEMAS:

- PROBLEMA 1: sobre pnrometría } sobre un humidificador ó
 | sobre una torre de refrigeración.
- PROBLEMA 2: sobre sistemas de hielo } sobre un refrigerador ó
 | sobre una BQ.
- PROBLEMA 3: sobre combustión, sobre un balance de energía de los íconos de entalpia h°

TEMA 1: MEZCLAS NO REACTIVAS

• CARACTERIZACIÓN DE MEZCLAS

Hay dos maneras de caracterizar una mezcla:



mezcla compuesta por s sustancias, cada una en cierta proporción.

• En masa: $m_i \rightarrow m_{\text{TOT}} = \sum_i m_i$

$$\text{fracción masica: } f_m = \frac{m_i}{m} \rightarrow \sum f_m = 1$$

• En n de moles: $n_i \rightarrow n_{\text{TOT}} = \sum_i n_i$

$$\text{fracción molar: } f_n = \frac{n_i}{n} \rightarrow \sum f_n = 1$$

→ EL AIRE SECO está compuesto por:

	y_i	$M_i (\text{kg/Kmol})$
N ₂	0.79	28.97
O ₂	0.21	32.00
otros	-	-

Entonces, la "masa molecular ficticia" del aire seco

$$M_a = 28.97 \frac{\text{kg}}{\text{Kmol}} \cdot 0.79 + 32.00 \frac{\text{kg}}{\text{Kmol}} \cdot 0.21 = 28.97 \frac{\text{kg}}{\text{Kmol}}$$

Con la masa molecular ficticia podemos:

$$\rightarrow \text{Calcular la R del aire } R = \frac{\bar{R}}{M_a} \rightarrow R_a = \frac{8.314 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol K}}}{28.97 \frac{\text{kg}}{\text{Kmol}}} = 0.287 \frac{\text{KJ}}{\text{K kg}}$$

→ Obtener una presión y una temperatura crítica ficticias:

$$P_c = \sum y_i \cdot P_c$$

y calcular P y T reducidos

$$T_c = \sum y_i \cdot T_c$$

$$P_R = \frac{P}{P_c}$$

$$T_R = \frac{T}{T_c}$$

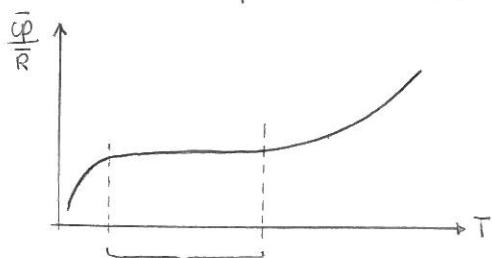
y con ellos entras en la "gráfica de compresibilidad" y ver si se puede considerar el aire GI.

En nuestras aplicaciones de climatización, dadas las condiciones, siempre podemos considerar el aire seco en GI → cumplirá $P \approx R T$.

Esto sucede porque siempre $P \ll \ll P_c \rightarrow P_R \approx 0 \rightarrow z \approx 1$.

* ya hemos visto que podemos considerar el aire seco GI, i y GP?

Recordamos que tenemos una gráfica:



Había una zona en la que la curva era casi plana, y allí c_p no dependía de T , era $\approx \text{cte}$, por tanto allí el aire se podía considerar GP.

En climatización, trabajaremos en T° de esta zona → aire se podrá considerar GP

$c_p \cdot w = R \rightarrow$ si c_p no depende de T , w tampoco. Entonces el aire seco cumplirá:

$$\Delta u = \int_1^2 w \cdot dT = w(T_2 - T_1)$$

$$\Delta h = \int_1^2 c_p dT = c_p(T_2 - T_1)$$

→ EL AIRE HÚMEDO

aire seco + vapor de agua.

Ya hemos analizado el aire seco, veamos que pasa con el vapor de agua:

$$(H_2O)_{\text{vapor}}, \text{ es una sustancia pura con: } \left. \begin{array}{l} M_{H_2O} = 18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\ P_c = 220 \text{ g bar} \\ T_c = 647,3 \text{ K} \end{array} \right\}$$

* si podemos considerar el vapor de agua GI? Vamos a ver...

$$\frac{P_{\text{TOT}}}{P_{\text{vap}}} = \frac{P_a}{P_{\text{vap}}} \approx 0, \text{ porque } P_a \ll P_{\text{vap}} \rightarrow z \approx 1 \rightarrow \text{vapor de agua en estas condiciones GI.}$$

→ estamos a aproximadamente 1 bar de presión total, y según dalton, la P_{TOT} es la suma de las presiones parciales. Entonces ese 1 bar = aire seco + P_{vap} . Pero en el aire húmedo hay mucho aire y poco vapor, por tanto la presión parcial del vapor sera ≈ 0 aunque P_{vap} no sea tan alta como la del aire, podemos $P_{\text{vap}} \approx 0$

$$\text{Por otro lado } \bar{R}_v = \frac{8314 \frac{\text{KJ}}{\text{kmolK}}}{18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 0,462 \frac{\text{KJ}}{\text{kgK}}$$

* si podemos considerarlo GP? en este caso no, porque la curva del agua en la gráfica $\bar{P}/\bar{R} - T$ no tiene zonas planas, pero no es problema, porque Δh_f y Δu_f se suelen calcular con aproximaciones.

- si GI $\rightarrow h(p,t) \approx h_f(t)$

↓
que ya hemos visto que
si lo es

- si no $\rightarrow n(p,t) \approx h_f(t)$

CARACTERIZACIÓN DEL AIRE HÚMEDO.

Para caracterizar el aire húmedo no necesitamos fracción molar ni molal, si no los conceptos de "humedad absoluta" y "humedad relativa".



Recordamos que podemos considerar tanto el "aire seco" como el $(H_2O)_v$, GI.

- HUMEDAD ABSOLUTA: $w = \frac{m_v}{m_a} \quad (\text{masa vapor})$

$$\left. \begin{array}{l} m_v: \frac{P_v \cdot V}{R_v \cdot T} \\ m_a: \frac{P_a \cdot V}{R_a \cdot T} \end{array} \right\} w = \frac{m_v}{m_a} = \frac{\frac{P_v \cdot V}{R_v \cdot T}}{\frac{P_a \cdot V}{R_a \cdot T}} = \frac{R_a}{R_v} \cdot \frac{P_v}{P_a} = \frac{\frac{R_a}{M_a}}{\frac{R_v}{M_v}} \cdot \frac{P_v}{P_a} = \frac{18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} v}{28,97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} a} \cdot \frac{P_v}{P_a} \rightarrow w = 0,622 \frac{P_v}{P_a} = 0,622 \frac{P_v}{P_T - P_a}$$

necesitamos conocer P_v y P_a , ello nos ayudamos del siguiente concepto.

- HUMEDAD RELATIVA: $H_r = \phi = \frac{m_v}{m_{sat}} \quad (\text{masa vapor})$
 $m_{sat} = \frac{P_v \cdot V}{R_v \cdot T} \quad (\text{masa de vapor que habría en el aire húmedo estacionario saturado de humedad})$

$$\left. \begin{array}{l} m_v = \frac{P_v \cdot V}{R_v \cdot T} \\ m_{sat} = \frac{P_{sat} \cdot V}{R_v \cdot T} \end{array} \right\} \phi = \frac{m_v}{m_{sat}} = \frac{\frac{P_v \cdot V}{R_v \cdot T}}{\frac{P_{sat} \cdot V}{R_v \cdot T}} = \frac{P_v}{P_{sat}} \rightarrow \phi = \frac{P_v}{P_{sat}} \quad \text{tablas}$$

La mide el barómetro

• BALANCES DE ENERGÍA EN PROCESOS PSICROMÉTRICOS

Lo primero que debemos hacer es identificar si es un sistema cerrado o un volumen de control:

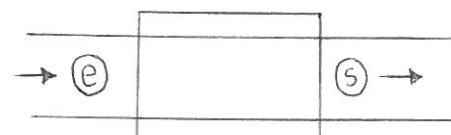
$$\left. \begin{array}{l} \rightarrow \text{PARA SISTEMAS CERRADOS:} \\ \Delta E = Q - W \\ dE = \delta Q - \delta W \\ \frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} \end{array} \right\}$$

$$\left. \begin{array}{l} \rightarrow \text{PARA SISTEMAS ABIERTOS:} \\ m = \frac{A \cdot c}{V} \\ \frac{dm}{dt} = m_e - m_s \\ \frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + m_e (h_e + \frac{1}{2} \alpha^2 + g \cdot z_e) - m_s (h_s + \frac{1}{2} \alpha^2 + g \cdot z_s) \end{array} \right\}$$

y recordamos también que: $E = E_c + E_p + U$ $h = u + p \cdot v$ $\left. \begin{array}{l} \text{oni se relacionaban.} \\ \text{oni se relacionaban.} \end{array} \right\}$

#ANÁLISIS DE UN VOLUMEN DE CONTROL.

Tenemos un flujo de aire húmedo que entra y sale a través de un volumen de control.



Aunque solo es un flujo, lo vamos a dividir en dos para estudiarlo: aire y agua.

hablando de prop ext: $H = H_a + H_v$

hablando de prop int: $\left. \begin{array}{l} H_a = h_a \cdot m_a \\ H_v = h_v \cdot m_v \end{array} \right\}$

$$H = h_a \cdot m_a + h_v \cdot m_v$$

$$m_e (h_e + \frac{1}{2} \alpha^2 + g \cdot z_e) \xrightarrow{\text{se approxima a}} \sum m_e \cdot h_e = (m_a \cdot h_a + m_v \cdot h_v)_e$$

$$m_s (h_s + \frac{1}{2} \alpha^2 + g \cdot z_s) \xrightarrow{\text{se approxima a}} \sum m_s \cdot h_s = (m_a \cdot h_a + m_v \cdot h_v)_s$$

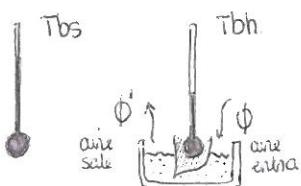
- en el caso de que hubiera condensación, añadíramos "m_w · h_w" a la salida
- en el caso de que hubiera evaporación, añadíramos "m_w · h_w" a la entrada.

• Aproximaciones útiles para cálculo entalpías

- recordamos que para GP: $h_a - h_b = cp(T_a - T_b)$
- $h_{f,p,t} \approx h_f(t)$ para GI
- $h_{f,p,t} \approx h_f(t)$ para HAV (w)

• PSIROMETRO

fundado por dos termómetros



$\phi = 1$, porque el flujo se está evaporando, está saturado de humedad.

ϕ ¿cómo la obtenemos? así:

sobre el T : es la que marca el termómetro de bulbo seco
flujo seco

sobre el ϕ : $\phi = 1$ porque sale saturado
flujo seco

ya podemos aplicar las ecuaciones a este volumen de control.

$$\rightarrow \text{EC. DE BALANCE DE MASA: } \dot{m}_e = \dot{m}_s \rightarrow \dot{m}_{ae} + \dot{m}_{oe} + \dot{m}_{uw} = \dot{m}_{as} + \dot{m}_{os} \rightarrow \dot{m}_{uw} = \dot{m}_{os} - \dot{m}_{as}$$

\uparrow en la misma

$$\rightarrow \text{EC. DE BALANCE DE ENERGÍA: } 0 = \dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s$$

$$m_a \cdot h_a(Tbs) + m_o \cdot h_o(Tbs) + m_{uw} \cdot h_{uw}(Tbh) = m_a \cdot h_a(Tbh) + m_o \cdot h_o(Tbh)$$

$$\rightarrow m_a \cdot h_a(Tbs) + m_o \cdot h_g(Tbs) + m_{uw} \cdot h_f(Tbh) = m_a \cdot h_a(Tbh) + m_o \cdot h_g(Tbh)$$

En la ecuación anterior podemos determinar todas las entalpías, ¿qué hacemos con los flujos masicos? Dividimos todo entre m_a

$$h_a(Tbs) + w_o \cdot h_g(Tbs) + (w_o^! - w_o) h_f(Tbh) = h_a(Tbh) + w_o^! \cdot h_g(Tbh)$$

$$\rightarrow w_o^!, \text{ sabemos que } \phi = 1 \rightarrow p_o^! = p_o^{\text{(sat)}}.$$

$$\rightarrow w_o^! = 0.622 \cdot \frac{p_o^{\text{(sat)}}}{p_{\text{atm}} - p_o^{\text{(sat)}}} \quad (\text{la podemos determinar así})$$

$$\rightarrow w_o^!: \text{única incógnita:}$$

$$w_o^! = \frac{h_a(Tbh) - h_a(Tbs) + w_o^! (h_g(Tbs) - h_f(Tbh))}{h_g(Tbs) - h_f(Tbh)}$$

Una vez tengamos $w_o^!$, $w_o^! = 0.622 \cdot \frac{p_{\text{sat}}(Tbs)}{p_{\text{atm}} - p_{\text{sat}}(Tbs)}$, sacamos ϕ

cuando se alcanza la HR: 100% empieza a condensar, este es el punto de rocío.

$$K_p = \frac{\phi}{w} \quad \left| \begin{array}{l} \text{para} \\ \text{el aire: } \kappa = 1.4 \Rightarrow K_p = 1.005 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg K}} \end{array} \right.$$

$$R = cp - w$$

EJERCICIOS T1: MEZCLAS NO REACTIVAS.

• PROBLEMA CLASE: Ahora muemo en Zamora (680 m) estamos en condiciones:

$$\phi = 78\%, \quad P_{SL} = 1026 \text{ kPa} \quad t = 6^\circ\text{C}$$

1. Calcular la presión local:

$$P_{ZAMORA} = P_{SL} - \rho_a \cdot g \cdot z = 1026 \text{ kPa} - \rho_a \cdot 680 \text{ m} \cdot 9'81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} = 1026 \text{ kPa} - 1'214 \frac{\text{kN}}{\text{m}^3} \cdot 680 \text{ m} \cdot 9'81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} = 94'501 \text{ kPa}$$

→ calcular ρ_a suponiendo que un manómetro ha medido 0 t un día

$$\text{dado } G I \rightarrow p \cdot V = R T, \quad p \cdot V = m R T, \quad p = \rho \cdot m R T$$

$$\rho \text{ en Zamora: } \frac{P^*}{m R T} = \frac{93'356 \text{ kPa}}{0'289 \frac{\text{KJ}}{\text{K} \cdot \text{Kmol}} \cdot (6+273'15) \text{ K}} = 1'157 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho \text{ en el nivel mar: } \frac{P}{m R T} = \frac{102'6 \text{ kPa}}{0'289 \frac{\text{KJ}}{\text{K} \cdot \text{Kmol}} \cdot (6+273'15) \text{ K}} = 1'27 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tomamos una ρ media

$$\rho = \frac{1'157 + 1'27}{2} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1'214 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P^* \text{ en Zamora me dia: } P_{Zam}^* = P_{SL} + \rho_a \cdot g \cdot z = 13595 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0'7 \text{ m} \cdot 9'81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} = 93356'87 \text{ Pa}$$

$$R_a = \frac{\bar{R}}{M_a} = \frac{8314 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}}}{28'97 \frac{\text{kg}}{\text{Kmol}}} = 0'289 \frac{\text{KJ}}{\text{K} \cdot \text{Kmol}}$$

2. Presión parcial del vapor de agua:

$$\phi = \frac{m_v}{m_{total}}$$

$$m_v = \frac{P_v \cdot V}{R \cdot T}$$

$$m_{total} = \frac{P_{total} \cdot V}{R \cdot T}$$

$$\phi = \frac{P_v \cdot V}{P_{total} \cdot V} = \frac{P_v}{P_{total}} \rightarrow P_v = \phi \cdot P_{total} = 0'78 \cdot 935 \text{ Pa} = 729'3 \text{ Pa}$$

$$\rightarrow P_{sat, H_2O}(6^\circ\text{C}) = 0'00935 \text{ bar} \cdot 935 \text{ Pa}$$

3. Humedad absoluta:

$$w = \frac{m_v}{m_t}$$

$$m_v = \frac{P_v \cdot V}{R \cdot T}$$

$$m_t = \frac{P_t \cdot V}{R \cdot T}$$

$$w = \frac{P_v}{P_t} = \frac{P_v}{P_t} = \frac{R_a}{R_a} \frac{P_t}{P_t} = \frac{M_a}{M_v} \cdot \frac{P_t}{P_t} = 0'622 \cdot \frac{P_t}{P_t} = 0'622 \frac{729'3 \text{ Pa}}{(94501 - 729'3) \text{ Pa}} = 0'00483 \frac{\text{kg}_v}{\text{kg}_t}$$

4. Cantidad de agua en 1 m³

$$P \cdot V = R \cdot T, \quad P \cdot V = m R T$$

$$m_t = \frac{P \cdot V}{R \cdot T} = \frac{1 \text{ m}^3 \cdot 0'7293 \text{ kPa}}{8314 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}} \cdot (6+273'15) \text{ K}} = 5'71 \cdot 10^{-3} \text{ kg} = 5'71 \text{ g}$$

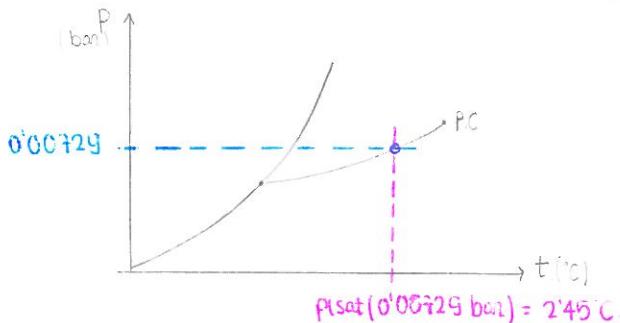
5. Fracción masica del vapor de agua:

$$f_{m_v} = \frac{m_v}{m_t} = \frac{5'71 \text{ g}}{1187'9 \text{ g}} = 0'0048 \rightarrow 0'48\%$$

$$\rightarrow m_t = m_v + m_a = 1187'9 \text{ g}$$

$$\rightarrow m_a = \frac{m_t}{w} = \frac{5'71 \text{ g}}{0'00483 \frac{\text{kg}_v}{\text{kg}_t}} = 1182'19 \text{ g}$$

6. Puntan en el diagrama de fases el punto que corresponde al estado del vapor de agua



PROBLEMA EJEMPLO MORÁN 12.8. Una muestra de 1kg de aire húmedo inicialmente a 21°C, 1 atm y 70% de humedad relativa, se enfria a 45°C manteniendo constante la presión. Determinese:

1. la humedad específica inicial (w_i)
2. la temperatura de rocío (°C)
3. la cantidad de agua que se condensa (ug).

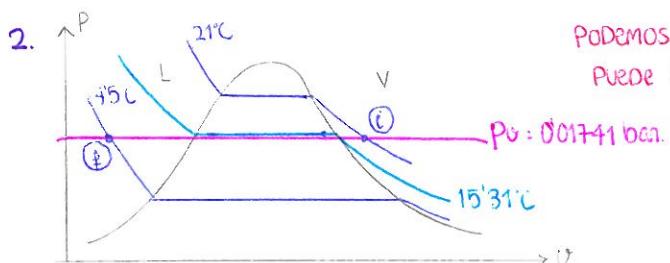
$$1. w_i = \frac{m_i}{m_a} = \frac{\frac{p_i V}{R_u T}}{\frac{p_a V}{R_a T}} = \frac{p_i}{p_a} \cdot \frac{R_a}{R_u} = \frac{p_i}{p_a} \cdot \frac{R}{M_a} = \frac{p_i}{p_a} \cdot \frac{M_a}{M_a} \cdot \frac{p_i}{p_a} \cdot \frac{18.02 \frac{kg}{mol}}{28.97 \frac{kg}{mol}} = 0.622 \cdot \frac{p_i}{p_a \cdot p_i}$$

$$\Phi \cdot \frac{m_i}{m_{initial}} = \frac{\frac{p_i V}{R_u T}}{\frac{p_{sat} V}{R_u T}} = \frac{p_i}{p_{sat}} \rightarrow p_i = \Phi p_{sat} = 0.70 \cdot 0.02487 \text{ bar} = 0.01741 \text{ bar.}$$

$\hookrightarrow p_{sat}(21^\circ\text{C}) = 0.02437 \text{ bar}$

$$w_i = 0.622 \cdot \frac{0.01741 \text{ bar}}{(1.014 - 0.01741) \text{ bar}} = 0.0103 \frac{kg}{kg}$$

$\hookrightarrow 1 \text{ atm} = p_{hg} \cdot z \cdot g = 13595 \cdot 0.76 \cdot 9.81 = 101358.9 \text{ Pa} = 1.014 \text{ bar}$



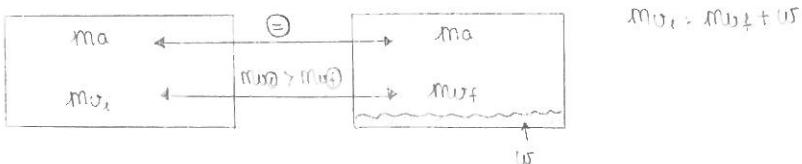
PODEMOS CONSIDERAR VAPOR H₂O GI, PERO NO LO ES → SE PUEDE PINTAR CAMPANA.

$$T_{rocio} = T_{sat}(0.01741 \text{ bar}) = 15.31^\circ\text{C}$$

T_{rocio} > T_f → habrá condensación

3. Como vemos en el diagrama, el estado (1) está ya en la zona líquido. La HR en la zona líquido va aumentando hasta la T_{rocio} donde HR=1 y ya se mantiene en ese valor. no puede tomar valores > 1

ESTADO INICIAL ESTADO FINAL



(f) $\Phi = 100\% \rightarrow m_{final} = m_{initial} \rightarrow p_{final} = p_{sat}(1)$

(i) $\Phi = 75\% \rightarrow m_{final} = 0.75 m_{initial} \rightarrow p_{final} = p_{sat}(0.75)$

• inicialmente $W_i = 0'0109 \frac{kg}{m} \rightarrow 1kg = 0'0109 kg$

$$1 = Ma + Ma \rightarrow 1 = 0.0109 Ma + Ma \rightarrow Ma = 0.9892 \text{ kg}$$

$$m_{U_i} = 0.0108 \text{ kg}$$

$$\text{• finalmente } W_f = 0'622 \cdot \frac{p_2}{p_1 - p_0} = 0'622 \cdot \frac{p_{sd}(450)}{p_1 - p_{sd}(450)} = 0'622 \cdot \frac{8'42 \cdot 10^{-3}}{(1'014 - 8'42 \cdot 10^{-3}) \cdot 1000} = 5'21 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rightarrow \Phi = 100\% \rightarrow p_{\text{at}} = p_{\text{sat}}(45^\circ\text{C}) = 842 \cdot 10^3 \text{ bar}$$

$$1 \cdot \text{Mol Mg} \rightarrow 1 \cdot 5'21 \cdot 10^{-3} \text{ mol} + \frac{\text{Mg}}{\text{Mg}} \rightarrow \frac{\text{Mg}}{\text{Mg}} \cdot 0'9948 \text{ kg}$$

Mgf: 00052 kg

$$\rightarrow M_{\text{w condensat}} = m_{\text{p}} - m_{\text{f}} = 0.0108 - 0.0052 = 0.0056 \text{ kg}$$

4. ¿Cuánto calor se ha intercambiado al condensarse cierta parte del aire húmedo?

¿Y wants trabaja? SIST CERRADO

$$\rightarrow V_f = \frac{m_f \cdot R \cdot T_f}{P_f} = \frac{0'0052 \text{ kg}}{0'843 \text{ kPa}} \cdot \frac{\frac{2314 \frac{\text{kg}}{\text{mol} \cdot \text{K}}}{1802 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \cdot (4'5 + 273'15) \text{ K}}{0'730 \text{ m}^3 \text{ kg}}$$

$$\rightarrow V_{L_2} = \frac{m_2 \cdot R \cdot T_2}{P_2} = \frac{0.0108 \text{ kg}}{18.02 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \cdot \frac{8.314 \frac{\text{K}}{\text{mol}}}{{\color{red} 17.41 \text{ kPa}}} \cdot (21 + 273.15) \text{ K} = 0.824 \text{ m}^3 \text{ kg}$$

$$V_{\text{flas}} = m_{\text{flas}} \cdot \vartheta_{\text{flas}}(45^\circ) = 0.0056 \text{ kg} \cdot 1 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 0.0056 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$\rightarrow \text{aprox a laqnd} \quad V_{\text{air}}(45^{\circ}\text{C}) \approx V_0(45^{\circ}\text{C}) \cdot \frac{1 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3}{\text{kg}}$$

$$W = 101.4 \text{ kPa} (0.730 - 0.224) \text{ m}^3 = -3.45 \text{ kJ}$$

θptique se comprime

$$\cdot \text{CALOR} \quad \Delta E = \Delta E_C^0 + \Delta E_P^0 + \Delta U = Q - W$$

$$\Delta U = \Delta u \cdot m = \Delta u_{\text{one}} \cdot m_a + \Delta u_{\text{yarn}} \cdot m_t$$

$$\Delta U_{\text{one}}(\text{GP}) \rightarrow \Delta U = \alpha_T \cdot (T_2 - T_1) = 0.318 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot (45 - 21) \text{K} = 11.84 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 11.84 \text{ kJ} = \Delta U$$

$$+ \text{ans} \leftarrow p = 1005 \frac{\text{kN}}{\text{kg}\cdot\text{m}} \\ \times 14$$

• Vapour + w | • initial (solo vapour): $u_{10} (1531^\circ\text{C}, 0.01741 \text{ bar}) = 2404.07 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$, $0.0108 \text{ kg} \cdot 25.96 \text{ kJ}$

$$\text{final} \rightarrow \text{isapm } \text{Mo}(450, 0.843 \text{ kPa}) - 2381.1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 0.0052 - 12.38 \text{ kJ}$$

$$\rightarrow \text{aqueous: } U_{\text{H}_2\text{O}}(45^\circ\text{C}, 0.01741 \text{ bar}) = U_{\text{H}_2\text{O}}(45^\circ\text{C}) - 18.92 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot 0.056 \text{ kg} \cdot 0.1 \text{ m}$$

$$\Delta U_{\text{heat loss}} = 12.49 - 25.96 = -13.47 \text{ kJ}$$

$$\Delta U_{\text{TP}} = -11.72 \pm 13.43 \text{ vs } -25.19 \pm 13$$

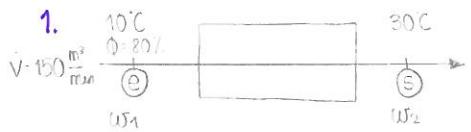
$$Q = \Delta U + W = -25.19 \text{ kJ} - 3.45 \text{ kJ} = -28.64 \text{ kJ}$$

considerabamos que ambas sustancias ocupaban todo el volumen \rightarrow con calcular el volumen suspecto a una de ellos ya vale.

PROBLEMA EJEMPLO MORÁN 12.10. En un conducto entra aire húmedo a 10°C con un 80% de ϕ y un caudal de $150 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$. La mezcla se calienta al circular por el conducto y sale a 30°C. No se varía la humedad del aire y la presión permanece apox dce a 1 bar. Si es estadio estacionario, determinese:

1. El calor intercambiado por unidad de tiempo, en KJ/min

2. La humedad relativa a la salida.



$$W_1 = W_2 \rightarrow \text{no hay condensación ni evapocación}$$

$$\dot{m}_{ae} = \dot{m}_{as}$$

$$\dot{m}_{ae} = \dot{m}_{as}$$

$$\phi = \frac{\dot{m}_{as}}{\dot{m}_{as} + \dot{m}_{hs}} = \frac{\frac{P_{as} \cdot V}{R_a T}}{\frac{P_{as} \cdot V}{R_a T} + \frac{P_{hs} \cdot V}{R_a T}} = \frac{P_{as}}{P_{as} + P_{hs}} \rightarrow P_{as} = 0'80 \cdot P_{sat}(10^\circ\text{C}) = 0'80 \cdot 0'01228 \text{ bar} = 0'009824 \text{ bar} = 982'4 \text{ Pa}$$

$$P_T = P_{atm} + P_{as} \rightarrow P_{atm} = P_T - P_{as} = 1 \text{ bar} - 0'009824 \text{ bar} = 0'990176 \text{ bar} = 99017'6 \text{ Pa}$$

$$V_2 = \frac{R_a T}{P_T} = \frac{2814 \frac{\text{K}}{\text{Kg}\cdot\text{K}}} {99017'6 \frac{\text{Pa}}{\text{Kg}}} \cdot (273'15 + 10) \text{ K} = 182'98 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \rightarrow \frac{150 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}}{182'98 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}} = \dot{m}_2 = 1'13 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$$

$$V_2 = \frac{R_a T}{P_T} = \frac{2814 \frac{\text{K}}{\text{Kg}\cdot\text{K}}} {99017'6 \frac{\text{Pa}}{\text{Kg}}} \cdot (273'15 + 10) \text{ K} = 0'82 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \rightarrow \frac{150 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}}{0'82 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}} = \dot{m}_2 = 182'93 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$$

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = \dot{Q} + \dot{m}_{ae} \cdot h_{ae} + \dot{m}_{ae} \cdot h_{as} - \dot{m}_{hs} \cdot h_{hs} - \dot{m}_s \cdot h_{as} =$$

$$= \dot{Q} + \dot{m}_{ae} (h_{ae} - h_{hs}) + \dot{m}_s (h_{as} - h_{hs}) = \dot{Q} + \dot{m}_s (h_{as} - h_{hs}) + \dot{m}_s \cdot [cp (T_e - T_s)] \neq$$

$$\rightarrow h_{as} (10^\circ\text{C}, 0'01228 \text{ bar}) = 2519'23 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$\rightarrow h_{hs} (30^\circ\text{C}, p) \approx h_{vap}(30^\circ\text{C}) = 2555'58 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$\Rightarrow -\dot{Q} = 1'13 \frac{\text{KJ}}{\text{min}} (2519'23 - 2555'58) \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} + 182'9 \frac{\text{KJ}}{\text{min}} (1005 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}} (10-30) \text{ K}) - 3717 \frac{\text{KJ}}{\text{min}} \rightarrow \dot{Q} = 3717 \frac{\text{KJ}}{\text{min}}$$

$$2. W_e = \frac{\dot{m}_e}{\dot{m}_s} = \frac{\frac{P_{as}}{R_a}}{\frac{P_{as}}{R_a}} = \frac{P_{as}}{P_{as}} \cdot \frac{\bar{R}}{\bar{R}} = \frac{P_{as}}{P_{as}} \cdot 0'622 = \frac{0'009824 \text{ bar}}{0'990176 \text{ bar}} = 0'622 \cdot 6'17 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}}$$

$$W_e = W_s = 6'17 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{Kg}}$$

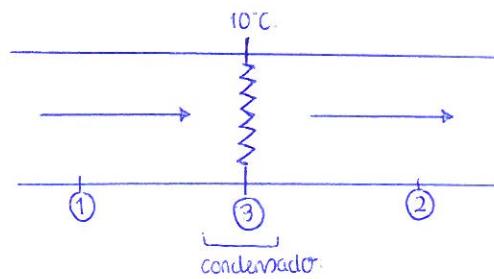
$$W_s = 0'622 \cdot \frac{P_{as}}{P_{as}} = 0'622 \cdot \frac{P_{as}}{1 \text{ bar} - \dot{P}_{us}}$$

$$6'17 \cdot 10^{-3} = 0'622 \cdot \frac{P_{as}}{1 - \dot{P}_{us}} \rightarrow 6'17 \cdot 10^{-3} = 6'17 \cdot 10^{-3} \cdot \dot{P}_{us} \rightarrow \dot{P}_{us} = 0'622 \cdot \dot{P}_{us} \rightarrow 0'62817 \cdot \dot{P}_{us} = 6'17 \cdot 10^{-3} \rightarrow \dot{P}_{us} = 9'82 \cdot 10^{-3} \text{ bar}$$

$$\phi = \frac{P_{as}}{P_{sat}(30^\circ\text{C})} = \frac{982 \cdot 10^{-3} \text{ bar}}{0'04246 \text{ bar}} = 0'23 \rightarrow \text{HR-23\%}$$

• PROBLEMA DESHUMIDIFICADOR Tenemos

$p = 1013$ bar.



estado ① $\begin{cases} 30^\circ\text{C} \\ HR = 50\% \\ 280 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \end{cases}$

estado ② $\begin{cases} \phi = 100\% \end{cases}$

estado ③ $\begin{cases} \text{líquido} \\ 10^\circ\text{C} \end{cases}$

$$pV = mRT \quad pV = RT$$

Determinar:

1. Flujo masico de aire seco ($\frac{\text{kg}}{\text{min}}$)

$$\phi = \frac{P_r P}{P_{sat} \cdot R_a T} \rightarrow P_{r,ap} = 0.50 \cdot P_{sat}(30^\circ\text{C}) = 0.50 \cdot 0.04246 = 0.02123 \text{ bar}$$

$$P_{a,ap} = P_r - P_0 = 1013 - 0.02123 = 0.99177 \text{ bar}$$

$$V_a = \frac{R_a T}{P_a} = \frac{2814 \frac{\text{K}}{\text{bar}}}{28.97 \frac{\text{K}}{\text{bar}}} \cdot \frac{(293.15 + 30)}{99177 \text{ kPa}} = 0.088 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$\frac{280 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}}{0.088 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}} = 319.27 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \quad 532 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

2. Cantidad de agua que condensará por unidad de masa de aire seco $\frac{\dot{m}_w}{m_a} \left(\frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a} \right)$
así como el caudal de condensado:

$$W_1 = \frac{m_a}{m_a} = \frac{\frac{P_0}{R_a}}{\frac{P_0}{R_a} - \frac{P_0}{P_r}} = \frac{P_0}{P_r} \cdot \frac{R_a}{R_a} = 0.622 \cdot \frac{P_0}{P_r} = 0.622 \cdot \frac{0.02123}{0.99177} = 0.0133 \frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a}$$

$$W_2 = \frac{m_a}{m_a} = 0.622 \cdot \frac{P_0}{P_r - P_0} = 0.622 \cdot \frac{0.01228 \text{ bar}}{(1013 - 0.01228) \text{ bar}} = 0.0076 \frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a}$$

$$\rightarrow P_0 = P_{sat,ap} \cdot \phi = P_{sat,ap} \cdot P_{sat}(10^\circ\text{C}) = 0.01228 \text{ bar}$$

$$\frac{\dot{m}_w}{m_a} = 0.0133 - 0.0076 = 0.0057 \frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a}$$

$$0.0057 \frac{\text{kg}_w}{\text{kg}_a} \cdot 319.27 \frac{\text{kg}_a}{\text{min}} = 1819 \frac{\text{kg}_w}{\text{min}} \xrightarrow{1 \text{ t} = 1000 \text{ kg}} 1819 \frac{\text{t}}{\text{min}}$$

3. Cantidad de calor cedido por el serpentín $Q_c (\text{kW})$

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{m}_e h_e - \dot{m}_s h_s - \dot{Q} + \dot{m}_{ae} h_{ae} + \dot{m}_{se} h_{se} - \dot{m}_{as} h_{as} - \dot{m}_{ss} h_{ss} - \dot{m}_{ss} h_{ss} =$$

$$= \dot{Q} + \dot{m}_e (h_{ae} - h_{as}) + \dot{m}_{se} (h_{se} - h_{ss}) - \dot{m}_{ss} (h_{ss} - h_{as}) = \dot{Q} + \dot{m}_e (r_p \cdot (T_e - T_s)) + \dot{m}_{se} (h_{se} - h_{ss}) - \dot{m}_{ss} (h_{ss} - h_{as})$$

$$\rightarrow \dot{m}_{se} = \dot{m}_{ae} \cdot W_1 = 532 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 0.0133 = 0.071 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\rightarrow h_{se} = h(30^\circ\text{C}, 0.02123 \text{ bar}) = 2556.48 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$\rightarrow \dot{m}_{ss} = \dot{m}_{as} \cdot W_2 = 532 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 0.0076 = 0.040 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\rightarrow h_{ss} = h(10^\circ\text{C}, 0.01228 \text{ bar}) = 2319.23 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$\rightarrow \dot{m}_{ss} = \dot{m}_{se} - \dot{m}_{ss} = 0.031 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

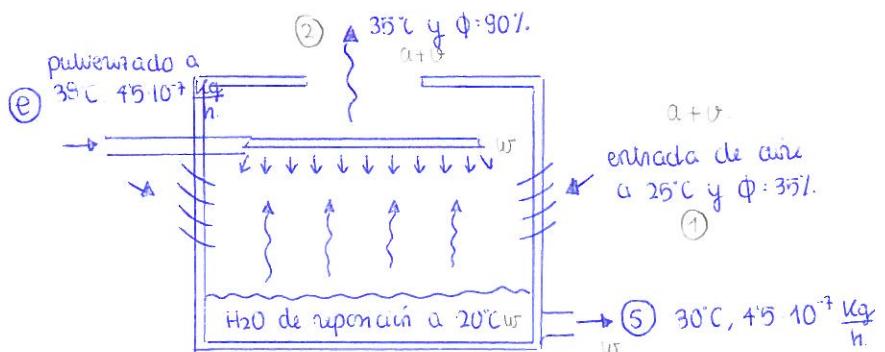
$$\rightarrow h_{ss} = h(10^\circ\text{C}) = 42.01 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$-\dot{Q} - 532 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \left(1005 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} \cdot (30-10) \right) + 0.071 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 2556.48 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} - 0.04 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 2319.23 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} - 42.01 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} \cdot 0.031 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 186.37 \frac{\text{KJ}}{\text{s}}$$

$$\boxed{\dot{Q} = -186.37 \frac{\text{KJ}}{\text{s}}}$$

⇒ \dot{Q} es dado por el cálculo

• PROBLEMA TORRE DE REFRIGERACIÓN. Tenemos:



Entradas	vap. de agua H ₂ O pulverizada arriba a aire de fuera a reponer agua
Salidas	aire pm arriba a H ₂ O arriba a agua de reposición perdida

Determinar:

1. Flujo masico de aire seco mol(kg/s)

$$M_{ae} = M_{as}$$

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + m_e h_e - m_s h_s = m_a h_{as} + m_{supervap} h_{supervap} + m_{vap} h_{vap} - m_a h_{as} - m_{supervap} h_{supervap} - m_{vap} h_{vap}$$

+ m_{supervap} h_{supervap}

$$\textcircled{1} \cdot \dot{Q} = \dot{P}_2 \cdot \frac{\dot{P}_2}{P_{sat}} \rightarrow P_2 = 0.35 \cdot P_{sat}(25^\circ C) = 0.35 \cdot 0.02169 = 0.0111 \text{ bar}$$

$$\dot{W}_1 = \frac{m_a}{M_{ae}} = 0.622 \cdot \frac{P_2}{P_a} = 0.622 \cdot \frac{P_2}{P_{sat} - P_a} = 0.622 \cdot \frac{0.0111}{1 - 0.0111} = 0.007 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

↑ supondremos $P_{sat} = 1 \text{ bar}$.

$$\textcircled{2} \quad P_2 = 0.9 \cdot P_{sat}(35^\circ C) = 0.9 \cdot 0.05628 \text{ bar} = 0.0507 \text{ bar}$$

$$\dot{W}_2 = 0.622 \cdot \frac{0.0507}{1 - 0.0507} = 0.0332 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{W}_1 = \frac{m_a}{M_{ae}} \rightarrow m_a = 0.007 M_{ae} \quad \textcircled{1}$$

$$\dot{W}_2 = \frac{m_a}{M_{ae}} \rightarrow m_a = 0.0332 M_{ae} \quad \textcircled{2}$$

$$m_a = 0.0262 M_{ae}$$

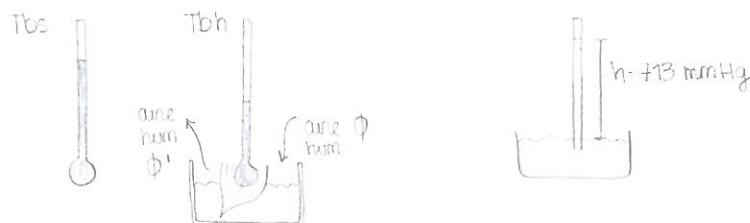
Todo en función $M_{ae} \rightarrow$ ya pueda sacarla

EJEMPLO PRÁCTICO LABORATORIO En el laboratorio, con la ayuda de un psicrómetro y un barómetro, hemos obtenido los datos

- $T_{\text{bulbo seco}} = 24^\circ\text{C}$
- $\text{presión atmosférica} = 713 \text{ mmHg}$
- $T_{\text{bulbo húmedo}} = 18^\circ\text{C}$

Queremos calcular la humedad absoluta del ambiente en esas condiciones

- ESQUEMA



- BALANCE DE MASA $0 = m_a - m_s \rightarrow m_a + m_o + m_{us} = m_a + m_{s'} \rightarrow m_o + m_{us} = m_{s'}$

- BALANCE DE ENERGÍA $0 = m_a \cdot h_a - m_s \cdot h_s$

$$m_a \cdot h_{a2} + m_{us} \cdot h_{us} + m_{s'} \cdot h_{s'} = m_a \cdot h_{a1} + m_{s'} \cdot h_{s1}$$

$$m_a \cdot h_a(T_{\text{bs}}) + m_{us} \cdot h_g(T_{\text{bs}}) + m_{s'} \cdot h_g(T_{\text{bh}}) = m_a \cdot h_a(T_{\text{bh}}) + m_{s'} \cdot h_g(T_{\text{bh}})$$

$$h_a(T_{\text{bs}}) + w' \cdot h_g(T_{\text{bs}}) + (w' - w) \cdot h_g(T_{\text{bh}}) = h_a(T_{\text{bh}}) + w' \cdot h_g(T_{\text{bh}})$$

$$\Rightarrow \phi' = 1 \rightarrow p_{s'} = p_{\text{sat}}(T_{\text{bh}}) = p_{\text{sat}}(18^\circ\text{C}) = 0'02064 \text{ bar}$$

$$w' = 0'622 \cdot \frac{p_{\text{sat}}}{p - p_{\text{sat}}} = 0'622 \cdot \frac{0'02064}{0'9509 - 0'02064} = 0'014 \frac{\text{kg}}{\text{kg}}$$

$$p = p \cdot g = 13595 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9'81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0'713 \text{ m} = 25030 \text{ Pa} = 0'2503 \text{ bar}$$

$$w' = \frac{h_a(T_{\text{bh}}) - h_a(T_{\text{bs}}) + w' [h_g(T_{\text{bs}}) - h_g(T_{\text{bh}})]}{h_g(T_{\text{bs}}) - h_g(T_{\text{bh}})} = \frac{c_{p,a}(T_{\text{bh}} - T_{\text{bs}}) + w' (h_g(T_{\text{bs}}) - h_g(T_{\text{bh}}))}{h_g(T_{\text{bs}}) - h_g(T_{\text{bh}})}$$

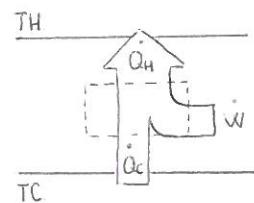
$$= \frac{1'005 (18 - 24) + 0'014 (2545'4 - 75'58)}{2545'4 - 75'58} = 0'012 \frac{\text{kg}}{\text{kg}}$$

$$w' = 0'622 \cdot \frac{p_s}{p - p_s} \rightarrow 0'012 = 0'622 \frac{p_s}{0'9509 - p_s} \rightarrow 0'0114 - 0'012 p_s = 0'622 p_s \rightarrow p_s = 0'018 \text{ bar}$$

$$\phi = \frac{p_s}{p_{\text{sat}}} = \frac{0'018}{0'02064} = 0'6 \rightarrow 60\%$$

TEMA 2: SISTEMAS DE FRÍO

Recordamos que un sistema de refrigeración y una bomba de calor siguen el siguiente esquema:



Aquí al rendimiento se le llama COP, que no es exactamente el rendimiento, si no un concepto parecido. El COP puede y suele ser >1

$$COP_{SR} = \frac{\text{LO OBTENIDO}}{\text{LO DADO}} = \frac{|Q_{cl}|}{|W|} \rightarrow \text{calor que saca de la fuente fría}$$

$|Q_{cl}| \rightarrow \text{potencia que consume.}$

$$COP_{BA} = \frac{\text{LO OBTENIDO}}{\text{LO DADO}} = \frac{|Q_{H}|}{|W|} \rightarrow \text{calor que apunta}$$

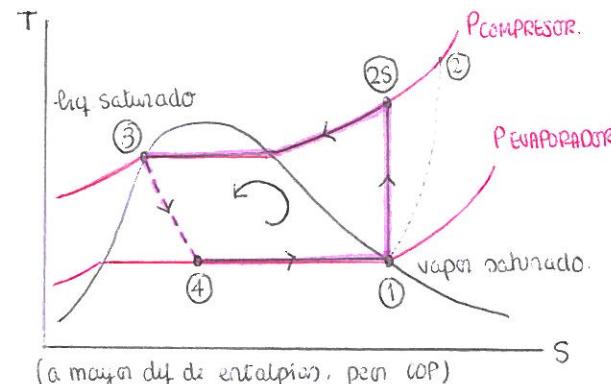
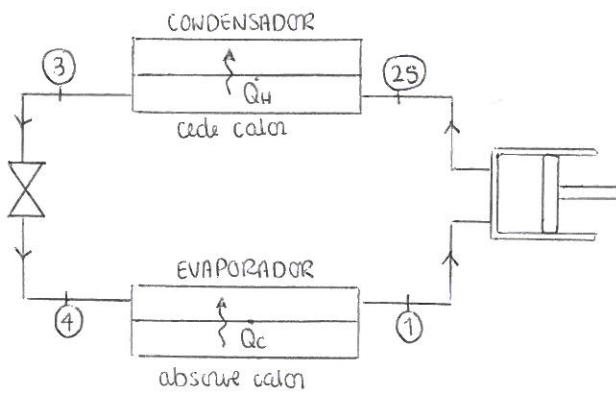
$|Q_{H}| \rightarrow \text{potencia que consume.}$

El mayor COP posible era el que proporcionaba el ciclo de Carnot, pero era imposible conseguir ejecutar este ciclo. Los COP siempre < COP de Carnot:

$$COP_{SR}(\max) = \frac{T_c}{T_h - T_c}$$

$$COP_{BA}(\max) = \frac{T_h}{T_h - T_c}$$

CICLO DE FRÍO POR COMPRESIÓN

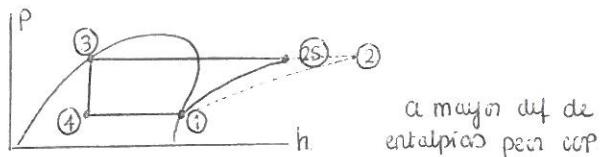


Para resolver este diagrama:

- PROCESO ④-① EVAPORADOR: intercambiador en el que el refrigerante absorbe calor, y como consecuencia sufre una evaporación. La temperatura del refrigerante debe ser < la del ambiente.
- PROCESO ①-25: se quiere elevar la temperatura intercambiando el menor calor posible, la mejor forma es hacer un compresor, que sera ideal cuando sea isentropico → adiabatico.
- PROCESO 25-③: CONDENSADOR: intercambiador en el que el refrigerante cede calor, y como consecuencia sufre una condensación la t° del refrigerante debe ser > la del ambiente.
- PROCESO ③-④: colocamos una válvula para que las presiones en ambos intercambiadores no caigan. Obtenemos un proceso a entalpia=cte.

En un intercambiador la presión se mantiene =cte. Entonces, si en el intercambiador se produce un cambio de estado a presión=cte, la T se mantiene cte y eso es lo interesante.

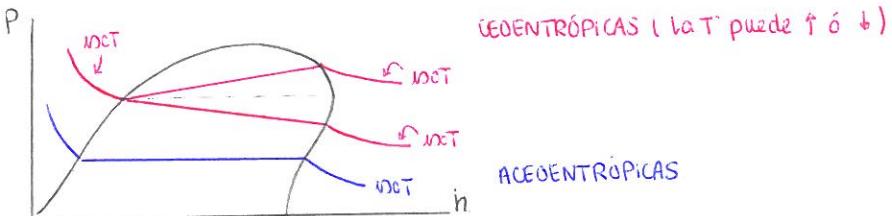
En el diagrama presión-entalpía el ciclo sería:



a mayor dif de entalpias para esp

TIPOS DE REFRIGERANTES.

- **MEZCLAS GEODINÓMICAS**: al cambiar de fase a $p = \text{cte}$, lo hacen a $T \neq \text{cte}$. Al cambio de T desde líquido saturado a vapor saturado, se le llama "disolucion".
- **MEZCLAS ACECENTRÓMICAS**: al cambiar de fase a $p = \text{cte}$, lo hacen a $T = \text{cte}$



SELECCIÓN DE LAS PRESIONES DE TRABAJO

Las presiones de trabajo se elegirán en función de las T con las que trabajan los intercambios

Para que se cumpla el 2º ppo de la termodinámica (el calor va del foco caliente al frío en un proceso espontáneo):

- El evaporador debe tener $T_{\text{evap}} < T_{\text{amb}}$
- El condensador debe tener $T_{\text{cond}} > T_{\text{amb}}$

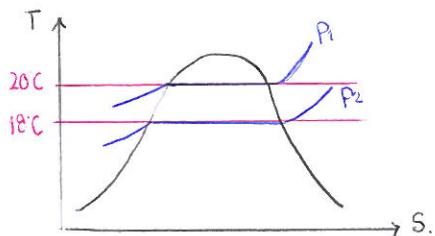
Poniendo de ahí, elijo las T^{ar} de trabajo y posteriormente las presiones

- Por ejemplo: la nevera está a 5°C y quiero una dif de T de 10°C → hay que poner el refrigerante en el evaporador a -5°C. Entonces, tengo que poner la presión de ebullición del refrigerante a -5°C para que mientras se evapora mantenga esa T

Una bomba de calor puede funcionar como zona de frío, y la zona de frío como una bomba de calor, solo hay que poner una válvula inversora de flujo.

Como el sentido del diagrama no puede cambiar, el intercambiador pasará a funcionar como evaporador y el evaporador como intercambiador. En este caso habría que dimensionar ambos como condensadores, porque es el que va por encima en el diagrama → el que defina superficie por debajo → el que intercambia más calor.

* Si nos dan la perdida de carga en grados significa:



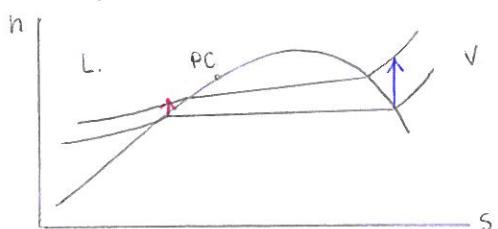
perdida de carga 2°C, baja de P_1 a P_2 .

• LA MÁQUINA DE ABSORCIÓN.

Consideraciones previas a tener en cuenta:

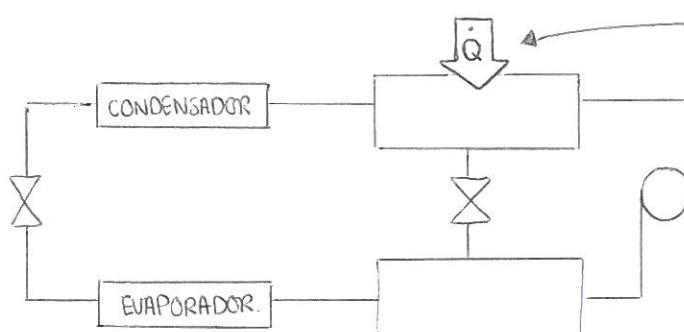
- Los gases se disuelven en los líquidos (ejemplo: el aire se disuelve en el agua y el agua en el aire). Además, la capacidad que tiene un líquido para disolver un gas es inversamente proporcional a la T^* : a menor T^* , mayor capacidad de absorción.

- Si dibujo un diagrama entalpia-entropía:



quiero comprimir vapor agua isentropicamente ↑
quiero comprimir agua líquida isentropicamente ↑
¿Qué prefiero? comprimir líquido. Voy a consumir menos
Por tanto, una bomba consumirá menos que un compresor

En la máquina de absorción lo que se hace es



se aplica energía en forma de calor para favorecer la separación. El refrigerante se eleva al circuito de fío, y el líquido lo sacamos por otro tubo, donde instalamos una válvula para que no caiga la presión pero caiga la T^* .

A menos T^* , más va a disolver. Se disuelve y lo que tenemos que comprimir es un líquido. Entonces, usamos una bomba, que gasta menos que un compresor. También se puede sustituir la bomba por cualquier otra cosa que aumente la presión, por ejemplo mediante calor.

Las maq de absorción no son tan buenas como los sistemas de fío por compresión, pero tienen la ventaja de que no necesitan enchufarse.

$$\eta_C = \frac{h_1 - h_{2S}}{h_1 - h_2}$$

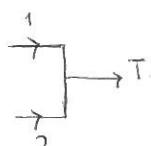
$$\eta_T = \frac{h_2 - h_1}{h_{2S} - h_1}$$

$$1 \text{ ton: } 211 \frac{\text{kJ}}{\text{min}}$$

$$\dot{W}_{\text{eje}} = \frac{\dot{W}_{\text{comp}}}{\eta_{\text{mecánico}}}$$

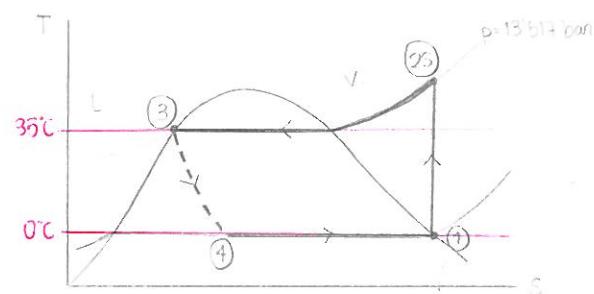
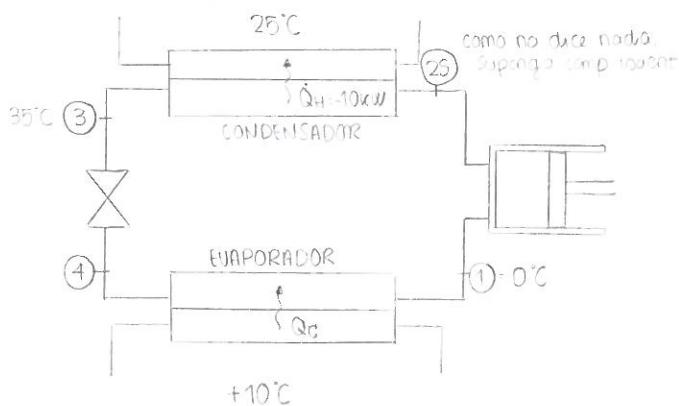
$$\dot{W}_{\text{eléctrico}} = \frac{\dot{W}_{\text{eje}}}{\eta_{\text{eléctrico}}}$$

$$\text{balance de masa + balance energía: } m_1 \cdot h_1 + m_2 \cdot h_2 = m_T \cdot h_T$$



EJERCICIOS T2: SISTEMAS DE FRÍO.

- **EJERCICIO CLASE:** Suponemos que queremos suministrar una calefacción por una bomba de calor. Queremos una diferencia de temperaturas de 10°C la tierra está a una temperatura +10°C y queremos mantener el interior de la vivienda a 25°C El refrigerante a emplear será amoniaco. De la factura hemos obtenido que el consumo de calefacción es de 10kW. Totalado + ①
- Calculan el flujo máx. y el COP de nuestra bomba geotérmica.



$$\eta_C = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_3} \quad \text{en caso de que me dijeran } \eta_C$$

- EN EL CONDENSADOR $\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}(h_e - h_s) \rightarrow -\dot{Q}_c = \dot{m}(h_{25} - h_3)$

$$10 \text{ kW} = \dot{m} (1553.28 - 346.81) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \rightarrow \dot{m} = 225 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

* Para sacar h_{25} : $p = 13'517 \text{ bar}$
 $s = s_1 - 5'3298 \frac{\text{mJ}}{\text{kgK}} \rightarrow$

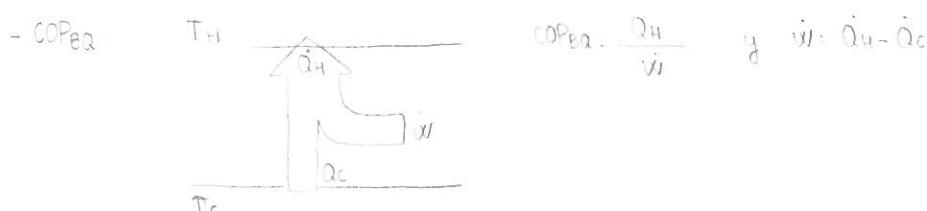
h	P	S	h	P	S
1553.07	12 bar	5'2347	1606.56	12 bar	5'1365
1545.34	13.517 bar	5'3530	1600.51	13.517 bar	5'2592
1542.89	14 bar	5'3906	1598.59	14 bar	5'2384

: a $p = 13'517 \text{ bar}$

T	S	
60	5'3530	
64.95	5'3298	{ SOBRARIA
80	5'2392	

: a $p = 13'517 \text{ bar}$

S	h
5'2592	1600.51
5'3298	1558.98
5'3630	1546.84



En el EVAPORADOR $\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}(h_e - h_s) \rightarrow -\dot{Q}_c = \dot{m}(h_4 - h_1)$

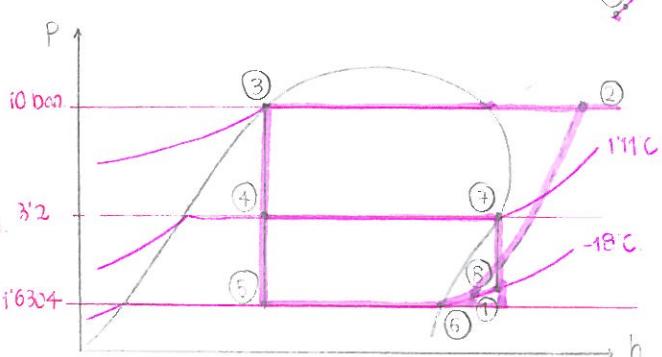
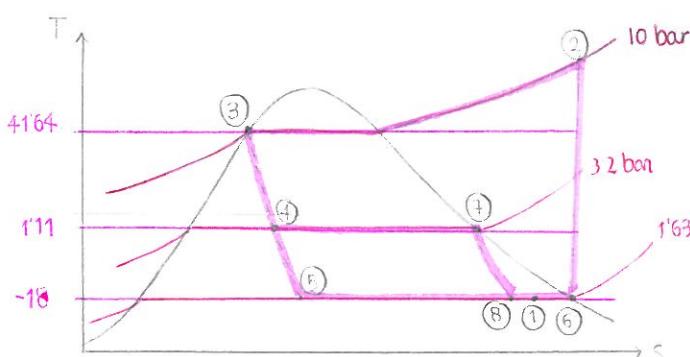
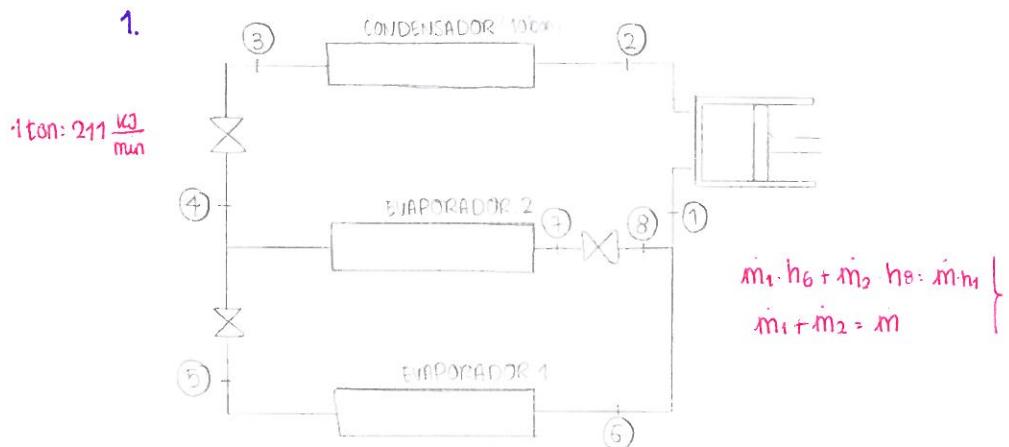
$$-\dot{Q}_c = 225 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (h_4 - h_1) = 225 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}} (346.81 - 1441.94) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = -9.03 \text{ kJ} \rightarrow Q_c = 9.03 \text{ kJ}$$

$$\text{COP}_{B_a} = \frac{Q_H}{Q_H - Q_c} = \frac{10}{10 - 9.03} = 10.3$$

PROBLEMA 10.15. MORÁN. Tenemos un sistema de refrigeración por compresión con dos evaporadores que utilizan como refrigerante el R12. Esta configuración se utilizará para producir refrigeración a dos temperaturas diferentes, con un único compresor y un único condensador. El evaporador de baja T opera a -18°C con vapor saturado a la salida y capacidad de refrigeración de 3 ton. El evaporador de alta T produce a la salida vapor saturado a 32 bar y tiene una capacidad de refrigeración de 2 ton. La compresión es isentrópica y la presión del condensador es de 10 bar. El refrigerante deja el condensador como líq sat a 10 bar.

1. Flujo masico del refrigerante en cada evaporador, en kg/min
2. Potencia necesaria en el compresor, en kW
3. El flujo de calor transferido desde el refrigerante a su paso por el condensador, en kW.

1.



Debemos determinar entalpias:

$$h_3 = h_4 = h_{\bar{g}} = h_f(10 \text{ bar}) = 76'26 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$h_6 = h_g(-18^{\circ}\text{C}) = 173'63 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$\text{PTO 2: } p_2 = p_3 = 10 \text{ bar}$$

$$s_2 = s_1$$

$$\text{PTO 1: } p_1 = p_8 = p_6 = 16304 \text{ bar}$$

$$Q$$

$$h_7 = h_8 = h_g(32 \text{ bar}) = 183'00 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}$$

$$\dot{W}_{ejc} = \frac{\dot{W}_{comp}}{\eta_{mecanico}}$$

$$\dot{W}_{elctrmco} = \frac{\dot{W}_{ejc}}{\eta_{elctrico}}$$

TEMA 3: COMBUSTIÓN

• COMBUSTIBLES Y COMBURENTES

En una combustión tenemos dos partes

- combustible
- comburiente

COMBUSTIBLES hay muchos. Para empeñar a estudiantes debemos asociarlos a su modelo.



En realidad la gasolina no es todo octano, pero lo modelizamos así. En realidad es una mezcla donde predomina el octano. Esto ocurre con todos los combustibles.

→ DIESEL: dodecano, $C_{12}H_{26}$

→ QUEROSENO:

decano $C_{10}H_{22}$

undecano $C_{11}H_{24}$

→ GAS NATURAL: metano C_1H_4



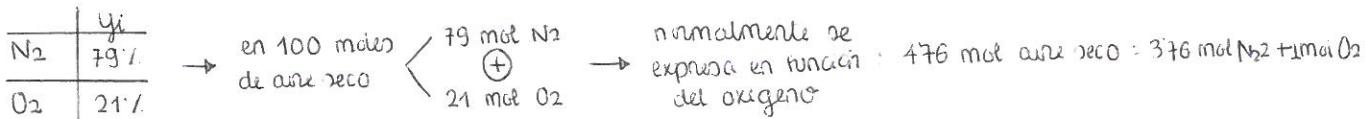
Dentro de los hidrocarburos es el mejor porque tiene la cadena más corta, no hay posibilidad de que el O_2 caiga en medio de la cadena poniéndola y produciendo humos con los motores que no participan en la combustión. Además, es mucho menos denso que el aire, por lo que siempre que haya una fuga abierta y se incí.

→ CARBÓN, C.

Además de los hidrocarburos anteriormente mencionados, tenemos el hidrógeno H_2 .

→ HIDRÓGENO (H_2): no tiene carbono, por lo que al quemarse no producirá CO_2 , que tiene muchos efectos negativos.

COMBURENTE: siempre es el oxígeno (O_2). El oxígeno que encontramos al nivel del suelo va acompañado por su amigo el nitrógeno. Aunque ya hemos visto que esto no es así, vamos a suponer que tenemos aire seco.



• CLASIFICACIÓN DE LAS COMBUSTIONES

Los combustibles pueden ser

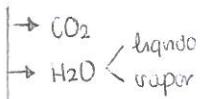
- completas: se quema todo el combustible
- incompletas: no se quema todo el combustible.

ESTEQUÍOMETRICAS: empleamos el combustible y comburiente justos. No sobra nada.

NO ESTEQUÍOMÉTRICAS: sobra combustible.

Referencia: combustiones completas y estequiométricas

Como productos de una reacción completa y estíquiométrica siempre obtenemos:



→ $N_2 \rightarrow$ un reaccionan. (pasa por la reacción sin reaccionar)

-CASOS-

* quemamos carbono + oxigeno N₂ | CO₂
H₂O

* quemamos: hidrocarbono + aire con N₂

* quemamos hidrógeno + aire en N₂ } H₂O

RELACIONES

- A-C (relación aire-combustible): masa de aire por cada kg de combustible $A-C = \frac{m_{aire}}{m_{combustible}}$
 - CO₂-C (relación CO₂-combustible): masa de CO₂ generada por cada kg de combustible consumido : CO₂-C : $\frac{m_{CO_2}}{m_{combustible}}$

REACCIONES COMPLETAS E INCOMPLETAS

Tendemos a pensar que siempre que seiona aire (combustible) se quema todo el combustible, y la reacción es completa, pero esto no es así. Para que una reacción sea completa se tiene que encontrar todo con todo, y para ello se necesita:

- tiempo
- mezcla: (los reg. turbulentos son favorables)

~ REACCIONES COMPLETAS

dan juga a: $\rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2 + \text{O}_2$

en el caso de que no sea ecológicamente y sobre todo

REACCIONES INCOMPLETAS: pueden ser incompletas porque

→ hay defectos de aire → no sabemos que produce.

→ no se junta todo con todo → $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2 + \text{CO} + \underline{\text{CnH}_{2n+2}}$
 (no hay exceso de aire) carbonos

cadenas de hidrocarburos
quebradas

uidado con estas, porque en función de la presión parcial pueden salir quemadas a la del aire, y luego la gente se asfixia en bocaneras de caca.

$$g = \frac{P}{R \cdot T}$$

BALANCE DE ENERGÍA EN COMBUSTIONES

* SISTEMAS ABIERTOS

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}_e \cdot (h_e + \frac{1}{2} c_e^2 + g \cdot z_e) - \dot{m}_s \cdot (h_s + \frac{1}{2} c_s^2 + g \cdot z_s)$$

* SISTEMAS CERRADOS

$$\Delta U = Q - W \rightarrow \frac{dU}{dt} = \dot{Q} - \dot{W}$$

enthalpía molar de una sustancia en condiciones (T, p)

$$\bar{h}(T, p) = h_f^\circ + [\underbrace{\bar{h}(p, T)}_{\substack{\text{enthalpía de} \\ \text{formación, tabla}}} - \underbrace{\bar{h}(p_{ref}, T_{ref})}_{\substack{\text{enthalpía en} \\ \text{(condiciones)}}}]$$

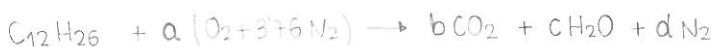
\downarrow \downarrow \downarrow

enthalpía de
formación, tabla entalpía en
(condiciones)
p, T entalpía en condiciones
p 1 atm T: 298 K.

'PODER CALORÍFICO': calor que disipa 1 kg de combustible en una reacción completa y ESTEQUÍOMÉTRICA.

EJERCICIOS T3: COMBUSTIÓN.

• EJEMPLO AJUSTE REACCIÓN: quemamos dodecano con aire en un proceso completo y estequiométrico
Ajustar la reacción:



* AIRE	
	y
O ₂	21%
N ₂	79%

{ 1 mol hay 0'21 O₂ y 0'79 N₂ → O₂+376N₂

→ ecuaciones para ajustar la reacción:

$$12C = b \cdot C \rightarrow b = 12$$

$$26H = c \cdot 2H \rightarrow c = 13$$

$$a \cdot 20 = b \cdot 20 + c \cdot 0 = 240 + 130 \rightarrow a = 18'5$$

$$a \cdot 376 \cdot 2 \cdot N = 2 \cdot d \cdot N \rightarrow d = 69'56$$

LA REACCIÓN QUEDA:



1. Determinar las relaciones A-C y CO₂C.

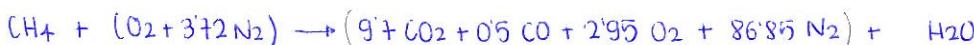
$$A-C: \frac{m_{comb}}{m_{comb}} = \frac{(18'5 \cdot 4'76) \text{ kmol} \cdot 28'37 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{1 \text{ kmol comb} \cdot \frac{12}{2} \cdot 110 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 14'6 \frac{\text{kg}}{\text{kg comb}}$$

↳ molaridad molecular del C₁₂H₂₆:

$$\cdot 12C \cdot 12'01 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} + \frac{26}{2} \cdot 2'016 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 170 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$CO_2-C: \frac{m_{CO_2}}{m_{comb}} = \frac{12 \text{ kmol} \cdot 44'01 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{1 \text{ kmol comb} \cdot 170 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 3'1 \frac{\text{kg}_{CO_2}}{\text{kg comb}}$$

• PROBLEMA RESUELTO MORÁN 13.5. En una cámara de combustión entra gas metano a 400 K y 1 atm, que se mezcla con aire que entra a 500 K y 1 atm los productos de la combustión salen a 1800 K y 1 atm con el análisis de productos dado, considerando estacionario, determinar el calor cedido por la cámara de combustión, en kJ por kmol de combustible. El cp del metano entre 298-400 K es 38 kJ/kmol·K.



- AJUSTAMOS REACCIÓN: $aCH_4 + b(O_2 + 372N_2) \rightarrow (9'7CO_2 + 0'5CO + 2'95O_2 + 86'85N_2) + cH_2O$

$$a \cdot C = 9'7C + 0'5C \rightarrow a = 10'3$$

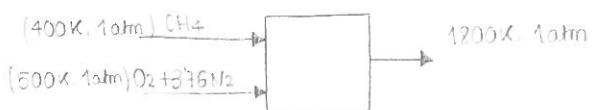
$$aH_4 = CH_2 \rightarrow 10'3 \cdot 4H = C \cdot 2H \rightarrow C = 20'6$$

$$bO_2 = 9'7O_2 + 0'5O_2 + 2'95O_2 + 20'6O = 46'4O \rightarrow b = 23'2$$

La reacción queda:



- ESQUEMA DEL PROCESO



1. Determinar las relaciones A-C y CO₂-C.

$$A-C = \frac{M_{aire}}{M_{comb}} = \frac{23'2 \cdot 4'76 \text{ kmol} \cdot 22'97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{10'3 \text{ mol} \cdot 16'04 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 19'36 \frac{\text{kg}_\text{aire}}{\text{kg}_\text{comb}}$$

$$CO_2-C = \frac{M_{CO_2}}{M_{comb}} = \frac{9'7 \text{ mol} \cdot 44'01 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}}{10'3 \text{ mol} \cdot 16'04 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 2'58 \frac{\text{kg}_{CO_2}}{\text{kg}_\text{comb}}$$

2. Porcentaje de aire técnico.

Es decir, si el proceso fuera estequiométrico:



↓



$$c = b \cdot 2 \rightarrow b = 1$$

$$a \cdot 2 O = 2 O + c \cdot O \rightarrow 2a = c + 2 \rightarrow a = 4$$

$$4H = c \cdot 2H \rightarrow c = 2$$

$$4 \cdot 3'76 = d \rightarrow d = 15'04$$

→ Para ESTEQUÍOMETRICA $4 \cdot (4'76) = 19'04$ moles aire por 1 mol CH₄

→ En el CASO FÍSICO $23'2 (4'76) = 110'4$ moles aire por 10'3 mol CH₄

→ esto equivale a $107'8$ moles aire por 1 mol CH₄

falta aire $\frac{19'04}{107'8} = 0'178$ → tenemos el 56'62% del que necesitamos

3. Temperatura de salida de los productos

Sabemos P y T ambiente. Necesitamos las presiones parciales de los productos

$$P_T = P_1 \cdot y_1 + P_2 \cdot y_2 + P_3 \cdot y_3 \dots$$

$$\begin{aligned} \text{L} \rightarrow \text{para } p_T \text{ de } H_2O &\rightarrow \underbrace{(9'7 CO_2 + 0'5 CO + 2'95 O_2 + 86'25 N_2) + 20'6 H_2O}_{100 \text{ moles}} \quad \underbrace{20'6 \text{ moles}}_{y = 82'92\%} \\ &\downarrow \\ &y_{H_2O} = 17'08\% \end{aligned}$$

$$\frac{17'08}{100} = 0'171 \text{ atm}$$

$$\frac{100 - 17'08}{100} = 0'828 \text{ atm}$$

$$\frac{100 - 17'08}{100} = 0'828 \text{ atm}$$

$$P_{H_2O} = 17'08\% \text{ atm} = 0'171 \text{ atm} \quad 1 \text{ atm} = 0'76 \text{ m} \cdot 10^5 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \cdot 3'81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} = 1'014 \text{ bar}$$

$$\rightarrow 0'173 \text{ bar}$$

$$\text{Tensión } (0'173 \text{ bar})_{H_2O} \approx 56^\circ\text{C}$$

4. $\frac{\dot{Q}}{m_c}$ para régimen estacionario

$$0 = \dot{Q}_c + m_e(h_e) - m_s(h_s)$$

La entalpía molar de una sustancia en condiciones (T, p) :

$$\bar{h}(T, p) = h_f^\circ + [\bar{h}(p, T) - \bar{h}(p_{ref}, T_{ref})]$$

↓ ↓ ↓
entalpía molar del entalpía de metano entalpía a condiciones
metano a T, p en condiciones p, T si 1 atm y 298 K.
se comporta como GI.
entalpia de formación.
Son de la tabla A-23

"Poder calorífico" cantidad de calor que desprende un kg de combustible en una reacción completa y estequiométrica.

TABLE A-22 Ideal Gas Properties of Air

T(K), h and u (kJ/kg), s^o (kJ/kg · K)											
when $\Delta s = 0^1$				when $\Delta s = 0$							
T	h	u	s^e	p_r	v_r	T	h	u	s^o	p_r	v_r
200	199.97	142.56	1.29559	0.3363	1707.	450	451.80	322.62	2.11161	5.775	223.6
210	209.97	149.69	1.34444	0.3987	1512.	460	462.02	329.97	2.13407	6.245	211.4
220	219.97	156.82	1.39105	0.4690	1346.	470	472.24	337.32	2.15604	6.742	200.1
230	230.02	164.00	1.43557	0.5477	1205.	480	482.49	344.70	2.17760	7.268	189.5
240	240.02	171.13	1.47824	0.6355	1084.	490	492.74	352.08	2.19876	7.824	179.7
250	250.05	178.28	1.51917	0.7329	979.	500	503.02	359.49	2.21952	8.411	170.6
260	260.09	185.45	1.55848	0.8405	887.8	510	513.32	366.92	2.23993	9.031	162.1
270	270.11	192.60	1.59634	0.9590	808.0	520	523.63	374.36	2.25997	9.684	154.1
280	280.13	199.75	1.63279	1.0889	738.0	530	533.98	381.84	2.27967	10.37	146.7
285	285.14	203.33	1.65055	1.1584	706.1	540	544.35	389.34	2.29906	11.10	139.7
290	290.16	206.91	1.66802	1.2311	676.1	550	554.74	396.86	2.31809	11.86	133.1
295	295.17	210.49	1.68515	1.3068	647.9	560	565.17	404.42	2.33685	12.66	127.0
300	300.19	214.07	1.70203	1.3860	621.2	570	575.59	411.97	2.35531	13.50	121.2
305	305.22	217.67	1.71865	1.4686	596.0	580	586.04	419.55	2.37348	14.38	115.7
310	310.24	221.25	1.73498	1.5546	572.3	590	596.52	427.15	2.39140	15.31	110.6
315	315.27	224.85	1.75106	1.6442	549.8	600	607.02	434.78	2.40902	16.28	105.8
320	320.29	228.42	1.76690	1.7375	528.6	610	617.53	442.42	2.42644	17.30	101.2
325	325.31	232.02	1.78249	1.8345	508.4	620	628.07	450.09	2.44356	18.36	96.92
330	330.34	235.61	1.79783	1.9352	489.4	630	638.63	457.78	2.46048	19.84	92.84
340	340.42	242.82	1.82790	2.149	454.1	640	649.22	465.50	2.47716	20.64	88.99
350	350.49	250.02	1.85708	2.379	422.2	650	659.84	473.25	2.49364	21.86	85.34
360	360.58	257.24	1.88543	2.626	393.4	660	670.47	481.01	2.50985	23.13	81.89
370	370.67	264.46	1.91313	2.892	367.2	670	681.14	488.81	2.52589	24.46	78.61
380	380.77	271.69	1.94001	3.176	343.4	680	691.82	496.62	2.54175	25.85	75.50
390	390.88	278.93	1.96633	3.481	321.5	690	702.52	504.45	2.55731	27.29	72.56
400	400.98	286.16	1.99194	3.806	301.6	700	713.27	512.33	2.57277	28.80	69.76
410	411.12	293.43	2.01699	4.153	283.3	710	724.04	520.23	2.58810	30.38	67.07
420	421.26	300.69	2.04142	4.522	266.6	720	734.82	528.14	2.60319	32.02	64.53
430	431.43	307.99	2.06533	4.915	251.1	730	745.62	536.07	2.61803	33.72	62.13
440	441.61	315.30	2.08870	5.332	236.8	740	756.44	544.02	2.63280	35.50	59.82

1. p_r and v_r data for use with Eqs. 6.43 and 6.44, respectively.

TABLE A-22 (Continued)

Tables in SI Units 757											
T	h	u	u_r	p_r	ρ_r	s_r	T	h	u		
when $A_s = 0$	$T(K), h \text{ and } u(kJ/kg), s_r(kJ/kg \cdot K)$					when $A_s = 0$	$T(K), h \text{ and } u(kJ/kg), s_r(kJ/kg \cdot K)$				
when $A_s = 0$	$T(K), h \text{ and } u(kJ/kg), s_r(kJ/kg \cdot K)$					when $A_s = 0$	$T(K), h \text{ and } u(kJ/kg), s_r(kJ/kg \cdot K)$				
750	767.29	551.99	2.64737	37.35	57.63	1300	1395.97	1022.82	3.27345	330.9	11.275
760	778.18	560.01	2.66176	39.27	55.54	1320	1419.76	1040.88	3.29160	352.5	10.747
770	789.11	568.07	2.67595	41.31	53.39	1340	1443.60	1058.94	3.30959	375.3	10.247
780	800.03	576.12	2.69013	43.35	51.64	1360	1467.49	1077.10	3.32724	399.1	9.780
790	810.99	584.21	2.70400	45.55	49.86	1380	1491.44	1095.26	3.34474	424.2	9.337
800	821.95	592.30	2.71787	47.75	48.08	1400	1515.42	1113.52	3.36200	450.5	8.919
820	843.98	608.59	2.74504	52.59	44.84	1420	1539.44	1131.77	3.37901	478.0	8.526
840	866.08	624.95	2.77170	57.60	41.85	1440	1563.51	1150.13	3.39586	506.9	8.153
860	888.27	641.40	2.79783	63.09	39.12	1460	1587.63	1168.49	3.41247	537.1	7.801
880	910.56	657.95	2.82344	68.98	36.61	1480	1611.79	1186.95	3.42892	568.8	7.468
900	932.93	674.58	2.84856	75.29	34.31	1500	1635.97	1205.41	3.44516	601.9	7.152
920	955.38	691.28	2.87324	82.05	32.18	1520	1660.23	1223.87	3.46120	636.5	6.854
940	977.92	708.08	2.89748	89.28	30.22	1540	1684.51	1242.43	3.47712	672.8	6.659
960	1000.55	725.02	2.92128	97.00	28.40	1560	1708.82	1260.99	3.49276	710.5	6.301
980	1023.25	741.98	2.94468	105.2	26.73	1580	1733.17	1279.65	3.50829	750.0	6.046
1000	1046.04	758.94	2.96770	114.0	25.17	1600	1757.57	1289.30	3.52364	791.2	5.804
1020	1068.89	776.10	2.99034	123.4	23.72	1620	1782.00	1316.96	3.53879	834.1	5.574
1040	1091.85	793.36	3.01260	133.3	22.39	1640	1806.46	1336.72	3.55381	878.9	5.355
1060	1114.86	810.62	3.03449	143.9	21.14	1660	1830.96	1354.48	3.56867	925.6	5.147
1080	1137.89	827.88	3.05608	155.2	19.98	1680	1855.50	1373.24	3.58335	974.2	4.949
1100	1161.07	845.33	3.07732	167.1	18.96	1700	1880.1	1392.7	3.5979	1025	4.761
1120	1184.28	862.79	3.09825	179.7	17.886	1750	1941.6	1439.8	3.6336	1161	4.328
1140	1207.57	880.35	3.11883	193.1	16.946	1800	2003.3	1487.2	3.6684	1310	3.944
1160	1230.92	897.91	3.13916	207.2	16.064	1850	2065.3	1534.9	3.7023	1475	3.601
1180	1254.34	915.57	3.15916	222.2	15.241	1900	2127.4	1582.6	3.7354	1655	3.295
1200	1277.79	933.33	3.17888	238.0	14.470	1950	2189.7	1630.6	3.7677	1852	3.022
1220	1301.31	951.09	3.19834	254.7	13.747	2000	2252.1	1678.7	3.7994	2068	2.776
1240	1324.93	968.95	3.21751	272.3	13.069	2050	2314.6	1726.8	3.8303	2303	2.555
1260	1348.55	986.90	3.23638	290.8	12.435	2100	2377.4	1775.3	3.8605	2559	2.356
1280	1372.24	1004.76	3.25510	310.4	11.835	2150	2440.3	1823.8	3.901	2837	2.175

Source: Tables A-22 are based on J. H. Keenan and J. Kaye, *Gas Tables*, Wiley, New York, 1945.

TABLE A-20 Ideal Gas Specific Heats of Some Common Gases (kJ/kg · K)

Temp. K	c_p	c_v	k	c_p	c_v	k	c_p	c_v	k	Temp. K
	Air			Nitrogen, N ₂			Oxygen, O ₂			
250	1.003	0.716	1.401	1.039	0.742	1.400	0.913	0.653	1.398	250
300	1.005	0.718	1.400	1.039	0.743	1.400	0.918	0.658	1.395	300
350	1.008	0.721	1.398	1.041	0.744	1.399	0.928	0.668	1.389	350
400	1.013	0.726	1.395	1.044	0.747	1.397	0.941	0.681	1.382	400
450	1.020	0.733	1.391	1.049	0.752	1.395	0.956	0.696	1.373	450
500	1.029	0.742	1.387	1.056	0.759	1.391	0.972	0.712	1.365	500
550	1.040	0.753	1.381	1.065	0.768	1.387	0.988	0.728	1.358	550
600	1.051	0.764	1.376	1.075	0.778	1.382	1.003	0.743	1.350	600
650	1.063	0.776	1.370	1.086	0.789	1.376	1.017	0.758	1.343	650
700	1.075	0.788	1.364	1.098	0.801	1.371	1.031	0.771	1.337	700
750	1.087	0.800	1.359	1.110	0.813	1.365	1.043	0.783	1.332	750
800	1.099	0.812	1.354	1.121	0.825	1.360	1.054	0.794	1.327	800
900	1.121	0.834	1.344	1.145	0.849	1.349	1.074	0.814	1.319	900
1000	1.142	0.855	1.336	1.167	0.870	1.341	1.090	0.830	1.313	1000
Temp. K	Carbon Dioxide, CO ₂			Carbon Monoxide, CO			Hydrogen, H ₂			Temp. K
250	0.791	0.602	1.314	1.039	0.743	1.400	14.051	9.927	1.416	250
300	0.846	0.657	1.288	1.040	0.744	1.399	14.307	10.183	1.405	300
350	0.895	0.706	1.268	1.043	0.746	1.398	14.427	10.302	1.400	350
400	0.939	0.750	1.252	1.047	0.751	1.395	14.476	10.352	1.398	400
450	0.978	0.790	1.239	1.054	0.757	1.392	14.501	10.377	1.398	450
500	1.014	0.825	1.229	1.063	0.767	1.387	14.513	10.389	1.397	500
550	1.046	0.857	1.220	1.075	0.778	1.382	14.530	10.405	1.396	550
600	1.075	0.886	1.213	1.087	0.790	1.376	14.546	10.422	1.396	600
650	1.102	0.913	1.207	1.100	0.803	1.370	14.571	10.447	1.395	650
700	1.126	0.937	1.202	1.113	0.816	1.364	14.604	10.480	1.394	700
750	1.148	0.959	1.197	1.126	0.829	1.358	14.645	10.521	1.392	750
800	1.169	0.980	1.193	1.139	0.842	1.353	14.695	10.570	1.390	800
900	1.204	1.015	1.186	1.163	0.866	1.343	14.822	10.698	1.385	900
1000	1.234	1.045	1.181	1.185	0.888	1.335	14.983	10.859	1.380	1000

Source: Adapted from K. Wark, *Thermodynamics*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1983, as based on "Tables of Thermal Properties of Gases," NBS Circular 564, 1955.

TABLE A-10 Properties of Saturated Refrigerant 134a (Liquid–Vapor); Temperature Table

R-134a	Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m ³ /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg		Entropy kJ/kg · K		Temp. °C
			Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Sat. Vapor u_g	Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	
	-40	0.5164	0.7055	0.3569	-0.04	204.45	0.00	222.88	222.88	0.0000	0.9560
	-36	0.6332	0.7113	0.2947	4.68	206.73	4.73	220.67	225.40	0.0201	0.9506
	-32	0.7704	0.7172	0.2451	9.47	209.01	9.52	218.37	227.90	0.0401	0.9456
	-28	0.9305	0.7233	0.2052	14.31	211.29	14.37	216.01	230.38	0.0600	0.9411
	-26	1.0199	0.7265	0.1882	16.75	212.43	16.82	214.80	231.62	0.0699	0.9390
	-24	1.1160	0.7296	0.1728	19.21	213.57	19.29	213.57	232.85	0.0798	0.9370
	-22	1.2192	0.7328	0.1590	21.68	214.70	21.77	212.32	234.08	0.0897	0.9351
	-20	1.3299	0.7361	0.1464	24.17	215.84	24.26	211.05	235.31	0.0996	0.9332
	-18	1.4483	0.7395	0.1350	26.67	216.97	26.77	209.76	236.53	0.1094	0.9315
	-16	1.5748	0.7428	0.1247	29.18	218.10	29.30	208.45	237.74	0.1192	0.9298
	-12	1.8540	0.7498	0.1068	34.25	220.36	34.39	205.77	240.15	0.1388	0.9267
	-8	2.1704	0.7569	0.0919	39.38	222.60	39.54	203.00	242.54	0.1583	0.9239
	-4	2.5274	0.7644	0.0794	44.56	224.84	44.75	200.15	244.90	0.1777	0.9213
	0	2.9282	0.7721	0.0689	49.79	227.06	50.02	197.21	247.23	0.1970	0.9190
	4	3.3765	0.7801	0.0600	55.08	229.27	55.35	194.19	249.53	0.2162	0.9169
	8	3.8756	0.7884	0.0525	60.43	231.46	60.73	191.07	251.80	0.2354	0.9150
	12	4.4294	0.7971	0.0460	65.83	233.63	66.18	187.85	254.03	0.2545	0.9132
	16	5.0416	0.8062	0.0405	71.29	235.78	71.69	184.52	256.22	0.2735	0.9116
	20	5.7160	0.8157	0.0358	76.80	237.91	77.26	181.09	258.36	0.2924	0.9102
	24	6.4566	0.8257	0.0317	82.37	240.01	82.90	177.55	260.45	0.3113	0.9089
	26	6.8530	0.8309	0.0298	85.18	241.05	85.75	175.73	261.48	0.3208	0.9082
	28	7.2675	0.8362	0.0281	88.00	242.08	88.61	173.89	262.50	0.3302	0.9076
	30	7.7006	0.8417	0.0265	90.84	243.10	91.49	172.00	263.50	0.3396	0.9070
	32	8.1528	0.8473	0.0250	93.70	244.12	94.39	170.09	264.48	0.3490	0.9064
	34	8.6247	0.8530	0.0236	96.58	245.12	97.31	168.14	265.45	0.3584	0.9058
	36	9.1168	0.8590	0.0223	99.47	246.11	100.25	166.15	266.40	0.3678	0.9053
	38	9.6298	0.8651	0.0210	102.38	247.09	103.21	164.12	267.33	0.3772	0.9047
	40	10.164	0.8714	0.0199	105.30	248.06	106.19	162.05	268.24	0.3866	0.9041
	42	10.720	0.8780	0.0188	108.25	249.02	109.19	159.94	269.14	0.3960	0.9035
	44	11.299	0.8847	0.0177	111.22	249.96	112.22	157.79	270.01	0.4054	0.9030
	48	12.526	0.8989	0.0159	117.22	251.79	118.35	153.33	271.68	0.4243	0.9017
	52	13.851	0.9142	0.0142	123.31	253.55	124.58	148.66	273.24	0.4432	0.9004
	56	15.278	0.9308	0.0127	129.51	255.23	130.93	143.75	274.68	0.4622	0.8990
	60	16.813	0.9488	0.0114	135.82	256.81	137.42	138.57	275.99	0.4814	0.8973
	70	21.162	1.0027	0.0086	152.22	260.15	154.34	124.08	278.43	0.5302	0.8918
	80	26.324	1.0766	0.0064	169.88	262.14	172.71	106.41	279.12	0.5814	0.8827
	90	32.435	1.1949	0.0046	189.82	261.34	193.69	82.63	276.32	0.6380	0.8655
	100	39.742	1.5443	0.0027	218.60	248.49	224.74	34.40	259.13	0.7196	0.8117

Source: Tables A-10 through A-12 are calculated based on equations from D. P. Wilson and R. S. Basu, "Thermodynamic Properties of a New Stratospherically Safe Working Fluid—Refrigerant 134a," *ASHRAE Trans.*, Vol. 94, Pt. 2, 1988, pp. 2095–2118.

R-134a

Press., bar	Temp., °C	Properties of Saturated Refrigerant 134a (Liquid-Vapor): Pressure Table									
		Specific Volume m^3/kg	Internal Energy kJ/kg	Enthalpy kJ/kg		Entropy $J/kg \cdot K$		Sat. Vapor kg/m^3		Press., bar	
Sat.	Sat.	Sat.	Sat.	Liquid Vapor	Vapor Liqui	h_f	h_g	s_f	s_g		
0.6	-37.07	0.7097	0.3100	3.41	206.12	3.46	221.27	0.0147	0.9520	0.8	
1.0	-26.43	0.7258	0.2366	10.41	209.46	10.47	217.92	0.0440	0.9447	1.0	
1.2	-22.36	0.7323	0.1917	16.22	212.18	16.29	231.35	0.0678	0.9395	1.2	
1.4	-18.80	0.7381	0.1614	21.23	214.50	21.32	212.4	0.0879	0.9354	1.4	
1.6	-15.62	0.7435	0.1229	29.66	218.32	29.78	237.97	0.1211	0.9295	1.6	
1.8	-12.73	0.7485	0.1098	33.31	33.45	33.45	239.71	0.1352	0.9273	1.8	
2.0	-10.09	0.7532	0.0993	36.69	206.26	36.84	221.43	0.1481	0.9253	2.0	
2.4	-5.37	0.7618	0.0834	42.95	224.07	42.95	244.09	0.1710	0.9222	2.4	
2.8	-1.23	0.7697	0.0719	48.18	226.38	48.39	246.52	0.1911	0.9197	2.8	
3.2	2.48	0.7770	0.0632	53.31	228.43	53.31	248.66	0.2089	0.9177	3.2	
3.6	5.84	0.7839	0.0564	57.54	230.28	57.82	250.58	0.2251	0.9160	3.6	
4.0	8.93	0.7893	0.0509	57.54	231.97	61.69	252.32	0.2399	0.9145	4.0	
5.0	15.74	0.7940	0.0409	70.93	235.64	62.00	256.07	0.2723	0.9117	5.0	
6.0	21.58	0.8196	0.0341	71.33	184.74	62.68	256.18	0.3054	0.9066	6.0	
7.0	26.72	0.8292	0.0292	86.19	241.42	86.78	261.07	0.3242	0.9080	7.0	
8.0	31.33	0.8454	0.0255	92.75	243.78	93.42	264.15	0.3459	0.9054	8.0	
9.0	35.53	0.8576	0.0226	98.79	245.88	99.56	266.2	0.3656	0.9043	9.0	
10.0	39.39	0.8695	0.0202	104.42	247.77	105.29	267.97	0.3838	0.9023	10.0	
12.0	46.32	0.8928	0.0166	114.69	251.03	115.76	270.99	0.4164	0.9023	12.0	
14.0	52.43	0.9159	0.0140	123.98	253.74	125.26	273.40	0.4453	0.9003	14.0	
16.0	57.92	0.9392	0.0121	132.52	256.00	134.02	275.33	0.4714	0.8982	16.0	
18.0	62.91	0.9631	0.0105	134.60	257.88	142.22	277.83	0.4954	0.8959	18.0	
20.0	67.49	0.9878	0.0093	140.49	259.41	148.02	277.94	0.5178	0.8934	20.0	
25.0	77.59	1.0562	0.0069	165.48	261.84	168.12	278.17	0.5687	0.8854	25.0	
30.0	86.22	1.1416	0.0053	181.88	265.30	185.30	278.01	0.6156	0.8735	30.0	

TABLE A-11 Properties of Saturated Refrigerant 134a (Liquid-Vapor): Pressure Table

TABLE A-12 Properties of Superheated Refrigerant 134a Vapor

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$p = 0.6 \text{ bar} = 0.06 \text{ MPa}$								
$(T_{\text{sat}} = -37.07^\circ\text{C})$								
Sat.	0.31003	206.12	224.72	0.9520	0.19170	212.18	231.35	0.9395
-20	0.33536	217.86	237.98	1.0062	0.19770	216.77	236.54	0.9602
-10	0.34992	224.97	245.96	1.0371	0.20686	224.01	244.70	0.9918
0	0.36433	232.24	254.10	1.0675	0.21587	231.41	252.99	1.0227
10	0.37861	239.69	262.41	1.0973	0.22473	238.96	261.43	1.0531
20	0.39279	247.32	270.89	1.1267	0.23349	246.67	270.02	1.0829
30	0.40688	255.12	279.53	1.1557	0.24216	254.54	278.76	1.1122
40	0.42091	263.10	288.35	1.1844	0.25076	262.58	287.66	1.1411
50	0.43487	271.25	297.34	1.2126	0.25930	270.79	296.72	1.1696
60	0.44879	279.58	306.51	1.2405	0.26779	279.16	305.94	1.1977
70	0.46266	288.08	315.84	1.2681	0.27623	287.70	315.32	1.2254
80	0.47650	296.75	325.34	1.2954	0.28464	296.40	324.87	1.2528
90	0.49031	305.58	335.00	1.3224	0.29302	305.27	334.57	1.2799
$p = 1.0 \text{ bar} = 0.10 \text{ MPa}$								
$(T_{\text{sat}} = -26.43^\circ\text{C})$								
Sat.	0.13945	216.52	236.04	0.9322	0.10983	219.94	239.71	0.9273
-10	0.14549	223.03	243.40	0.9606	0.11135	222.02	242.06	0.9362
0	0.15219	230.55	251.86	0.9922	0.11678	229.67	250.69	0.9684
10	0.15875	238.21	260.43	1.0230	0.12207	237.44	259.41	0.9998
20	0.16520	246.01	269.13	1.0532	0.12723	245.33	268.23	1.0304
30	0.17155	253.96	277.97	1.0828	0.13230	253.36	277.17	1.0604
40	0.17783	262.06	286.96	1.1120	0.13730	261.53	286.24	1.0898
50	0.18404	270.32	296.09	1.1407	0.14222	269.85	295.45	1.1187
60	0.19020	278.74	305.37	1.1690	0.14710	278.31	304.79	1.1472
70	0.19633	287.32	314.80	1.1969	0.15193	286.93	314.28	1.1753
80	0.20241	296.06	324.39	1.2244	0.15672	295.71	323.92	1.2030
90	0.20846	304.95	334.14	1.2516	0.16148	304.63	333.70	1.2303
100	0.21449	314.01	344.04	1.2785	0.16622	313.72	343.63	1.2573
$p = 1.4 \text{ bar} = 0.14 \text{ MPa}$								
$(T_{\text{sat}} = -18.80^\circ\text{C})$								
Sat.	0.13945	216.52	236.04	0.9322	0.10983	219.94	239.71	0.9273
-10	0.14549	223.03	243.40	0.9606	0.11135	222.02	242.06	0.9362
0	0.15219	230.55	251.86	0.9922	0.11678	229.67	250.69	0.9684
10	0.15875	238.21	260.43	1.0230	0.12207	237.44	259.41	0.9998
20	0.16520	246.01	269.13	1.0532	0.12723	245.33	268.23	1.0304
30	0.17155	253.96	277.97	1.0828	0.13230	253.36	277.17	1.0604
40	0.17783	262.06	286.96	1.1120	0.13730	261.53	286.24	1.0898
50	0.18404	270.32	296.09	1.1407	0.14222	269.85	295.45	1.1187
60	0.19020	278.74	305.37	1.1690	0.14710	278.31	304.79	1.1472
70	0.19633	287.32	314.80	1.1969	0.15193	286.93	314.28	1.1753
80	0.20241	296.06	324.39	1.2244	0.15672	295.71	323.92	1.2030
90	0.20846	304.95	334.14	1.2516	0.16148	304.63	333.70	1.2303
100	0.21449	314.01	344.04	1.2785	0.16622	313.72	343.63	1.2573
$p = 2.0 \text{ bar} = 0.20 \text{ MPa}$								
$(T_{\text{sat}} = -10.09^\circ\text{C})$								
Sat.	0.09933	221.43	241.30	0.9253	0.08343	224.07	244.09	0.9222
-10	0.09938	221.50	241.38	0.9256	0.08574	228.31	248.89	0.9399
0	0.10438	229.23	250.10	0.9582	0.08993	236.26	257.84	0.9721
10	0.10922	237.05	258.89	0.9898	0.09399	244.30	266.85	1.0034
20	0.11394	244.99	267.78	1.0206	0.09794	252.45	275.95	1.0339
30	0.11856	253.06	276.77	1.0508	0.10181	260.72	285.16	1.0637
40	0.12311	261.26	285.88	1.0804	0.10562	269.12	294.47	1.0930
50	0.12758	269.61	295.12	1.1094	0.10937	277.67	303.91	1.1218
60	0.13201	278.10	304.50	1.1380	0.11307	286.35	313.49	1.1501
70	0.13639	286.74	314.02	1.1661	0.11674	295.18	323.19	1.1780
80	0.14073	295.53	323.68	1.1939	0.12037	304.15	333.04	1.2055
90	0.14504	304.47	333.48	1.2212	0.12398	313.27	343.03	1.2326
$p = 2.4 \text{ bar} = 0.24 \text{ MPa}$								
$(T_{\text{sat}} = -5.37^\circ\text{C})$								
Sat.	0.09933	221.43	241.30	0.9253	0.08343	224.07	244.09	0.9222
-10	0.09938	221.50	241.38	0.9256	0.08574	228.31	248.89	0.9399
0	0.10438	229.23	250.10	0.9582	0.08993	236.26	257.84	0.9721
10	0.10922	237.05	258.89	0.9898	0.09399	244.30	266.85	1.0034
20	0.11394	244.99	267.78	1.0206	0.09794	252.45	275.95	1.0339
30	0.11856	253.06	276.77	1.0508	0.10181	260.72	285.16	1.0637
40	0.12311	261.26	285.88	1.0804	0.10562	269.12	294.47	1.0930
50	0.12758	269.61	295.12	1.1094	0.10937	277.67	303.91	1.1218
60	0.13201	278.10	304.50	1.1380	0.11307	286.35	313.49	1.1501
70	0.13639	286.74	314.02	1.1661	0.11674	295.18	323.19	1.1780
80	0.14073	295.53	323.68	1.1939	0.12037	304.15	333.04	1.2055
90	0.14504	304.47	333.48	1.2212	0.12398	313.27	343.03	1.2326

TABLE A-12 (Continued)

T	m^3/kg	μ	u	h	s	a	m^3/kg	kJ/kg	kJ/kg . K	h	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg . K
$(T_{\text{sat}} = -1.23^\circ\text{C})$													
0	0.07193	226.38	246.52	0.9197		0.06322	228.43	248.66	0.9177				
10	0.07613	227.37	247.64	0.9238		0.06576	234.61	255.65	0.9427				
20	0.07972	243.59	265.91	0.9566		0.06901	242.87	264.95	0.9749				
30	0.08320	251.83	275.12	1.0192		0.07214	251.19	274.28	1.0062				
40	0.08660	260.17	284.42	1.0494		0.07518	259.61	283.67	1.0367				
50	0.08992	268.64	293.81	1.0789		0.07815	268.14	293.15	1.0665				
60	0.09319	277.23	303.32	1.1079		0.08392	276.79	302.72	1.0957				
70	0.09641	285.96	312.95	1.1364		0.08392	285.56	312.41	1.1243				
80	0.09960	294.82	322.71	1.1644		0.08674	294.46	322.22	1.1525				
90	0.06405	275.89	301.51	1.0748		0.05043	274.73	299.95	1.0531				
100	0.07327	312.07	341.38	1.1878		0.05240	283.72	309.92	1.0825				
110	0.07530	302.84	331.25	1.1602		0.05620	302.00	330.10	1.1397				
120	0.07771	330.94	362.03	1.2417		0.05620	302.80	319.96	1.1114				
130	0.07991	340.58	372.54	1.2681		0.05805	311.31	340.33	1.1675				
140	0.08208	350.35	383.18	1.2941		0.06168	330.30	361.14	1.2218				
150	0.05550	359.21	392.52	1.2844		0.04599	348.66	380.86	1.2444				
160	0.05698	369.32	403.51	1.3100		0.04857	368.82	402.82	1.2963				

Sat.	0.03408	238.74	259.19	0.9097		$p = 6.0 \text{ bar} = 0.60 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 21.58^\circ\text{C})$
40	0.03581	246.41	267.89	0.9388		$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 26.72^\circ\text{C})$
50	0.03598	264.48	288.23	1.0037		$p = 8.0 \text{ bar} = 0.80 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 30.48^\circ\text{C})$
60	0.04134	273.54	298.35	1.0346		$p = 9.0 \text{ bar} = 0.90 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 34.06^\circ\text{C})$
70	0.04304	282.66	308.48	1.0645		$p = 10.0 \text{ bar} = 1.00 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 37.74^\circ\text{C})$
80	0.04469	291.86	318.67	1.0938		$p = 11.0 \text{ bar} = 1.10 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 41.78^\circ\text{C})$
90	0.04631	301.14	328.93	1.1225		$p = 12.0 \text{ bar} = 1.20 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 45.74^\circ\text{C})$
100	0.04790	310.53	339.27	1.1505		$p = 13.0 \text{ bar} = 1.30 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 49.71^\circ\text{C})$
110	0.04946	320.03	349.70	1.1781		$p = 14.0 \text{ bar} = 1.40 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 53.64^\circ\text{C})$
120	0.05099	329.64	360.24	1.2053		$p = 15.0 \text{ bar} = 1.50 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 57.58^\circ\text{C})$
130	0.05251	339.38	370.88	1.2320		$p = 16.0 \text{ bar} = 1.60 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 61.51^\circ\text{C})$
140	0.05402	349.23	381.64	1.2584		$p = 17.0 \text{ bar} = 1.70 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 65.44^\circ\text{C})$
150	0.05550	359.21	392.52	1.2844		$p = 18.0 \text{ bar} = 1.80 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 69.37^\circ\text{C})$
160	0.05698	369.32	403.51	1.3100		$p = 19.0 \text{ bar} = 1.90 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 73.29^\circ\text{C})$

Sat.	0.05089	231.97	252.32	0.9145		$p = 4.0 \text{ bar} = 0.40 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 8.93^\circ\text{C})$
20	0.05397	241.37	262.96	0.9515		$p = 5.0 \text{ bar} = 0.50 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 15.74^\circ\text{C})$
30	0.05662	249.89	272.54	0.9837		$p = 6.0 \text{ bar} = 0.60 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 21.58^\circ\text{C})$
40	0.05917	258.47	282.14	1.0148		$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 26.72^\circ\text{C})$
50	0.06164	267.13	291.79	1.0452		$p = 8.0 \text{ bar} = 0.80 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 30.48^\circ\text{C})$
60	0.06405	275.89	301.51	1.0748		$p = 9.0 \text{ bar} = 0.90 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 34.06^\circ\text{C})$
70	0.06641	284.75	311.32	1.1038		$p = 10.0 \text{ bar} = 1.00 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 37.74^\circ\text{C})$
80	0.06873	293.73	321.23	1.1322		$p = 11.0 \text{ bar} = 1.10 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 41.78^\circ\text{C})$
90	0.07102	302.84	331.25	1.1602		$p = 12.0 \text{ bar} = 1.20 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 45.74^\circ\text{C})$
100	0.07327	312.07	341.38	1.1878		$p = 13.0 \text{ bar} = 1.30 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 49.71^\circ\text{C})$
110	0.07530	321.44	351.64	1.2149		$p = 14.0 \text{ bar} = 1.40 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 53.64^\circ\text{C})$
120	0.07771	330.94	362.03	1.2417		$p = 15.0 \text{ bar} = 1.50 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 57.58^\circ\text{C})$
130	0.07991	340.58	372.54	1.2681		$p = 16.0 \text{ bar} = 1.60 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 61.51^\circ\text{C})$
140	0.08208	350.35	383.18	1.2941		$p = 17.0 \text{ bar} = 1.70 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 65.44^\circ\text{C})$

Sat.	0.07193	226.38	246.52	0.9197		$p = 2.8 \text{ bar} = 0.28 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 2.48^\circ\text{C})$
0	0.07240	227.37	247.64	0.9238		$p = 3.2 \text{ bar} = 0.32 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 4.80^\circ\text{C})$
10	0.07613	235.44	256.76	0.9566		$p = 4.0 \text{ bar} = 0.40 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 8.93^\circ\text{C})$
20	0.07972	243.59	265.91	0.9883		$p = 5.0 \text{ bar} = 0.50 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 15.74^\circ\text{C})$
30	0.08320	251.83	275.12	1.0192		$p = 6.0 \text{ bar} = 0.60 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 21.58^\circ\text{C})$
40	0.08660	260.17	284.42	1.0494		$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 26.72^\circ\text{C})$
50	0.08992	268.64	293.81	1.0789		$p = 8.0 \text{ bar} = 0.80 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 30.48^\circ\text{C})$
60	0.09319	277.23	303.32	1.1079		$p = 9.0 \text{ bar} = 0.90 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 34.06^\circ\text{C})$
70	0.09641	285.96	312.95	1.1364		$p = 10.0 \text{ bar} = 1.00 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 37.74^\circ\text{C})$
80	0.09960	294.82	322.71	1.1644		$p = 11.0 \text{ bar} = 1.10 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 41.78^\circ\text{C})$
90	0.10275	303.83	332.60	1.1920		$p = 12.0 \text{ bar} = 1.20 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 45.74^\circ\text{C})$
100	0.10587	312.98	342.62	1.2193		$p = 13.0 \text{ bar} = 1.30 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 49.71^\circ\text{C})$
110	0.10897	322.27	352.78	1.2461		$p = 14.0 \text{ bar} = 1.40 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 53.64^\circ\text{C})$
120	0.11205	331.71	363.08	1.2727		$p = 15.0 \text{ bar} = 1.50 \text{ MPa}$	$(T_{\text{sat}} = 57.58^\circ\text{C})$

TABLE A-12 (Continued)

T	v	m^3/kg	k_J/kg	K_J/kg	m^3/kg	u	h	h	h	h	h	s
$p = 8.0 \text{ bar} = 0.80 \text{ MPa}$ ($T_{sa} = 31.33^\circ\text{C}$)												
40	0.02547	243.78	264.15	0.9066	0.02255	245.88	266.18	0.9054	0.02255	245.88	266.18	0.9054
50	0.02691	252.13	273.66	0.9374	0.02325	250.32	271.25	0.9217	0.02325	250.32	271.25	0.9217
60	0.02992	271.04	294.98	0.9711	0.02472	260.09	282.34	0.9566	0.02472	260.09	282.34	0.9566
70	0.03131	280.45	305.50	1.0034	0.02609	269.72	293.21	0.9897	0.02609	269.72	293.21	0.9897
80	0.03264	289.89	316.00	1.0647	0.02738	279.30	303.94	1.0214	0.02738	279.30	303.94	1.0214
90	0.03393	299.37	326.52	1.1094	0.02980	288.87	314.62	1.0521	0.02980	288.87	314.62	1.0521
100	0.03519	308.93	337.08	1.1227	0.03095	308.11	335.96	1.1109	0.03095	308.11	335.96	1.1109
110	0.03642	318.57	347.71	1.1508	0.03207	317.82	346.68	1.1392	0.03207	317.82	346.68	1.1392
120	0.03762	328.31	358.40	1.1784	0.03316	327.62	357.47	1.1670	0.03316	327.62	357.47	1.1670
130	0.03881	338.14	369.19	1.2055	0.03423	337.52	368.33	1.1943	0.03423	337.52	368.33	1.1943
140	0.03997	348.09	380.07	1.2321	0.03529	347.51	379.27	1.2211	0.03529	347.51	379.27	1.2211
150	0.04113	358.15	391.05	1.2584	0.03633	357.61	390.31	1.2475	0.03633	357.61	390.31	1.2475
160	0.04227	368.32	402.14	1.2843	0.03736	367.82	401.44	1.2735	0.03736	367.82	401.44	1.2735
170	0.04340	378.61	413.33	1.3098	0.03838	378.14	412.68	1.2922	0.03838	378.14	412.68	1.2922
180	0.04452	389.02	424.63	1.3351	0.03939	388.57	424.02	1.3245	0.03939	388.57	424.02	1.3245
$p = 12.0 \text{ bar} = 1.00 \text{ MPa}$ ($T_{sa} = 39.39^\circ\text{C}$)												
40	0.02020	247.77	267.97	0.9043	0.01666	251.03	270.99	0.9023	0.01666	251.03	270.99	0.9023
50	0.02029	248.39	268.68	0.9066	0.01835	258.42	287.44	0.9164	0.01835	258.42	287.44	0.9164
60	0.02301	268.35	291.36	0.9768	0.01947	275.59	298.96	0.9527	0.01947	275.59	298.96	0.9527
70	0.02423	278.11	302.34	1.0093	0.02244	275.54	332.47	1.0804	0.02244	275.54	332.47	1.0804
80	0.02538	287.82	313.20	1.0405	0.02050	295.59	321.39	1.0503	0.02050	295.59	321.39	1.0503
90	0.02649	297.53	324.01	1.0707	0.02051	285.62	310.24	1.0192	0.02051	285.62	310.24	1.0192
100	0.02755	307.27	324.01	1.1000	0.02150	295.59	321.39	1.1096	0.02150	295.59	321.39	1.1096
110	0.02858	317.06	345.65	1.1286	0.02335	315.50	343.52	1.1096	0.02335	315.50	343.52	1.1096
120	0.02959	326.93	356.52	1.1567	0.02423	325.51	354.58	1.1381	0.02423	325.51	354.58	1.1381
130	0.03058	336.88	365.58	1.1841	0.02508	335.58	365.68	1.1660	0.02508	335.58	365.68	1.1660
140	0.03154	346.92	378.46	1.2111	0.02592	345.73	376.83	1.1933	0.02592	345.73	376.83	1.1933
150	0.03250	357.06	389.56	1.2376	0.02674	355.95	388.04	1.2201	0.02674	355.95	388.04	1.2201
160	0.03344	367.31	400.74	1.2638	0.02754	366.27	399.33	1.2465	0.02754	366.27	399.33	1.2465
170	0.03436	377.66	412.02	1.2895	0.02854	376.69	410.70	1.2724	0.02854	376.69	410.70	1.2724
180	0.03528	388.12	423.40	1.3149	0.02912	387.21	422.16	1.2980	0.02912	387.21	422.16	1.2980
$p = 14.0 \text{ bar} = 1.40 \text{ MPa}$ ($T_{sa} = 52.43^\circ\text{C}$)												
90	0.01792	283.29	307.10	0.9997	0.01435	280.78	303.74	0.9813	0.01435	280.78	303.74	0.9813
100	0.01701	283.29	307.10	0.9658	0.01340	269.89	291.33	0.9457	0.01340	269.89	291.33	0.9457
110	0.01690	272.87	293.51	0.9069	0.01233	258.48	278.20	0.8982	0.01233	258.48	278.20	0.8982
120	0.02039	293.51	324.05	1.1218	0.01960	291.39	315.72	1.0467	0.01960	291.39	315.72	1.0467
130	0.02115	313.88	341.32	1.1501	0.01677	312.20	339.04	1.0773	0.01677	312.20	339.04	1.0773
140	0.02189	344.50	375.15	1.1777	0.01887	343.24	373.44	1.1638	0.01887	343.24	373.44	1.1638
150	0.02262	354.82	386.49	1.2048	0.01953	353.66	384.91	1.1912	0.01953	353.66	384.91	1.1912
160	0.02333	365.22	397.89	1.2315	0.02080	374.71	407.99	1.2445	0.02080	374.71	407.99	1.2445
170	0.02403	375.71	409.36	1.2576	0.02017	364.15	396.43	1.2181	0.02017	364.15	396.43	1.2181
180	0.02472	386.29	420.90	1.2834	0.02142	385.35	419.62	1.2704	0.02142	385.35	419.62	1.2704
190	0.02541	396.96	442.53	1.3088	0.02203	396.08	431.33	1.2960	0.02203	396.08	431.33	1.2960
200	0.02608	407.73	444.24	1.3338	0.02163	406.90	443.11	1.3212	0.02163	406.90	443.11	1.3212

TABLE A-2 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Temperature Table

H_2O	Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m^3/kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg		Entropy kJ/kg · K		Temp. °C
			Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Sat. Vapor u_g	Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	
.01	0.00611	1.0002	206.136	0.00	2375.3	0.01	2501.3	2501.4	0.0000	9.1562	.01
4	0.00813	1.0001	157.232	16.77	2380.9	16.78	2491.9	2508.7	0.0610	9.0514	4
5	0.00872	1.0001	147.120	20.97	2382.3	20.98	2489.6	2510.6	0.0761	9.0257	5
6	0.00935	1.0001	137.734	25.19	2383.6	25.20	2487.2	2512.4	0.0912	9.0003	6
8	0.01072	1.0002	120.917	33.59	2386.4	33.60	2482.5	2516.1	0.1212	8.9501	8
10	0.01228	1.0004	106.379	42.00	2389.2	42.01	2477.7	2519.8	0.1510	8.9008	10
11	0.01312	1.0004	99.857	46.20	2390.5	46.20	2475.4	2521.6	0.1658	8.8765	11
12	0.01402	1.0005	93.784	50.41	2391.9	50.41	2473.0	2523.4	0.1806	8.8524	12
13	0.01497	1.0007	88.124	54.60	2393.3	54.60	2470.7	2525.3	0.1953	8.8285	13
14	0.01598	1.0008	82.848	58.79	2394.7	58.80	2468.3	2527.1	0.2099	8.8048	14
15	0.01705	1.0009	77.926	62.99	2396.1	62.99	2465.9	2528.9	0.2245	8.7814	15
16	0.01818	1.0011	73.333	67.18	2397.4	67.19	2463.6	2530.8	0.2390	8.7582	16
17	0.01938	1.0012	69.044	71.38	2398.8	71.38	2461.2	2532.6	0.2535	8.7351	17
18	0.02064	1.0014	65.038	75.57	2400.2	75.58	2458.8	2534.4	0.2679	8.7123	18
19	0.02198	1.0016	61.293	79.76	2401.6	79.77	2456.5	2536.2	0.2823	8.6897	19
20	0.02339	1.0018	57.791	83.95	2402.9	83.96	2454.1	2538.1	0.2966	8.6672	20
21	0.02487	1.0020	54.514	88.14	2404.3	88.14	2451.8	2539.9	0.3109	8.6450	21
22	0.02645	1.0022	51.447	92.32	2405.7	92.33	2449.4	2541.7	0.3251	8.6229	22
23	0.02810	1.0024	48.574	96.51	2407.0	96.52	2447.0	2543.5	0.3393	8.6011	23
24	0.02985	1.0027	45.883	100.70	2408.4	100.70	2444.7	2545.4	0.3534	8.5794	24
25	0.03169	1.0029	43.360	104.88	2409.8	104.89	2442.3	2547.2	0.3674	8.5580	25
26	0.03363	1.0032	40.994	109.06	2411.1	109.07	2439.9	2549.0	0.3814	8.5367	26
27	0.03567	1.0035	38.774	113.25	2412.5	113.25	2437.6	2550.8	0.3954	8.5156	27
28	0.03782	1.0037	36.690	117.42	2413.9	117.43	2435.2	2552.6	0.4093	8.4946	28
29	0.04008	1.0040	34.733	121.60	2415.2	121.61	2432.8	2554.5	0.4231	8.4739	29
30	0.04246	1.0043	32.894	125.78	2416.6	125.79	2430.5	2556.3	0.4369	8.4533	30
31	0.04496	1.0046	31.165	129.96	2418.0	129.97	2428.1	2558.1	0.4507	8.4329	31
32	0.04759	1.0050	29.540	134.14	2419.3	134.15	2425.7	2559.9	0.4644	8.4127	32
33	0.05034	1.0053	28.011	138.32	2420.7	138.33	2423.4	2561.7	0.4781	8.3927	33
34	0.05324	1.0056	26.571	142.50	2422.0	142.50	2421.0	2563.5	0.4917	8.3728	34
35	0.05628	1.0060	25.216	146.67	2423.4	146.68	2418.6	2565.3	0.5053	8.3531	35
36	0.05947	1.0063	23.940	150.85	2424.7	150.86	2416.2	2567.1	0.5188	8.3336	36
38	0.06632	1.0071	21.602	159.20	2427.4	159.21	2411.5	2570.7	0.5458	8.2950	38
40	0.07384	1.0078	19.523	167.56	2430.1	167.57	2406.7	2574.3	0.5725	8.2570	40
45	0.09593	1.0099	15.258	188.44	2436.8	188.45	2394.8	2583.2	0.6387	8.1648	45

TABLE A-2 (Continued)

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m ³ /kg									
		Sat. Liquid Vapor	$\omega_r \times 10^3$	Sat. Liquid Vapor	Sat. Liqui d	Evap. Sat.	Sat. Vapor	Liquid Vapor	Sat. Vapor	Sat. Vapor	Temp. °C
50	1.1235	1.0121	12.032	209.32	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	7.038	8.0763	50
55	1.1576	1.0146	9.568	230.21	2450.1	230.23	2340.1	230.23	7.679	7.9913	55
60	1.1994	1.0172	7.671	251.11	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	8.312	7.9096	60
65	2.2503	1.0199	6.197	272.02	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	8.935	7.8310	65
70	.3119	1.0228	5.042	292.95	2469.6	292.98	2333.8	2626.8	.9549	7.7553	70
75	.3858	1.0259	4.131	313.90	2475.9	313.93	2321.4	2635.3	1.0155	7.6824	75
80	.4739	1.0291	3.407	334.86	2482.2	334.91	2308.8	2643.7	1.0753	7.6122	80
85	.5783	1.0325	2.828	355.84	2484.4	355.90	2296.0	2651.9	1.1343	7.5445	85
90	.7014	1.0360	2.361	376.85	2494.5	376.92	2283.2	2660.1	1.1925	7.4791	90
95	.8455	1.0397	1.982	397.88	2500.6	397.96	2270.2	2668.1	1.2500	7.4159	95
100	1.014	1.0435	1.673	418.94	2506.5	419.04	2257.0	2676.1	1.3069	7.3549	100
110	1.433	1.0516	1.210	461.14	2518.1	461.30	2230.2	2691.5	1.4185	7.2387	110
120	1.985	1.0603	0.8919	503.50	2529.3	503.71	2202.6	2706.3	1.5276	7.1296	120
130	2.701	1.0697	0.6965	546.02	2539.9	546.31	2174.2	2720.5	1.6344	7.0269	130
140	3.613	1.0797	0.5089	588.74	2550.0	589.13	2144.7	2733.9	1.7391	6.9299	140
150	4.758	1.0905	0.3928	631.68	2559.5	632.20	2114.3	2746.5	1.8418	6.8379	150
160	6.178	1.1020	0.3071	674.86	2568.4	675.55	2082.6	2758.1	1.9427	6.7502	160
170	7.917	1.1143	0.2428	718.33	2576.5	719.21	2049.5	2768.7	2.0419	6.6663	170
180	10.02	1.1174	0.1941	762.09	2583.7	763.62	2015.0	2788.2	2.1396	6.5857	180
190	12.54	1.1414	0.1565	806.19	2590.0	807.62	1978.8	2786.4	2.2359	6.5079	190
200	15.54	1.1565	0.1274	850.65	2595.3	852.45	1940.7	2793.2	2.3309	6.4323	200
210	19.06	1.1726	0.1044	900.12	2603.9	943.62	1858.5	2802.1	2.5178	6.2861	210
220	23.18	1.176	0.08619	940.87	2602.4	943.62	1858.5	2798.5	2.4248	6.3585	220
230	27.95	1.2088	0.07158	986.74	2604.0	980.12	1813.8	2804.0	2.6099	6.2146	230
240	33.44	1.2291	0.05976	1003.2	2604.0	1037.3	1766.5	2803.8	2.7015	6.1437	240
250	39.73	1.2512	0.05013	1080.4	2602.4	1085.4	1716.2	2801.5	2.7927	6.0730	250
260	46.88	1.2755	0.04221	1128.4	2599.0	1134.4	1662.5	2796.6	2.8838	6.0019	260
270	54.99	1.3023	0.03564	1177.4	2593.7	1184.5	1605.2	2789.7	2.9751	5.9301	270
280	64.12	1.3321	0.03017	1227.5	2586.1	1236.0	1543.6	2779.6	3.0668	5.8571	280
290	74.36	1.3656	0.02557	1278.9	2576.0	1289.1	1477.1	2766.2	3.1594	5.7821	290
300	85.81	1.4036	0.02167	1332.0	2563.0	1344.0	1404.9	2749.0	3.2534	5.7045	300
320	112.7	1.4988	0.01549	1444.6	2525.5	1461.5	1238.6	2700.1	3.4480	5.5362	320
340	145.9	1.6379	0.01080	1570.3	2464.6	1594.2	1027.9	2622.0	3.6594	5.3357	340
360	186.5	1.6925	0.006945	1725.2	2351.5	1760.5	1720.5	2481.0	3.9147	5.0526	360
374.14	220.9	3.155	0.0003155	2029.6	2029.6	0	2099.3	2099.3	4.4298	4.4298	374.14

Source: Tables A-2 through A-5 are extracted from J. H. Keenan, F. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1969.

TABLE A-3 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Pressure Table

H_2O	Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m^3/kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg		Entropy $kJ/kg \cdot K$		Press. bar	
			Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Sat. Vapor u_g	Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f		
	0.04	28.96	1.0040	34.800	121.45	2415.2	121.46	2432.9	2554.4	0.4226	8.4746	0.04
	0.06	36.16	1.0064	23.739	151.53	2425.0	151.53	2415.9	2567.4	0.5210	8.3304	0.06
	0.08	41.51	1.0084	18.103	173.87	2432.2	173.88	2403.1	2577.0	0.5926	8.2287	0.08
	0.10	45.81	1.0102	14.674	191.82	2437.9	191.83	2392.8	2584.7	0.6493	8.1502	0.10
	0.20	60.06	1.0172	7.649	251.38	2456.7	251.40	2358.3	2609.7	0.8320	7.9085	0.20
	0.30	69.10	1.0223	5.229	289.20	2468.4	289.23	2336.1	2625.3	0.9439	7.7686	0.30
	0.40	75.87	1.0265	3.993	317.53	2477.0	317.58	2319.2	2636.8	1.0259	7.6700	0.40
	0.50	81.33	1.0300	3.240	340.44	2483.9	340.49	2305.4	2645.9	1.0910	7.5939	0.50
	0.60	85.94	1.0331	2.732	359.79	2489.6	359.86	2293.6	2653.5	1.1453	7.5320	0.60
	0.70	89.95	1.0360	2.365	376.63	2494.5	376.70	2283.3	2660.0	1.1919	7.4797	0.70
	0.80	93.50	1.0380	2.087	391.58	2498.8	391.66	2274.1	2665.8	1.2329	7.4346	0.80
	0.90	96.71	1.0410	1.869	405.06	2502.6	405.15	2265.7	2670.9	1.2695	7.3949	0.90
	1.00	99.63	1.0432	1.694	417.36	2506.1	417.46	2258.0	2675.5	1.3026	7.3594	1.00
	1.50	111.4	1.0528	1.159	466.94	2519.7	467.11	2226.5	2693.6	1.4336	7.2233	1.50
	2.00	120.2	1.0605	0.8857	504.49	2529.5	504.70	2201.9	2706.7	1.5301	7.1271	2.00
	2.50	127.4	1.0672	0.7187	535.10	2537.2	535.37	2181.5	2716.9	1.6072	7.0527	2.50
	3.00	133.6	1.0732	0.6058	561.15	2543.6	561.47	2163.8	2725.3	1.6718	6.9919	3.00
	3.50	138.9	1.0786	0.5243	583.95	2546.9	584.33	2148.1	2732.4	1.7275	6.9405	3.50
	4.00	143.6	1.0836	0.4625	604.31	2553.6	604.74	2133.8	2738.6	1.7766	6.8959	4.00
	4.50	147.9	1.0882	0.4140	622.25	2557.6	623.25	2120.7	2743.9	1.8207	6.8565	4.50
	5.00	151.9	1.0926	0.3749	639.68	2561.2	640.23	2108.5	2748.7	1.8607	6.8212	5.00
	6.00	158.9	1.1006	0.3157	669.90	2567.4	670.56	2086.3	2756.8	1.9312	6.7600	6.00
	7.00	165.0	1.1080	0.2729	696.44	2572.5	697.22	2066.3	2763.5	1.9922	6.7080	7.00
	8.00	170.4	1.1148	0.2404	720.22	2576.8	721.11	2048.0	2769.1	2.0462	6.6628	8.00
	9.00	175.4	1.1212	0.2150	741.83	2580.5	742.83	2031.1	2773.9	2.0946	6.6226	9.00
	10.0	179.9	1.1273	0.1944	761.68	2583.6	762.81	2015.3	2778.1	2.1387	6.5863	10.0
	15.0	198.3	1.1539	0.1318	843.16	2594.5	844.84	1947.3	2792.2	2.3150	6.4448	15.0
	20.0	212.4	1.1767	0.09963	906.44	2600.3	908.79	1890.7	2799.5	2.4474	6.3409	20.0
	25.0	224.0	1.1973	0.07998	959.11	2603.1	962.11	1841.0	2803.1	2.5547	6.2575	25.0
	30.0	233.9	1.2165	0.06668	1004.8	2604.1	1008.4	1795.7	2804.2	2.6457	6.1869	30.0
	35.0	242.6	1.2347	0.05707	1045.4	2603.7	1049.8	1753.7	2803.4	2.7253	6.1253	35.0
	40.0	250.4	1.2522	0.04978	1082.3	2602.3	1087.3	1714.1	2801.4	2.7964	6.0701	40.0
	45.0	257.5	1.2692	0.04406	1116.2	2600.1	1121.9	1676.4	2798.3	2.8610	6.0199	45.0
	50.0	264.0	1.2859	0.03944	1147.8	2597.1	1154.2	1640.1	2794.3	2.9202	5.9734	50.0
	60.0	275.6	1.3187	0.03244	1205.4	2589.7	1213.4	1571.0	2784.3	3.0267	5.8892	60.0
	70.0	285.9	1.3513	0.02737	1257.6	2580.5	1267.0	1505.1	2772.1	3.1211	5.8133	70.0
	80.0	295.1	1.3842	0.02352	1305.6	2569.8	1316.6	1441.3	2758.0	3.2068	5.7432	80.0
	90.0	303.4	1.4178	0.02048	1350.5	2557.8	1363.3	1378.9	2742.1	3.2858	5.6772	90.0
	100.	311.1	1.4524	0.01803	1393.0	2544.4	1407.6	1317.1	2724.7	3.3596	5.6141	100.
	110.	318.2	1.4886	0.01599	1433.7	2529.8	1450.1	1255.5	2705.6	3.4295	5.5527	110.

Press., bar	Temp., °C	Specific Volume m^3/kg						Internal Energy kJ/kg						Enthalpy kJ/kg						Entropy kJ/kg · K					
		Sat. Liquid	Sat. Vapor	$u_f \times 10^3$ Liquid	u_g Vapor	Sat. Liqui	Sat. Evap.	h_f	h_g	Sat. Liqui	Sat. Vapor	s_f	s_g	Sat. Liqui	Sat. Vapor	s_f	s_g	Sat. Liqui	Sat. Vapor	s_f	s_g	Sat. Liqui	Sat. Vapor	s_f	s_g
120.	324.8	1.5267	0.01426	1473.0	2513.7	1491.3	1193.6	2684.9	3.4962	5.4924	120.	130.	140.	150.	160.	170.	180.	190.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9	
130.	330.9	1.5671	0.01278	1511.1	2496.1	1531.5	1130.7	2662.2	3.5606	5.4323	130.	140.	150.	160.	170.	170.	180.	190.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9	
140.	336.8	1.6107	0.01149	1548.6	2476.8	1571.1	1066.5	2637.6	3.6232	5.3717	140.	150.	160.	170.	170.	180.	190.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9		
150.	342.2	1.6581	0.01034	1585.6	2453.5	1610.5	1000.0	2610.5	3.6848	5.3098	150.	160.	170.	170.	170.	180.	190.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9		
160.	347.4	1.7107	0.009306	1622.7	2431.7	1650.1	930.6	2580.6	3.7461	5.2455	160.	170.	180.	190.	190.	200.	200.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9		
170.	352.4	1.7702	0.008364	1660.2	2405.0	1690.3	856.9	2547.2	3.8079	5.1777	170.	170.	180.	190.	190.	200.	200.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9		
180.	357.1	1.8397	0.007489	1698.9	1698.9	1739.1	777.1	2509.1	3.8715	5.1044	180.	180.	190.	190.	190.	200.	200.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9		
190.	361.5	1.9243	0.006657	1739.9	2374.3	1732.0	777.1	2538.4	3.9388	5.0228	190.	190.	200.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9		
200.	365.8	2.036	0.005834	1785.6	2293.0	1826.3	0	2099.3	4.4298	4.4298	200.	200.	200.	200.	200.	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9	220.9		

TABLE A-3 (Continued)

TABLE A-4 Properties of Superheated Water Vapor

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$p = 0.06 \text{ bar} = 0.006 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 36.16^\circ\text{C}$)								
$p = 0.35 \text{ bar} = 0.035 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 72.69^\circ\text{C}$)								
Sat.	23.739	2425.0	2567.4	8.3304	4.526	2473.0	2631.4	7.7158
80	27.132	2487.3	2650.1	8.5804	4.625	2483.7	2645.6	7.7564
120	30.219	2544.7	2726.0	8.7840	5.163	2542.4	2723.1	7.9644
160	33.302	2602.7	2802.5	8.9693	5.696	2601.2	2800.6	8.1519
200	36.383	2661.4	2879.7	9.1398	6.228	2660.4	2878.4	8.3237
240	39.462	2721.0	2957.8	9.2982	6.758	2720.3	2956.8	8.4828
280	42.540	2781.5	3036.8	9.4464	7.287	2780.9	3036.0	8.6314
320	45.618	2843.0	3116.7	9.5859	7.815	2842.5	3116.1	8.7712
360	48.696	2905.5	3197.7	9.7180	8.344	2905.1	3197.1	8.9034
400	51.774	2969.0	3279.6	9.8435	8.872	2968.6	3279.2	9.0291
440	54.851	3033.5	3362.6	9.9633	9.400	3033.2	3362.2	9.1490
500	59.467	3132.3	3489.1	10.1336	10.192	3132.1	3488.8	9.3194
$p = 0.70 \text{ bar} = 0.07 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 89.95^\circ\text{C}$)								
$p = 1.0 \text{ bar} = 0.10 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 99.63^\circ\text{C}$)								
Sat.	2.365	2494.5	2660.0	7.4797	1.694	2506.1	2675.5	7.3594
100	2.434	2509.7	2680.0	7.5341	1.696	2506.7	2676.2	7.3614
120	2.571	2539.7	2719.6	7.6375	1.793	2537.3	2716.6	7.4668
160	2.841	2599.4	2798.2	7.8279	1.984	2597.8	2796.2	7.6597
200	3.108	2659.1	2876.7	8.0012	2.172	2658.1	2875.3	7.8343
240	3.374	2719.3	2955.5	8.1611	2.359	2718.5	2954.5	7.9949
280	3.640	2780.2	3035.0	8.3162	2.546	2779.6	3034.2	8.1445
320	3.905	2842.0	3115.3	8.4504	2.732	2841.5	3114.6	8.2849
360	4.170	2904.6	3196.5	8.5828	2.917	2904.2	3195.9	8.4175
400	4.434	2968.2	3278.6	8.7086	3.103	2967.9	3278.2	8.5435
440	4.698	3032.9	3361.8	8.8286	3.288	3032.6	3361.4	8.6636
500	5.095	3131.8	3488.5	8.9991	3.565	3131.6	3488.1	8.8342
$p = 1.5 \text{ bar} = 0.15 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 111.37^\circ\text{C}$)								
$p = 3.0 \text{ bar} = 0.30 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 133.55^\circ\text{C}$)								
Sat.	1.159	2519.7	2693.6	7.2233	0.606	2543.6	2725.3	6.9919
120	1.188	2533.3	2711.4	7.2693	0.651	2587.1	2782.3	7.1276
160	1.317	2595.2	2792.8	7.4665	0.716	2650.7	2865.5	7.3115
200	1.444	2656.2	2872.9	7.6433	0.781	2713.1	2947.3	7.4774
240	1.570	2717.2	2952.7	7.8052	0.844	2775.4	3028.6	7.6299
280	1.695	2778.6	3032.8	7.9555	0.907	2838.1	3110.1	7.7722
320	1.819	2840.6	3113.5	8.0964	0.969	2901.4	3192.2	7.9061
360	1.943	2903.5	3195.0	8.2293	1.032	2965.6	3275.0	8.0330
400	2.067	2967.3	3277.4	8.3555	1.094	3030.6	3358.7	8.1538
440	2.191	3032.1	3360.7	8.4757	1.187	3130.0	3486.0	8.3251
500	2.376	3131.2	3487.6	8.6466	1.341	3300.8	3703.2	8.5892
600	2.685	3301.7	3704.3	8.9101				

T °C	\dot{m} kg/s	u kJ/kg	h kJ/kg	$\dot{m} u$ kJ/kg	$\dot{m} h$ kJ/kg	$\dot{m} s$ kJ/kg · K
$(T_{sat} = 151.86^\circ\text{C})$						
200	0.4249	2642.9	2855.4	7.0592	0.2999	2634.8
180	0.4045	2609.7	2812.0	6.9656	0.2847	2598.8
	0.3749	2561.2	2748.7	6.8213	0.2729	2572.5
	0.3466	2707.6	2939.9	7.2307	0.3292	2701.8
280	0.5034	2771.2	3022.9	7.3865	0.3574	2766.9
320	0.5416	2834.7	3105.6	7.5308	0.3852	2813.3
360	0.5796	2898.7	3188.4	7.6660	0.4126	2895.8
400	0.6173	2963.2	3271.9	7.7938	0.4397	2960.9
440	0.6548	3028.6	3356.0	7.9152	0.4667	3026.6
480	0.7109	3128.4	3483.9	8.0873	0.5070	3126.8
520	0.7596	3184.7	3188.4	7.6660	0.4126	2895.8
560	0.8041	2963.2	3271.9	7.7938	0.4397	2960.9
600	0.8404	3299.6	3701.7	8.3522	0.5070	3126.8
640	0.8804	3483.9	3483.9	8.0873	0.4126	3126.8
680	0.9225	3771.2	3771.2	8.1956	0.4397	3026.6
720	0.9646	3939.9	3939.9	8.4391	0.4667	3026.6
$(T_{sat} = 198.32^\circ\text{C})$						
200	0.2275	2621.9	2827.9	6.6940	0.1325	2598.1
240	0.2480	2760.2	3008.2	7.0465	0.1627	2748.6
280	0.2678	2826.1	3093.9	7.1962	0.1765	2817.1
320	0.2678	2826.1	3093.9	7.1962	0.1765	2817.1
360	0.2873	2891.6	3178.9	7.3349	0.1899	2884.4
400	0.3066	2957.3	3263.9	7.4651	0.2030	2951.3
440	0.3257	3023.6	3349.3	7.5883	0.2160	3018.5
480	0.3541	3124.4	3478.5	7.7622	0.2352	3120.3
520	0.3729	3192.6	3565.6	7.8720	0.2478	3189.1
560	0.4011	3296.8	3697.9	8.0290	0.2668	3293.9
600	0.4198	3367.4	3787.2	8.1290	0.2793	3364.8
640	0.4498	3367.4	3787.2	8.1290	0.2793	3364.8
$(T_{sat} = 179.91^\circ\text{C})$						
200	0.2060	2621.9	2827.9	6.6940	0.1325	2598.1
240	0.2480	2760.2	3008.2	7.0465	0.1627	2748.6
280	0.2678	2826.1	3093.9	7.1962	0.1765	2817.1
320	0.2678	2826.1	3093.9	7.1962	0.1765	2817.1
360	0.2873	2891.6	3178.9	7.3349	0.1899	2884.4
400	0.3066	2957.3	3263.9	7.4651	0.2030	2951.3
440	0.3257	3023.6	3349.3	7.5883	0.2160	3018.5
480	0.3541	3124.4	3478.5	7.7622	0.2352	3120.3
520	0.3729	3192.6	3565.6	7.8720	0.2478	3189.1
560	0.4011	3296.8	3697.9	8.0290	0.2668	3293.9
600	0.4198	3367.4	3787.2	8.1290	0.2793	3364.8
$(T_{sat} = 212.42^\circ\text{C})$						
200	0.1200	2621.9	2827.9	6.4952	0.0962	2624.3
240	0.1200	2736.4	2976.4	6.6828	0.0771	2709.9
280	0.1200	2736.4	2976.4	6.6828	0.0771	2709.9
320	0.1308	2807.9	3069.5	6.8452	0.0850	2788.4
360	0.1411	2877.0	3159.3	6.9917	0.0923	2861.7
400	0.1512	2945.2	3247.6	7.1271	0.0994	2932.8
440	0.1611	3013.4	3335.5	7.2540	0.1062	3002.9
480	0.1757	3116.2	3445.2	7.4317	0.1162	3138.7
520	0.1853	3185.6	3556.1	7.5434	0.1227	3178.4
560	0.1996	3290.9	3690.1	7.7024	0.1324	3285.0
600	0.2091	3362.2	3780.4	7.8035	0.1388	3357.0
640	0.2091	3362.2	3780.4	7.8035	0.1388	3357.0
700	0.2232	3470.9	3917.4	7.9487	0.1484	3466.5

TABLE A-4 (Continued)

TABLE A-4 (Continued)

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$p = 40 \text{ bar} = 4.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 250.4^\circ\text{C}$)								
Sat. 0.04978 2602.3 2801.4 6.0701 0.03244 2589.7 2784.3 5.8892								
280 0.05546 2680.0 2901.8 6.2568 0.03317 2605.2 2804.2 5.9252								
320 0.06199 2767.4 3015.4 6.4553 0.03876 2720.0 2952.6 6.1846								
360 0.06788 2845.7 3117.2 6.6215 0.04331 2811.2 3071.1 6.3782								
400 0.07341 2919.9 3213.6 6.7690 0.04739 2892.9 3177.2 6.5408								
440 0.07872 2992.2 3307.1 6.9041 0.05122 2970.0 3277.3 6.6853								
500 0.08643 3099.5 3445.3 7.0901 0.05665 3082.2 3422.2 6.8803								
540 0.09145 3171.1 3536.9 7.2056 0.06015 3156.1 3517.0 6.9999								
600 0.09885 3279.1 3674.4 7.3688 0.06525 3266.9 3658.4 7.1677								
640 0.1037 3351.8 3766.6 7.4720 0.06859 3341.0 3752.6 7.2731								
700 0.1110 3462.1 3905.9 7.6198 0.07352 3453.1 3894.1 7.4234								
740 0.1157 3536.6 3999.6 7.7141 0.07677 3528.3 3989.2 7.5190								
$p = 60 \text{ bar} = 6.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 275.64^\circ\text{C}$)								
Sat. 0.02352 2569.8 2758.0 5.7432 0.01803 2544.4 2724.7 5.6141								
320 0.02682 2662.7 2877.2 5.9489 0.01925 2588.8 2781.3 5.7103								
360 0.03089 2772.7 3019.8 6.1819 0.02331 2729.1 2962.1 6.0060								
400 0.03432 2863.8 3138.3 6.3634 0.02641 2832.4 3096.5 6.2120								
440 0.03742 2946.7 3246.1 6.5190 0.02911 2922.1 3213.2 6.3805								
480 0.04034 3025.7 3348.4 6.6586 0.03160 3005.4 3321.4 6.5282								
520 0.04313 3102.7 3447.7 6.7871 0.03394 3085.6 3425.1 6.6622								
560 0.04582 3178.7 3545.3 6.9072 0.03619 3164.1 3526.0 6.7864								
600 0.04845 3254.4 3642.0 7.0206 0.03837 3241.7 3625.3 6.9029								
640 0.05102 3330.1 3738.3 7.1283 0.04048 3318.9 3723.7 7.0131								
700 0.05481 3443.9 3882.4 7.2812 0.04358 3434.7 3870.5 7.1687								
740 0.05729 3520.4 3978.7 7.3782 0.04560 3512.1 3968.1 7.2670								
$p = 80 \text{ bar} = 8.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 295.06^\circ\text{C}$)								
$p = 100 \text{ bar} = 10.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 311.06^\circ\text{C}$)								
$p = 120 \text{ bar} = 12.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 324.75^\circ\text{C}$)								
$p = 140 \text{ bar} = 14.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 336.75^\circ\text{C}$)								
Sat. 0.01426 2513.7 2684.9 5.4924 0.01149 2476.8 2637.6 5.3717								
360 0.01811 2678.4 2895.7 5.8361 0.01422 2617.4 2816.5 5.6602								
400 0.02108 2798.3 3051.3 6.0747 0.01722 2760.9 3001.9 5.9448								
440 0.02355 2896.1 3178.7 6.2586 0.01954 2868.6 3142.2 6.1474								
480 0.02576 2984.4 3293.5 6.4154 0.02157 2962.5 3264.5 6.3143								
520 0.02781 3068.0 3401.8 6.5555 0.02343 3049.8 3377.8 6.4610								
560 0.02977 3149.0 3506.2 6.6840 0.02517 3133.6 3486.0 6.5941								
600 0.03164 3228.7 3608.3 6.8037 0.02683 3215.4 3591.1 6.7172								
640 0.03345 3307.5 3709.0 6.9164 0.02843 3296.0 3694.1 6.8326								
700 0.03610 3425.2 3858.4 7.0749 0.03075 3415.7 3846.2 6.9939								
740 0.03781 3503.7 3957.4 7.1746 0.03225 3495.2 3946.7 7.0952								

H₂O

TABLE A-4 (Continued)

T °C	u m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg	m ³ /kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
400	0.01426	2719.4	5.4614	0.00749	2374.3	2509.1	5.1044
360	0.01105	2539.0	2715.8	0.00809	2418.9	2564.5	5.1922
440	0.01652	2839.4	3103.7	0.01414	2808.2	3062.8	5.9428
480	0.01842	2939.7	3234.4	0.01429	2887.0	3011.8	6.1345
520	0.02013	3031.1	3353.3	0.01757	3011.8	33752	6.2960
560	0.02172	3117.8	3465.4	0.01904	3101.7	3444.4	6.4392
600	0.02323	3201.8	3573.5	0.02042	3188.0	3555.6	6.5696
640	0.02467	3284.2	3678.9	0.02174	3272.3	3663.6	6.6905
680	0.02674	3406.0	3833.9	0.02362	3396.3	3821.5	6.8580
720	0.02880	3486.7	3935.9	0.02483	3478.0	3925.0	6.9623
740	0.02924	3469.3	3914.1	0.01974	3578.0	4051.6	6.9567
760	0.02113	3260.2	3648.1	0.01739	3616.7	3783.8	6.5174
800	0.02385	3492.7	4069.7	0.01835	3892.1	4052.6	6.8038

(T_{sat} = 365.81°C)

p = 200 bar = 20.0 MPa

Sat.	0.00583	2293.0	2409.7	4.9269	0.01399	2891.2	3170.8	6.0518
480	0.01399	2891.2	3170.8	6.0518	0.01100	2838.3	3102.3	5.8950
520	0.01551	2992.0	3302.2	6.2218	0.01241	2950.5	3248.5	6.0842
560	0.01689	3085.2	3423.0	6.3705	0.01366	3051.1	3379.0	6.2448
600	0.01818	3174.0	3537.6	6.5048	0.01481	3145.2	3500.7	6.3875
640	0.01940	3260.2	3648.1	6.6286	0.01588	3235.5	3616.7	6.5174
680	0.02113	3368.4	3809.0	6.7993	0.01739	3366.4	3783.8	6.6947
720	0.02244	3469.3	3914.1	6.9052	0.01835	3451.7	3892.1	6.8038
760	0.02385	3592.7	4069.7	7.0544	0.01974	3578.0	4051.6	6.9567

(T_{sat} = 365.81°C)

p = 240 bar = 24.0 MPa

Sat.	0.00383	2223.5	2330.7	4.7449	0.00236	1980.4	2055.9	4.3293
440	0.00944	2619.3	2818.1	5.5540	0.00544	2509.0	2683.0	5.2327
480	0.00855	2780.8	3028.5	5.4494	0.00722	2718.1	2949.2	5.5968
520	0.01020	2906.8	3192.3	5.9566	0.00853	2860.7	3133.7	5.8357
560	0.01136	3015.7	3333.7	6.1307	0.00963	2979.0	3287.2	6.0246
600	0.01241	3115.6	3463.0	6.2823	0.01061	3085.3	3424.6	6.1858
640	0.01338	3210.3	3584.8	6.4187	0.01150	3184.5	3552.5	6.3290
680	0.01473	3346.1	3758.4	6.6029	0.01273	3325.4	3732.8	6.5203
720	0.01558	3433.9	3870.0	6.7153	0.01350	3415.9	3847.8	6.6361
760	0.01680	3563.1	4033.4	6.8720	0.01460	3548.0	4015.1	6.7966
800	0.01873	3774.3	4298.8	7.1084	0.01633	3762.7	4285.1	7.0372

p = 320 bar = 32.0 MPa

Sat.	0.00383	2223.5	2330.7	4.7449	0.00236	1980.4	2055.9	4.3293
440	0.00712	2613.2	2812.6	5.4494	0.00544	2509.0	2683.0	5.2327
480	0.00855	2780.8	3028.5	5.4494	0.00722	2718.1	2949.2	5.5968
520	0.01020	2906.8	3192.3	5.9566	0.00853	2860.7	3133.7	5.8357
560	0.01136	3015.7	3333.7	6.1307	0.00963	2979.0	3287.2	6.0246
600	0.01241	3115.6	3463.0	6.2823	0.01061	3085.3	3424.6	6.1858
640	0.01338	3210.3	3584.8	6.4187	0.01150	3184.5	3552.5	6.3290
680	0.01473	3346.1	3758.4	6.6029	0.01273	3325.4	3732.8	6.5203
720	0.01558	3433.9	3870.0	6.7153	0.01350	3415.9	3847.8	6.6361
760	0.01680	3563.1	4033.4	6.8720	0.01460	3548.0	4015.1	6.7966
800	0.01873	3774.3	4298.8	7.1084	0.01633	3762.7	4285.1	7.0372

p = 320 bar = 32.0 MPa

H₂O

TABLE A-5 Properties of Compressed Liquid Water

<i>T</i> °C	<i>v</i> × 10 ³ m ³ /kg	<i>u</i> kJ/kg	<i>h</i> kJ/kg	<i>s</i> kJ/kg · K	<i>v</i> × 10 ³ m ³ /kg	<i>u</i> kJ/kg	<i>h</i> kJ/kg	<i>s</i> kJ/kg · K
<i>p</i> = 25 bar = 2.5 MPa (<i>T</i> _{sat} = 223.99°C)								
<i>p</i> = 50 bar = 5.0 MPa (<i>T</i> _{sat} = 263.99°C)								
20	1.0006	83.80	86.30	.2961	.9995	83.65	88.65	.2956
40	1.0067	167.25	169.77	.5715	1.0056	166.95	171.97	.5705
80	1.0280	334.29	336.86	1.0737	1.0268	333.72	338.85	1.0720
100	1.0423	418.24	420.85	1.3050	1.0410	417.52	422.72	1.3030
140	1.0784	587.82	590.52	1.7369	1.0768	586.76	592.15	1.7343
180	1.1261	761.16	763.97	2.1375	1.1240	759.63	765.25	2.1341
200	1.1555	849.9	852.8	2.3294	1.1530	848.1	853.9	2.3255
220	1.1898	940.7	943.7	2.5174	1.1866	938.4	944.4	2.5128
Sat.	1.1973	959.1	962.1	2.5546	1.2859	1147.8	1154.2	2.9202
<i>p</i> = 75 bar = 7.5 MPa (<i>T</i> _{sat} = 290.59°C)								
<i>p</i> = 100 bar = 10.0 MPa (<i>T</i> _{sat} = 311.06°C)								
20	.9984	83.50	90.99	.2950	.9972	83.36	93.33	.2945
40	1.0045	166.64	174.18	.5696	1.0034	166.35	176.38	.5686
80	1.0256	333.15	340.84	1.0704	1.0245	332.59	342.83	1.0688
100	1.0397	416.81	424.62	1.3011	1.0385	416.12	426.50	1.2992
140	1.0752	585.72	593.78	1.7317	1.0737	584.68	595.42	1.7292
180	1.1219	758.13	766.55	2.1308	1.1199	756.65	767.84	2.1275
220	1.1835	936.2	945.1	2.5083	1.1805	934.1	945.9	2.5039
260	1.2696	1124.4	1134.0	2.8763	1.2645	1121.1	1133.7	2.8699
Sat.	1.3677	1282.0	1292.2	3.1649	1.4524	1393.0	1407.6	3.3596
<i>p</i> = 150 bar = 15.0 MPa (<i>T</i> _{sat} = 342.24°C)								
<i>p</i> = 200 bar = 20.0 MPa (<i>T</i> _{sat} = 365.81°C)								
20	.9950	83.06	97.99	.2934	.9928	82.77	102.62	.2923
40	1.0013	165.76	180.78	.5666	.9992	165.17	185.16	.5646
80	1.0222	331.48	346.81	1.0656	1.0199	330.40	350.80	1.0624
100	1.0361	414.74	430.28	1.2955	1.0337	413.39	434.06	1.2917
140	1.0707	582.66	598.72	1.7242	1.0678	580.69	602.04	1.7193
180	1.1159	753.76	770.50	2.1210	1.1120	750.95	773.20	2.1147
220	1.1748	929.9	947.5	2.4953	1.1693	925.9	949.3	2.4870
260	1.2550	1114.6	1133.4	2.8576	1.2462	1108.6	1133.5	2.8459
300	1.3770	1316.6	1337.3	3.2260	1.3596	1306.1	1333.3	3.2071
Sat.	1.6581	1585.6	1610.5	3.6848	2.036	1785.6	1826.3	4.0139
<i>p</i> = 250 bar = 25 MPa								
<i>p</i> = 300 bar = 30.0 MPa								
20	.9907	82.47	107.24	.2911	.9886	82.17	111.84	.2899
40	.9971	164.60	189.52	.5626	.9951	164.04	193.89	.5607
100	1.0313	412.08	437.85	1.2881	1.0290	410.78	441.66	1.2844
200	1.1344	834.5	862.8	2.2961	1.1302	831.4	865.3	2.2893
300	1.3442	1296.6	1330.2	3.1900	1.3304	1287.9	1327.8	3.1741

Temp, °C	Pressure, KPa	Properties of Saturated Water (Solid-Vapor): Temperature Table									
		Specifc Volume, m³/kg	Internal Energy, kJ/kg	Enthalpy, kJ/kg	Entropy, J/kg·K	Sat. Solid, h _{fg}	Sat. Vapor, h _f	Sat. Solid, h _g	Sat. Vapor, h _g	Sat. Solid, s _{fg}	Sat. Vapor, s _f
-101	-0.113	1.0908	206.1	-333.40	2708.7	2375.3	-333.43	2708.8	2375.3	-333.40	2708.7
-2	-0.118	1.0908	241.7	-337.62	2710.2	2376.6	-337.63	2710.3	2376.6	-337.60	2710.4
-4	-0.135	1.0901	1.0904	283.8	-341.78	2711.6	2399.8	-341.78	2833.7	-341.78	2711.6
-6	-0.169	1.0898	334.2	-345.91	2712.9	2367.0	-345.91	2712.9	2367.0	-345.90	2713.0
-8	-0.216	3102	1.0894	394.4	-350.02	2714.2	2364.2	-350.02	2836.6	-349.40	2714.0
-10	-0.262	1.0891	466.7	-354.09	2715.5	2361.4	-354.09	2715.5	2361.4	-354.09	2715.0
-12	-0.316	1.0888	533.7	-358.14	2716.8	2358.4	-358.14	2716.8	2358.4	-358.14	2716.9
-14	-0.381	1.0884	658.8	-362.15	2718.0	2355.9	-362.15	2718.0	2355.9	-362.15	2718.1
-16	-0.450	1.0881	786.0	-366.14	2719.2	2353.1	-366.14	2719.2	2353.1	-366.14	2719.3
-18	-0.525	1.0878	940.5	-370.10	2720.4	2350.3	-370.10	2720.4	2350.3	-370.10	2720.5
-20	-0.603	1.0874	1128.6	-374.03	2721.6	2347.5	-374.03	2721.6	2347.5	-374.03	2721.7
-22	-0.683	1.0871	1358.4	-377.93	2722.7	2344.7	-377.93	2722.7	2344.7	-377.93	2722.8
-24	-0.760	1.0868	1460.1	-381.08	2723.7	2342.0	-381.08	2723.7	2342.0	-381.08	2723.8
-26	-0.838	1.0864	1986.4	-385.64	2724.8	2339.2	-385.64	2724.8	2339.2	-385.64	2724.9
-28	-0.916	1.0861	2413.7	-389.45	2725.8	2336.4	-389.45	2725.8	2336.4	-389.45	2725.9
-30	-0.981	1.0858	2443	-393.23	2726.8	2333.6	-393.23	2726.8	2333.6	-393.23	2726.9
-32	-1.039	1.0854	3600	-396.98	2727.8	2330.8	-396.98	2727.8	2330.8	-396.98	2727.9
-34	-1.0851	4419	-400.71	2728.7	2328.0	-400.71	2728.7	2328.0	-400.71	2728.7	2328.0
-36	-1.0848	5444	-404.40	2729.6	2322.2	-404.40	2729.6	2322.2	-404.40	2729.6	2322.2
-38	-1.0844	6731	-408.06	2730.5	2322.4	-408.06	2730.5	2322.4	-408.06	2730.5	2322.4
-40	-1.0841	8354	-411.70	2731.3	2319.6	-411.70	2731.3	2319.6	-411.70	2731.3	2319.6

Source: J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1978.