

# **TERMODINAMIKA TEKNIK II**

**ME-4102 – 2 SKS**

**Oleh:**

**Dr. Nita C V Monintja, ST., MT.**

**NIP: 19651119199412201**

**UNSRAT PRESS**

**2020**

## **TERMODINAMIKA TEKNIK II**

Rancang Sampul : Art Division Unsrat Press  
Judul Buku : **TERMODINAMIKA TEKNIK II**  
Penulis : **Dr. Nita CV Monintja, ST., MT.**  
Penerbit : **Unsrat Press**  
Jl. Kampus Unsrat Bahu Manado 95115  
Email : **percetakanunsrat@gmail.com**

ISBN : 978-623-7968-34-4

### **Cetakan Pertama 2020**

Dilarang mengutip dan atau memperbanyak tanpa izin tertulis dari penerbit sebagian atau seluruhnya dalam bentuk apa pun baik cetak, fotoprint, mikrofilm dan sebagainya.

# KATA PENGANTAR

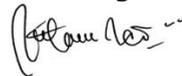
Buku Termodinamika Teknik II ini disusun sesuai dengan kurikulum mata kuliah Termodinamika Teknik II di Jurusan Teknik Mesin Fakultas Teknik Universitas Sam Ratulangi Manado. Mata kuliah Termodinamika Teknik II (ME-4102) dengan bobot 2 sks adalah mata kuliah yang diberlakukan pada kurikulum Jurusan Teknik Mesin 2019/2020.

Adapun mata kuliah ini adalah salah satu mata kuliah pilihan wajib pada peminatan teknik konversi energi yang terdapat di semester IV Program Studi S1 Teknik Mesin, Jurusan Teknik Mesin Fakultas Teknik Unsrat Manado. Melalui buku ini, diharapkan mahasiswa dapat lebih memahami serta lebih banyak mendapatkan pengetahuan mengenai Termodinamika Teknik II.

Buku Termodinamika Teknik II ini terdiri dari 4 (empat) bab, yaitu: (I). Entropi; (II). Analisis Availability; (III). Sistem Tenaga Uap (Vapor Power System); dan (IV). Sistem Tenaga Gas (Gas Power System).

Penulis menyampaikan banyak terima kasih kepada semua pihak yang sudah terlibat dalam memberi masukan dalam penyelesaian penulisan buku Termodinamika Teknik II ini. Penulis menyadari bahwa isi maupun penyajian buku ini masih banyak kekurangan serta masih jauh dari sempurna, untuk itu melalui kesempatan ini penulis menginginkan adanya masukan dan kritik dari berbagai pihak yang bersifat membangun untuk penyempurnaan buku Termodinamika Teknik II ini. Semoga buku Termodinamika Teknik II ini akan mencapai tujuan yang diharapkan dan bermanfaat bagi anak didik kita di bidang teknik mesin.

Manado, Agustus 2020



Dr. Nita C V Monintja, ST., MT.



# DAFTAR ISI

<b>KATA PENGANTAR .....</b>	<b>iii</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>v</b>
<b>DAFTAR NOTASI .....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR .....</b>	<b>viii</b>
<b>BAB I ENTROPI .....</b>	<b>1</b>
1.1 Ketidaksamaan Clausius .....	1
1.2 Definisi Perubahan Entropy .....	2
1.2.1 Entropy Dari Zat Murni .....	4
1.2.2 Data Tabel Entropy .....	4
1.2.3 Persamaan $T dS$ .....	5
1.2.4 Perubahan Entropy Gas Ideal .....	6
1.2.5 Perubahan Entropy Zat Incompressible .....	8
1.2.6 Perubahan Entropy Pada Proses Reversible Internal .....	8
1.3 Kesetimbangan Entropy Untuk System Tertutup .....	11
1.3.1 Perkembangan Dari Kesetimbangan Entropy ...	11
1.3.2 Kesetimbangan Laju Entropy Untuk Control Volume .....	14
1.4 Analisis Control Volume Pada Keadaan Steady .....	15
1.5 Proses Isentropis .....	17
1.5.1 Penggunaan Data Tabel Dan Grafik .....	17
1.5.2 Penggunaan Model Gas Ideal .....	18
1.5.3 Efisiensi Isentropis Turbin, Nozzle, Kompresor, dan Pompa .....	23
<b>BAB II ANALISIS AVAILABILITY .....</b>	<b>35</b>
2.1 Availability .....	35
2.2 Environment .....	35
2.3 Dead State .....	37

2.4 Evaluasi Availability .....	37
2.5 Aspek Availability .....	40
2.6 Kestimbangan Availability Untuk Closed System .....	44
2.6.1 Development Dari Kestimbangan Availability .....	44
2.6.2 Flow Availability .....	48
2.6.2.1 Availability Transfers Diikuti Aliran Kerja .....	48
2.6.2.2 Development Dari Konsep Flow Availability .....	49
<b>BAB III SISTEM TENAGA UAP</b>	
<b>(VAPOR POWER SYSTEM) .....</b>	<b>51</b>
3.1 Rankine Cycle .....	51
3.2 Siklus Rankine Ideal .....	53
3.3 Prinsip Irreversibilitas Dan Losses .....	58
3.4 Siklus Reheat (Siklus Panas Ulang) .....	62
3.5 Siklus Regeneratif .....	63
3.6 Siklus Refrigerasi Ideal .....	64
<b>BAB IV SISTEM TENAGA GAS</b>	
<b>(GAS POWER SYSTEM) .....</b>	<b>67</b>
4.1 Siklus-Siklus Udara Standart .....	67
4.2 Siklus Otto Udara Standart .....	67
4.3 Siklus Diesel Udara Standart .....	70
4.4 Siklus Brayton Udara Standart .....	73
<b>Daftar Pustaka .....</b>	<b>75</b>
<b>Lampiran .....</b>	<b>77</b>

## DAFTAR NOTASI

$CP$	<i>Heat Capacity Flowrate</i> [kW/°C]
$C_p$	<i>Specific Heat</i> [kJ/kg. °C]
$h_{f.g}$	panas laten pengupan [J/Kg]
$m$	<i>Mass-flow</i> [kg/dtk]
$N$	Jumlah total aliran
$N_{HOT}$	Jumlah cabang aliran panas
$N_{COLD}$	Jumlah cabang aliran dingin
$Q_H$	<i>Daya Heater</i> [kW]
$T_a$	temperatur udara luar [°C]
$T_0$	Temperatur keluar <i>Heat Exchanger</i> [°C]
$T_s$	Temperatur Suplai [°C]
$T_t$	Temperatur Target [°C]
$U_{min}$	Jumlah minimum unit
$\Delta H$	Perubahan Entalpi [kW]
$\Delta T$	Perubahan temperatur [°C]

# DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Ilustrasi yang digunakan untuk mengembangkan <i>Clausius Inequality</i> .....	1
Gambar 1.2	Dua Siklus internal reversible digunakan untuk Menunjukkan entropy sebagai property .....	3
Gambar 1.3	Luasan menunjukkan heat transfers pada proses Internal reversible .....	9
Gambar 1.4	Siklus yang digunakan untuk mengembangkan Kesetimbangan entropy untuk closed system .....	12
Gambar 1.5	Diagram T-s dan h-s menunjukkan keadaan yang Mempunyai harga yang sama dari entropy spesifik ....	18
Gambar 1.6	Dua keadaan dari gas ideal yang mempunyai harga Entropy spesifik yang sama .....	18
Gambar 1.7	Perbandingan ekspansi actual dan isentropis melalui Turbin .....	24
Gambar 1.8	Perbandingan kompresi isentropis dan actual .....	25
Gambar 2.1	Skema dari Vapor Power Plant sederhana dan Surroundingnya .....	36
Gambar 3.1	Prinsip kerja dan heat transfers dari system tenaga uap Sederhana .....	51
Gambar 3.2	Diagram temperature entropy dari siklus rankine ideal	54
Gambar 3.3	Effect of reheat .....	62
Gambar 3.4	Heat Refrigeration Cycle .....	65
Gambar 4.1	Siklus otto udara standart .....	70
Gambar 4.2	Diagram siklus brayton udara standart .....	74

# BAB I

## ENTROPI

Entropy adalah ukuran tingkat ketidakpastian suatu zat dengan tinjauan molekuler. Entropy merupakan sifat dari zat karena itu tidak tergantung proses.

### 1.1 Ketidaksamaan Clausius (Clausius Inequality)

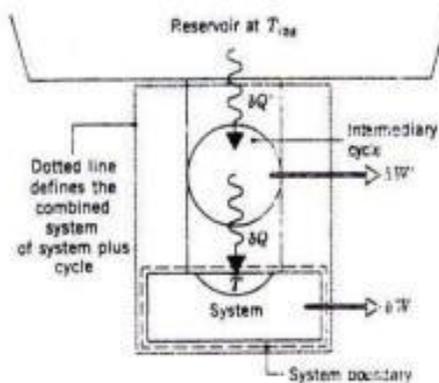
Ketidaksamaan Clausius memberikan dasar untuk mengantar dua ide instrumental untuk evaluasi kuantitatif dari system tertutup dan volume kontrol dari perspektif hukum kedua termodinamika yaitu konsep *property entropy* dan *entropy production*.

$$\text{Clausius Inequality } \oint \frac{\delta Q}{T} \leq 0 \quad (1)$$

Dimana :

$\delta Q$  = heat transfer pada bagian batas system selama siklus

T = temperatur absolut pada bagian batas



Gambar 1.1. Ilustrasi yang digunakan untuk mengembangkan *Clausius Inequality*

Clausius inequality dapat menunjukkan peralatan pada gambar 1, system menerima energi  $\delta Q$  pada lokasi batasnya dimana temperatur absolut T sedangkan system membangkitkan kerja  $\delta W$ . Dari definisi

skala Kelvin kita memperoleh hubungan antara heat transfer dan temperatur :

$$\frac{\delta Q'}{T_{res}} = \frac{\delta Q}{T_b} \quad (2)$$

Kesetimbangan energi untuk gambar 1 :  $dE_c = \delta Q' - \delta W_c$

Dimana :

- $\delta W_c$  = total kerja dari kombinasi system, jumlah  $\delta W$  dan  $\delta W'$
- $dE_c$  = perubahan energi dari kombinasi system

penyelesaian persamaan energi untuk  $\delta W_c$  dan menggunakan persamaan 2 eliminasi  $\delta Q'$  menghasilkan  $\delta W_c =$

$$T_{res} \frac{\delta Q}{T_b} - dE_c$$

Asumsi system mengalami siklus tunggal, maka total kerja dari kombinasi system :

$$W_c - T_{res} \frac{\delta Q}{T_b} + dE_c - T_{res} \frac{\delta Q}{T_b} \quad (3)$$

Inequality pada persamaan 1 dapat dieliminasi dengan menulis ekspresi seperti :

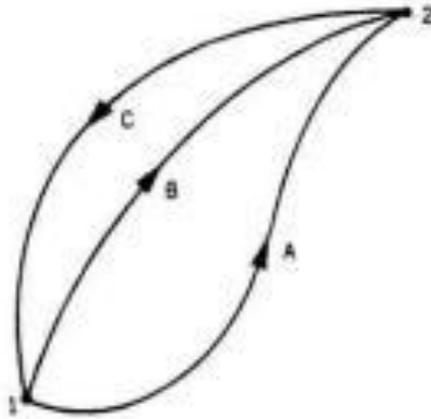
$$\frac{\delta Q}{T_b} = -\sigma_{cycle} \quad (4)$$

Dimana :  $\sigma_{cycle}$  adalah produk entropy oleh irreversible internal selama siklus

- $\sigma_{cycle} = \text{reversible}$
- $\sigma_{cycle} > \text{irreversible}$
- $\sigma_{cycle} < \text{impossible}$

## 1.2 Definisi Perubahan Entropy

Suatu kuantitas adalah suatu property jika dan hanya jika perubahannya dalam harga antara dua keadaan tergantung dari proses (gambar 2).



Gambar 1.2. Dua siklus internal reversible digunakan untuk menunjukkan entropy sebagai property

Dua siklus dijalankan oleh system tertutup ditunjukkan pada gambar 2. Satu siklus terdiri dari proses reversible A dari keadaan 1 ke keadaan 2, dilanjutkan oleh proses reversible C dari keadaan 2 ke 1. Siklus lain terdiri proses reversible B dari keadaan 1 ke keadaan 2 dilanjutkan oleh proses C dari keadaan 2 ke 1 seperti siklus pertama.

Untuk siklus pertama:

$$\frac{2 \delta Q}{T_A} + \frac{1 \delta Q}{T_C} = 0 \quad (5)$$

Dan siklus kedua:

$$\frac{2 \delta Q}{T_B} + \frac{1 \delta Q}{T_C} = 0 \quad (6)$$

Sehingga:

$$\frac{2 \delta Q}{T_A} = \frac{2 \delta Q}{T_B}$$

Ini menunjukkan bahwa integral untuk kedua proses adalah sama  $\frac{\delta Q}{T}$  dapat dikatakan harga integral tergantung hanya pada keadaan akhir. Karena itu integral mendefinisikan perubahan dalam beberapa property

system. Pemilihan symbol S untuk menunjukkan property ini, perubahannya memberikan :

$$\frac{2 \delta Q}{T_{int rev}} = S_2 - S_1 \quad (7)$$

Entropy adalah property ekstensive. Perbandingan unit satuan entropy

	Unit SI	Unit English
Entropy (S)	kJ/K	Btu/R
Entropy spesifik (s)	kJ/kg.K	Btu/lbm.R
Entropy spesifik ( $\bar{s}$ )	kJ/kmol.K	Btu/lbmol.R

### 1.2.1 Entropy Dari Zat Murni

Harga entropy pada keadaan y relative terhadap harga pada keadaan referensi x diperoleh dalam prinsip dengan integrasi :

$$x + \frac{y \delta Q}{T_{int rev}} + S_x = S_y \quad (8)$$

Dimana  $S_x$  adalah harga entropy khusus pada keadaan referensi.

### 1.2.2 Data Table Entropy

Table data termodinamika dikenalkan pada mata kuliah termodinamika dasar. Penekanan disini adalah mengevaluasi sifat-sifat p, v, T, u, dan h yang diperlukan untuk penggunaan dari prinsip konservasi massa dan energi. Untuk penggunaan hukum kedua, harga entropy sering diperlukan. Entropy spesifik ditabelkan dalam beberapa cara seperti v, u dan h.

Daerah superheat table untuk air dan R12, entropy spesifik ditabelkan v, u dan h terhadap temperature dan tekanan.

Untuk keadaan saturated (jenuh), harga  $s_f$  dan  $s_g$  ditabelkan sebagai fungsi tekanan dan temperature saturated. Entropy spesifik dari dua phase campuran cair-uap dihitung menggunakan kualitas :

$$x = (1 - x)s_f + xs_g = s_f + x(s_g - s_f) \quad (9)$$

Hubungan ini identic pada bentuk v, u, dan h.

Data compressed liquid ditampilkan untuk air dalam table A-5. Pada table ini s, v, u dan h ditabelkan terhadap temperature dan tekanan seperti table superheat. Jika data compressed liquid tak tersedia, harga

entropy spesifik dapat ditentukan dengan jalan yang sama seperti menentukan  $v$  dan  $u$  diperoleh untuk keadaan cair dengan menggunakan harga liquid saturated pada temperature :

$$s(T, p) = sf(T) \quad (10)$$

Data grafik entropy

- diagram temperature – entropy
- diagram entalpi – entropy

### 1.2.3 Persamaan T dS

Perubahan entropy antara dua keadaan dapat ditentukan dengan menggunakan prinsip persamaan 7, setiap evaluasi dapat juga diarahkan menggunakan persamaan TdS yang dikembangkan dalam bagian ini.

Asumsi suatu zat murni, system kompresible sederhana mengalami proses reversible internal. Jika pengaruh Gerakan dan grafitasi diabaikan, kesetimbangan energi :

$$(\delta Q)_{int rev} = dU + (\delta W)_{int rev} \quad (11)$$

Dengan definisi system kompresible sederhana, kerja diberikan :

$$(\delta W)_{int rev} = p dV \quad (12)$$

Pada dasar diferensial, definisi persamaan untuk perubahan entropy persamaan 7 berbentuk :

$$\frac{\delta Q}{T_{int rev}} = dS \text{ atau } (\delta Q)_{int rev} = T dS \quad (13)$$

Persamaan 11, 12, dan 13 menghasilkan persamaan T dS pertama :

$$T dS = dU + p dV \quad (14)$$

Persamaan TdS kedua diperoleh dari persamaan 14 menggunakan

$$H = U + pV$$

Bentuk diferensial :  $dH = dU + d(pV) = dU + pdV + Vdp$

Bentuk lain :  $dU + pdV = dH - Vdp$ , substitusi ke persamaan 14 menghasilkan persamaan T dS :  $T dS = dH - Vdp \quad (15)$

Persamaan TdS dapat ditulis dalam bentuk unit massa :

$$T ds = du + p dv \quad (16a)$$

$$T ds = dh - v dp \quad (16b)$$

Atau pada dasar permol :

$$T d\bar{s} = d\bar{u} + p d\bar{v} \quad (17a)$$

$$Td\bar{s} = d\bar{h} - vd\bar{p} \quad (17b)$$

#### 1.2.4 Perubahan Entropy Gas Ideal

Pada bagian ini persamaan TdS digunakan untuk mengevaluasi perubahan entropy antara dua keadaan proses gas ideal. Persamaan ini tepat sekali untuk memulai dengan persamaan 16, dirumuskan seperti :

$$ds = \frac{du}{T} + \frac{pdv}{T} \quad (18)$$

$$ds = \frac{dh}{T} - \frac{vdp}{T} \quad (19)$$

Gas ideal  $du = c_v(T)dT$ ,  $dh = c_p(T)dT$  dan  $pv = RT$ , dengan hubungan ini persamaan 18 dan 19 menjadi :

$$ds = c_v(T) \frac{dT}{T} + R \frac{dv}{v} \quad \text{dan} \quad ds = c_p(T) \frac{dT}{T} - R \frac{dp}{p} \quad (20)$$

Dimana : R adalah konstanta, persamaan 20 suku kedua dapat langsung diintegrasikan tetapi karena  $c_v$  dan  $c_p$  adalah fungsi temperature untuk gas ideal, biasanya mempunyai informasi tentang fungsi hubungan sebelum integrasi suku pertama pada persamaan ini dapat dilakukan. Dua panas spesifik dihubungkan oleh :  $c_v(T) = c_p(T) - R$ .

Persamaan 20 memberikan

$$s(T_2, v_2) - s(T_1, v_1) = c_p(T) \frac{dT}{T} + R \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (22)$$

$$s(T_2, p_2) - s(T_1, p_1) = c_p(T) \frac{dT}{T} - R \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (23)$$

Untuk memperkenalkan ini, kita mulai dengan pemilihan keadaan referensi dan harga referensi : harga entropy spesifik adalah nol pada keadaan dimana temperature adalah 0K dan tekanan 1 atmosfer. Kemudian penggunaan persamaan 22 entropy spesifik pada keadaan dimana temperature T dan tekanan 1 atmosfer ditentukan relative terhadap keadaan referensi dan harga referensi seperti:

$$s_o(T) = \frac{c_p(T)}{T} dT \quad (24)$$

Simbol  $s_o(T)$  menunjukkan entropy spesifik pada temperature T dan tekanan 1 atmosfer. Karena  $s_o$  tergantung hanya pada temperature, entropy spesifik dapat ditabelkan terhadap temperature, seperti h dan u.

untuk udara seperti gas ideal  $s_o$  dengan unit kJ/kg.K atau Btu/lb.R. dari t' integral persamaan 22 dapat dirumuskan dalam bentuk  $s_o$  :

$$c_p(T) \frac{dT}{T} = c_p(T) \frac{dT}{T} - c_p(T) \frac{dT}{T} = s_o(T_2) - s_o(T_1)$$

Sehingga persamaan 23 menjadi :

$$s(T_2, p_2) - s(T_1, p_1) = s_o(T_2) - s_o(T_1) - R \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (25a)$$

Dalam bentuk per mol :

$$\bar{s}(T_2, p_2) - \bar{s}(T_1, p_1) = \bar{s}_o(T_2) - \bar{s}_o(T_1) - \bar{R} \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (25b)$$

Ketika panas spesifik diambil konstan, persamaan 21 dan 22 menjadi :

$$s(T_2, v_2) - s(T_1, v_1) = c_v \ln \frac{I_2}{T_1} + R \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (26)$$

$$s(T_2, p_2) - s(T_1, p_1) = c_p \ln \frac{I_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (27)$$

## Contoh 1

Uap air pada 400K dan 1bar mengalami proses sampai 900K dan 5bar. Tentukan perubahan entropy spesifik dalam kJ/kg.K. gunakan :

- Tabel uap superheated
- Tabel gas ideal untuk uap air

Penyelesaian :

Diketahui : uap air mengalami proses dari 400K, 1bar sampai 900K, 5bar

Tentukan : perubahan entropy spesifik gunakan table uap superheated; table gas ideal untuk uap air.

Asumsi : pada bagian b dan model gas ideal untuk uap air digunakan

Analysis :

- a. Perubahan entropy spesifik dengan menggunakan table A-4,  $s_1 = 7,501 \text{ kJ/kg.K}$  dan  $s_2 = 9,418 \text{ kJ/kg.K}$ , maka :  $s_2 - s_1 = 0,917 \text{ kJ/kg.K}$

Gunakan berat molekul, ini dapat menunjukkan pada dasar molar:

$$s_2 - s_1 = (0,917 \text{ kJ/kg.K})(18,02 \text{ kg/kmol}) = 16,524 \text{ kJ/kmol}$$

- b. Perubahan entropy spesifik dengan menggunakan table gas ideal. Untuk gas ideal pada uap air gunakan table A-16 pada  $T_1 = 400 \text{ K}$ ,  $\bar{s} = 198,673 \text{ kJ/kmol.K}$  dan pada  $T_2 = 900 \text{ K}$ ,  $\bar{s}_{02} = 228,321 \text{ kJ/kmol.K}$ .

$$\bar{s} - \bar{s}_{01} = 228,321 - 198,673 - 8,314 \ln 5 = 16,267 \text{ kJ/kmol.K}$$

### 1.2.5 Perubahan Entropy Zat Incompressible

Model zat incompressible dikenalkan pada bagian sebelumnya yang diasumsikan bahwa volume spesifik (densitas) adalah konstan dan panas spesifik tergantung semata-mata pada temperature,  $c_v = c(T)$ . Dengan demikian perubahan dalam energi dalam spesifik adalah  $du = c(T)dT$  dan persamaan 18 menjadi :

$$dS = \frac{c(T)dT}{T} + \frac{pdv}{T} = \frac{c(T)dT}{T}$$

Pada integrase, perubahan entropy spesifik  $s_2 - s_1 = \frac{T_2 c(T)}{T_1 T dT}$  ketika diasumsikan panas spesifik konstan, menjadi

$$s_2 - s_1 = c \ln \frac{T_2}{T_1} \text{ (incompressible, } c \text{ konstan)} \quad (28)$$

### 1.2.6 Perubahan Entropy Pada Proses Reversible Internal

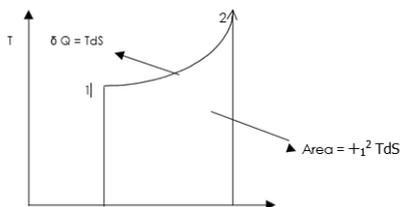
Pada bagian ini hubungan antara perubahan entropy dan heat tranfers untuk proses reversible internal dipertimbangkan. Diskusi dibatasi pada kasus system tertutup. Pertimbangan sama terhadap volume kontrol dijelaskan dalam bagian selanjutnya. Sistem tertutup

mengalami proses reversible internal, entropinya dapat meningkat, menurun atau konstan. Ini dapat menggunakan :  $dS = \frac{\delta Q}{T_{int rev}}$

Persamaan tersebut menunjukkan bahwa ketika system tertutup mengalami proses reversible internal menerima energi oleh heat tranfers, perjalanannya meningkat dalam entropy. Sebaliknya ketika energi melepaskan dari system oleh heat transfer, entropy system menurun. Ini dapat ditafsirkan bahwa entropi transfer diikuti heat transfer. Arah transfer entropy sama seperti heat transfer. Pada proses reversible internal adiabatic entropy akan konstan. Proses entropy konstan disebut proses isentropis. Persamaan 12 diintegrasikan dari keadaan awal 1 ke keadaan akhir 2 :

$$Q_{int rev} = +\int_1^2 T dS \quad (29)$$

Dari persamaan tersebut dapat disimpulkan bahwa tranfers energi oleh panas terhadap system tertutup selama proses reversible internal dapat dipresentasikan sebagai luasan pada diagram temperature-entropi.



Gambar 1.3. Luasan menunjukkan heat tranfers pada proses internal reversible

## Contoh 2.

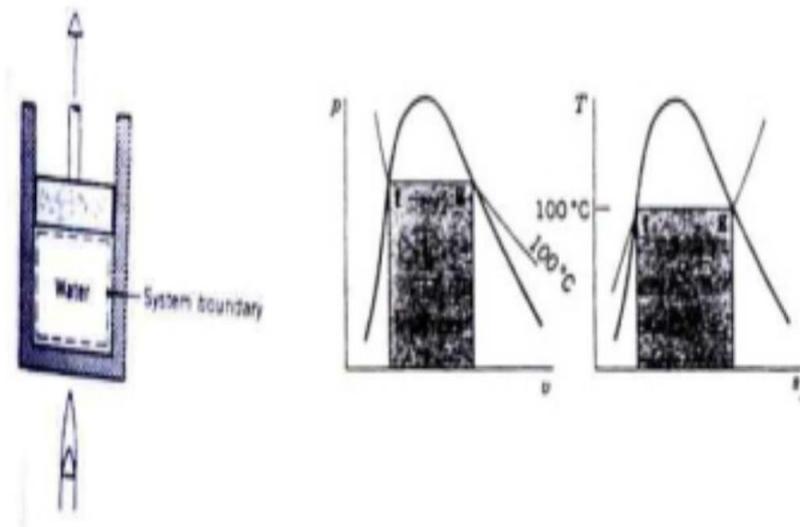
Air yang mula-mula saturated liquid pada 100 C diisikan pada rangkaian piston-silinder. Air mengalami proses ke keadaan saturated vapor, yang mana piston bergerak secara bebas dalam silinder. Jika perubahan keadaan yang dibawa oleh pemanasan air seperti

mengalamiproces reversible internal pada tekanan dan temperatur konstan. Tentukan kerja dan heat transfer perunit massa (kJ/kg).

Penyelesaian

Diketahui : air diisikan pada rangkaian piston-silinder mengalami proses reversible internal pada 100 C dari saturated liquid ke saturated vapor.

Tentukan : kerja dan heat tranfers per unit massa skema dan data yang diberikan :



Asumsi :

1. Air dalam rangkaian piston-silinder adalah closed system
2. Proses adalah secara internal reversible
3. Temperature dan tekanan konstan selama proses
4. Tidak ada perubahan energi kinetic dan potensial antara dua keadaan

Analysis :

Kerja pada tekanan konstan :  $\frac{W}{m} = +f^g p dv = p(v_g - v_f)$

Dengan harga dari table A-2 :

$$\frac{W}{m} = 1,014 \times 10 \frac{5N}{m^2} \frac{1673 - 1,0435 m^3}{10^3} \frac{1 kJ}{kg} \frac{10^3 Nm}{kg} = \frac{170 kJ}{kg}$$

Dari proses secara internal reversible dan tekanan konstan, heat transfers memberikan :

$$Q = +f^g T dS = m + f^g T dS = mT(s_g - s_f)$$

Dengan harga dari table A-2 :

$$m^Q = 373,15(7,3549 - 1,3089) = 2257 kJ/kg$$

### 1.3 Kestimbangan Entropy Untuk System Tertutup

Pada bagian ini, persamaan 3 dan definisi persamaan untuk perubahan entropy digunakan untuk mengembangkan kestimbangan entropy untuk system tertutup. Kestimbangan entropy dirumuskan dari hukum kedua terutama tepat untuk analisa termodinamika.

#### 1.3.1 Perkembangan Dari Kestimbangan Entropy

Ditunjukkan pada gambar 4 siklus dijalankan oleh system tertutup. Siklus terdiri dari proses I, irreversible internal; dapat disajikan, diikuti oleh proses reversible internal R. untuk siklus ini persamaan 4 mempunyai bentuk :

$$\frac{2\delta Q}{T_b} + \frac{1\delta Q}{T_{int rev}} = -\sigma \quad (29)$$

Penggunaan definisi perubahan entropy, integral kedua persamaan 29 dapat dirumuskan :

$$S_1 - S_2 = \frac{1\delta Q}{2T_{int rev}}$$

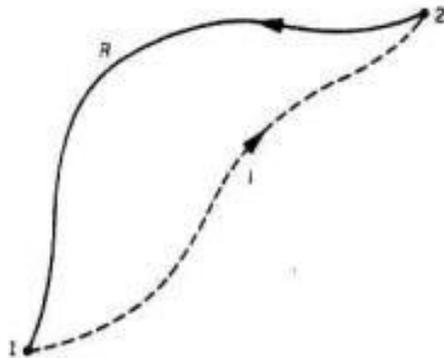
Maka

$$\frac{2\delta Q}{1T_b} + S_1 - S_1 = -\sigma$$

Akhirnya, kesetimbangan entropy system tertutup :

$$S_1 - S_2 = \frac{2\delta Q}{T_b} + \sigma$$

Dimana :  $\sigma$  = produk entropy yang mempunyai harga tidak boleh negative, sebaliknya perubahan entropy dari system boleh negative, positif, atau nol.



Gambar 1.4. Siklus yang digunakan untuk mengembangkan kesetimbangan entropy untuk closed system

### Contoh 3.

Air yang mula-mula saturated liquid pada 100 C diisikan dalam rangkaian piston-silinder. Air mengalami proses sampai saturated vapor,

yang mana piston bergerak bebas dalam silinder. Tidak ada heat transfer dengan lingkungan. Jika perubahan keadaan dibawa oleh aksi paddle wheel, tentukan kerja perunit massa ( $\text{kJ/kg}$ ) dan jumlah entropy yang dihasilkan per unit massa ( $\text{kJ/kg.K}$ )

Penyelesaian :

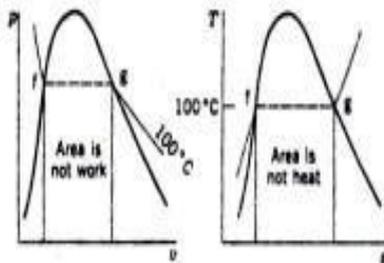
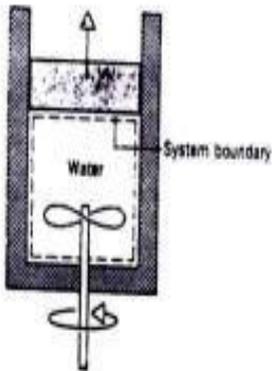
Diketahui : air diisikan pada rangkaian piston-silinder mengalami proses adiabatic dari saturated liquid sampai saturated vapor pada  $100^\circ\text{C}$ . Selama proses piston bergerak secara bebas dan air secara cepat diaduk oleh paddle wheel.

Tentukan : kerja perunit massa dan entropy yang dihasilkan perunit massa.

Asumsi :

1. Air pada rangkaian piston-silinder adalah closed system
2. Tidak ada heat transfer dengan lingkungan
3. System adalah pada keadaan setimbang pada awal dan akhir. Tidak ada perubahan energi kinetik dan potensial antara dua keadaan ini.

Skema dan data yang diberikan



Analysis :

Volume dari system meningkat selama proses, ada transfer energi oleh kerja dari system selama ekspansi melalui paddle wheel. Total kerja dapat dievaluasi dari kesetimbangan energi yang mana direduksi dengan asumsi 2 dan 3 :

$$\Delta U + \Delta KE + \Delta PE = Q - W \quad \Delta U = -W$$

Pada dasar unit massa, kesetimbangan energi :  $\frac{W}{m} = -(u_g - u_f)$

Dengan harga energi internal spesifik dari table A-2 pada 100 C :

$$\frac{W}{m} = -2087,56 \frac{kJ}{kg}$$

Tanda minus menunjukkan bahwa kerja masuk dengan pengadukan lebih besar dari kerja yang dilakukan oleh air. Jumlah entropy yang dihasilkan dievaluasi dengan menggunakan kesetimbangan entropy. Dari tidak ada heat transfer :

$$\Delta S = \frac{2\delta Q}{1T_b} + \sigma - \frac{\sigma}{m} = s_g - s_f$$

### 1.3.2 Kesetimbangan Laju Entropy Untuk Control Volume

Kesetimbangan laju entropy dapat diperoleh dengan modifikasi persamaan 36 untuk menghitung transfer entropy, menghasilkan :

$$\frac{dS_{cv}}{dt} = \frac{Q_j}{T_j} + m^!_i s_i - m^!_e s_e + \sigma_{cv} \quad (41)$$

Dimana  $\frac{dS_{cv}}{dt}$  menunjukkan laju waktu perubahan entropy dalam control volume. Suku  $m^!_i s_i$  dan  $m^!_e s_e$  berturut-turut untuk laju transfer

entropy masuk dan keluar control volume yang diikuti oleh aliran massa.  $Q_j$  menunjukkan laju waktu heat transfer pada lokasi pada batas dimana temperature sesaat  $T_j$ . Suku  $\sigma_{cv}$  menunjukkan laju waktu produksi entropy pada control volume irreversible.

## 1.4 Analisis Control Volume Pada Keadaan Steady

Pada keadaan steady, prinsip konservasi massa  $m_i = m_e$

Kesetimbangan laju energi pada keadaan steady :

$$0 = Q_{cv} - \sigma_{cv} \cdot m_i h_i + \frac{V_2}{2} + gz_i - m_e h_e + \frac{V_2}{2} + gz_e$$

Maka pada keadaan steady, kesetimbangan laju entropy:

$$0 = \frac{Q_j}{T_j} + m_i s_i - m_e s_e + \sigma_{cv} \quad (42)$$

Untuk penggunaan misalnya satu-masuk dan satu-keluar control volume pada keadaan steady, bentuk kesetimbangan entropy :

$$0 = \frac{Q_j}{T_j} + m_i s_i - m_e s_e + \sigma_{cv} \quad (43)$$

### Contoh 4.

Uap masuk turbin dengan tekanan 30 bar, temperatur 400 C dan kecepatan 160 m/s. saturated vapor pada 100 C keluar dengan kecepatan 100 m/s. Pada steady state, turbin membangkitkan kerja sebesar 540 kJ/kg uap mengalir melalui turbin. Heat transfer antara turbin dan lingkungan terjadi pada temperatur rata-rata permukaan pada 500 K. tentukan laju dimana entropy dihasilkan dalam turbin perkilogram uap mengalir (kJ/kg.K). Abaikan perubahan energi potensial antara keluar dan masuk.



$$0 = \frac{Q_j}{T_j} + m!_1 s_1 - m!_2 s_2 + \sigma_{cv}$$

Dari heat tranfer hanya terjadi pada  $T_b = 500$  K, suku pertama pada bagian kanan dari kesetimbangan laju entropy berkurang menjadi  $Q!_{cv}/T_b$ . Gabungkan kesetimbangan massa dan entropy :

$$0 = \frac{Q!_{cv}}{T_b} + m! s - s + \sigma_{cv}$$

Dimana  $m!$  adalah laju aliran massa. Penyelesaian :

$$\frac{\sigma!_{cv}}{m!} = -\frac{Q!_{cv}}{T_b} + (s_2 - s_1)$$

Reduksi dari kesetimbangan massa dan energi menghasilkan :

$$\frac{Q!_{cv}}{m!} = \frac{W!_{cv}}{m!} + (h_2 - h_1) + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2}$$

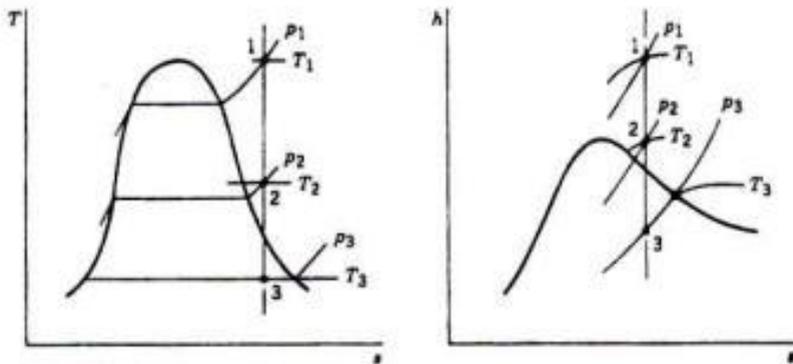
## 1.5 Proses Isentropis

Isentropis berarti entropy konstan. Tujuan kali ini adalah untuk menjelaskan bagaimana sifat-sifat dievaluasi pada keadaan dua proses dimana tidak ada perubahan entropy spesifik.

### 1.5.1 Penggunaan Data Tabel dan Grafik

Diilustrasikan oleh gambar 5, diagram temperature – entropy dan entalpi-entropy terutama tepat sekali untuk menentukan sifat-sifat pada keadaan yang mempunyai harga entropy spesifik yang sama. Semua keadaan pada garis vertical memberikan keadaan mempunyai entropy sama.

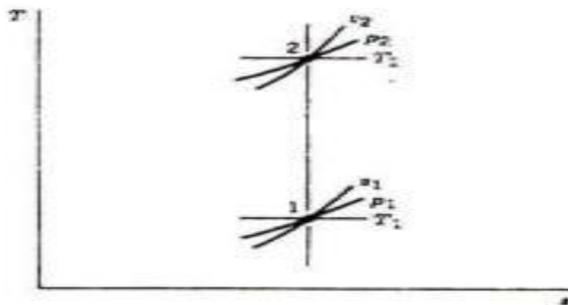
Data table juga dapat digunakan untuk menghubungkan dua keadaan yang mempunyai entropy spesifik yang sama.



Gambar 1.5. Diagram T-s dan h-s menunjukkan keadaan yang mempunyai harga yang sama dari entropy spesifik

## 5.2 Penggunaan Model Gas Ideal

Gambar 8 menunjukkan dua keadaan gas ideal yang mempunyai harga entropy spesifik yang sama. Kita akan mendapatkan hubungan antara tekanan, volume spesifik dan temperature pada keadaan tersebut.



Gambar 1.6. Dua keadaan dari gas ideal yang mempunyai harga entropy spesifik yang sama

Untuk dua keadaan yang mempunyai entropy spesifik, persamaan 44 menjadi :

$$0 = s_o(T_2) - s_o(T_1) - R \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (44)$$

Persamaan 44 meliputi empat sifat :  $p_1$ ,  $T_1$ ,  $p_2$  dan  $T_2$ , jika ketiga diketahui, maka keempat dapat ditentukan. Jika untuk contoh, temperature pada keadaan 1 dan rasio tekanan  $\frac{p_2}{p_1}$  diketahui, temperature pada keadaan 2 dapat ditentukan dari :

$$s_o(T) = s_o(T) + R \ln \frac{p_2}{p_1}$$

Dari  $T_1$  diketahui,  $s_o(T_1)$  akan diperoleh dari pendekatan table, harga  $s_o(T_2)$  akan dihitung dan temperature  $T_2$  akan ditentukan dengan interpolasi. Jika  $p_1$ ,  $T_1$ , dan  $T_2$  dipilih dan tekanan pada keadaan 2 tidak diketahui persamaan 44 akan menjadi :

$$p_2 = p_1 \exp \frac{s_o(T_2) - s_o(T_1)}{R}$$

Persamaan diatas disajikan sebagai dasar alternative pendekatan table untuk menghubungkan tekanan dan temperature pada dua keadaan gas ideal yang mempunyai entropy spesifik yang sama. Untuk mengantarkan ini, tulis lagi persamaan seperti :

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{\exp s_o(T_2)/R}{\exp s_o(T_1)/R}$$

Jumlah  $\frac{\exp s_o T_o}{R}$  terlihat dalam persamaan ini semata-mata sebagai fungsi temperature.  $s_o(T_2)/R$  biasa disebut relative pressure dan diberikan symbol  $p_r(T)$ . Pada suku tekanan relative, persamaan selanjutnya menjadi :

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{p_{r2}}{p_{r1}} (s_1 = s_2) \quad (45)$$

Hubungan antara volume spesifik dan temperature untuk dua keadaan dari gas ideal mempunyai entropy spesifik yang sama dapat dikembangkan. Dengan persamaan keadaan gas ideal,  $v = \frac{RT}{p}$ , rasio volume spesifik :  $\frac{v_2}{v_1} = \frac{RT_2}{p_2} \frac{p_1}{RT_1}$ , kemudian dari dua keadaan yang mempunyai entropy spesifik yang sama persamaan 45 dapat memberikan:  $\frac{v_2}{v_1} = \frac{RT_2}{p_r(T_2)} \frac{p_r(T_1)}{RT_1}$   
Rasio  $\frac{RT}{p_r(T)}$  kelihatan pada bagian kanan dari persamaan tersebut semata-mata sebagai fungsi temperature.  $\frac{RT}{p_r(T)}$  biasanya disebut relative volume dan diberi symbol  $v_r(T)$ . Pada suku volume relative, persamaan selanjutnya menjadi :

$$\frac{v_2}{v_1} = \frac{v_{r2}}{v_{r1}} (s_1 = s_2) \quad (46)$$

Selanjutnya bagaimana sifat-sifat dihubungkan pada proses isentropis gas ideal ketika panas spesifik konstan. Maka persamaan 25 dan 26:

$$0 = c_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{v_2}{v_1}$$

$$0 = c_p \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{p_2}{p_1}$$

Pengantar hubungan gas ideal :  $c_p = \frac{kR}{k-1}$ ,  $c_v = \frac{R}{k-1}$  maka persamaan diatas dapat diselesaikan menjadi :

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{v_1^{k-1}}{v_2} (s_1 = s_2, k \text{ konstan}) \quad (47)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{p_2^{\frac{k-1}{k}}}{p_1} \quad (s_1 = s_2, k \text{ konstan}) \quad (48)$$

Dengan mengikuti hubungan diatas dapat diperoleh :

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{v_1^k}{v_2} \quad (s_1 = s_2, k \text{ konstan}) \quad (49)$$

Persamaan 49 dapat disimpulkan bahwa proses politropis  $p v_k = \text{konstan}$  dari gas ideal dengan  $k$  konstan adalah proses isentropis. Untuk  $n=1$  adalah proses isothermal,  $n=0$  adalah proses isobaric dan  $n=\pm 2$  adalah isovolumic (isometris).

### Contoh 5.

Udara mengalami proses isentropis dari  $p_1=1 \text{ atm}$ ,  $T_1=540 \text{ R}$  ke keadaan akhir dimana temperatur adalah  $T_2=1160 \text{ R}$ . Gunakan model gas ideal, tentukan tekanan akhir  $p_2$  (atm). Penyelesaian gunakan :

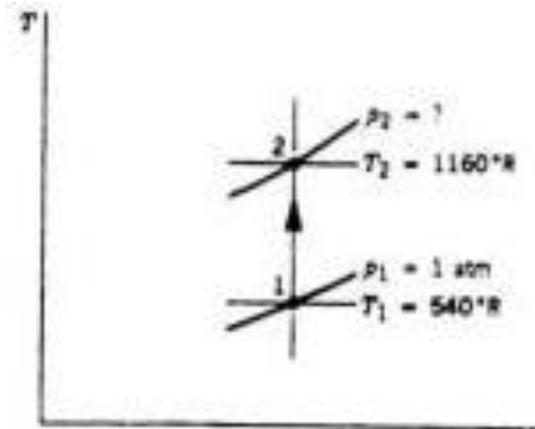
- Data  $p_r$  dari table A-13E
- Rasio panas spesifik konstan ( $k$ ) dievaluasi pada temperature rata-rata  $850 \text{ R}$  dari table A-11E

Penyelesaian :

Diketahui : udara mengalami proses isentropis dari keadaan dimana tekanan dan temperature diketahui ke keadaan dimana temperature dispesifikasi

Tentukan : tekanan akhir menggunakan data  $p_r$  dan harga konstan rasio panas spesifik

Skema data yang diberikan



Asumsi :

1. Proses adalah isentropis
2. Udara dapat dimodelkan sebagai model gas ideal
3. Pada bagian (b) rasio panas spesifik adalah konstan

Analisis :

- a. Tekanan dan temperature pada dua keadaan dari gas ideal mempunyai entropy spesifik yang sama, maka :  $\frac{p_2}{p_1} = \frac{p_{r2}}{p_{r1}}$ , harga  $p_r$  didapat dari table A-13E, maka  $p_2$  :

$$p_2 = p_1 \frac{p_{r2}}{p_{r1}} = (1 \text{ atm}) \frac{21,18}{1,3860} = 15,28 \text{ atm}$$

- b. Ketika rasio panas spesifik diasumsikan konstan, temperature dan tekanan pada dua keadaan gas ideal mempunyai entropy spesifik yang sama dihubungkan dengan persamaan sebelumnya sehingga :

$$p_2 = p_1 \frac{T_2^{\frac{k}{k-1}}}{T_1^{\frac{k}{k-1}}}$$

Dari table A-11E pada 390 F,  $k = 1,39$ . Masukkan harga ke dalam persamaan diatas, maka :

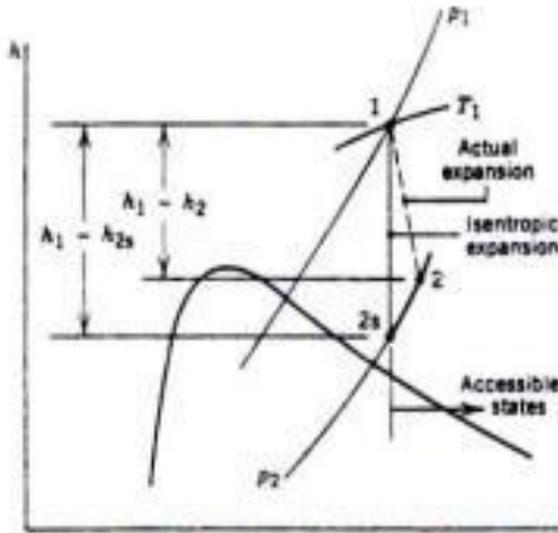
$$p_2 = 1 \text{ atm} \frac{1160^{\frac{1,39}{1,39-1}}}{540} = 15,26 \text{ atm}$$

### 1.5.3 Effisiensi Isentropis Turbin, Nozzle, Kompresor dan Pompa

Effisiensi isentropis meliputi perbandingan antara performance actual dari alat dan performance yang akan dicapai dibawah keadaan ideal untuk kondisi masuk yang sama dan tekanan keluar yang sama. Misalnya turbin, keadaan bahan masuk turbin dan tekanan keluar ditentukan. Heat transfer antara turbin dan lingkungannya diabaikan seperti pengaruh energi kinetik dan potensial. Dengan asumsi ini kesetimbangan laju massa dan energi berkurang pada keadaan steady, untuk memberikan kerja yang dibangkitkan per unit massa aliran melalui turbin :  $\frac{W_{cv}}{m} = h_1 - h_2$ . Dari keadaan 1 ditentukan, entalphy spesifik  $h_1$  diketahui. Dengan demikian harga kerja tergantung pada hanya entalphi spesifik  $h_2$  dan meningkat jika  $h_2$  berkurang. Harga maksimum untuk kerja turbin berhubungan terhadap harga yang dibolehkan semakin kecil untuk entalpi spesifik pada keluar turbin. Hal ini dapat ditentukan dengan menggunakan hokum kedua. Keadaan keluar yang dibolehkan dipaksa dengan :  $\frac{\sigma_{cv}}{m} = s_2 - s_1 \geq 0$

Yang mana diperoleh dengan mengurangi kesetimbangan laju energi. Karena produksi entropy tidak boleh negatif, keadaan  $s_2 < s_1$  tidak diperoleh pada ekspansi adiabatic. Hanya keadaan yang dapat dicapai pada ekspansi actual dengan  $s_2 > s_1$ . Keadaan berlabel 2s pada gambar 9 hanya dicapai pada batas reversible internal. Hal ini berhubungan pada ekspansi isentropis melalui turbin. Untuk tekanan keluar ditentukan, entalpi spesifik  $h_2$  menurun sehingga entropy spesifik menurun. Karena itu harga yang dicapai semakin kecil  $h_2$  berhubungan pada keadaan 2s dan harga maksimum kerja turbin adalah  $\frac{W_{cv}}{m_s} = h_1 - h_{2s}$ . Pada ekspansi actual melalui turbin  $h_2 > h_{2s}$  maka kerja berkurang dari maksimum yang dibangkitkan. Perbandingan dapat

diukur dengan efisiensi isentropis didefinisikan dengan :  $\eta_t = \frac{W^{!cv}/m!}{W^{!cv}/m!_s}$  (50)



Gambar 1.7. Perbandingan ekspansi actual dan isentropis melalui turbin

Pendekatan yang sama untuk turbin dapat digunakan untuk mengantarkan efisiensi isentropis dari nozzle yang beroperasi pada keadaan steady. Effisiensi isentropis nozzle didefinisikan sebagai rasio energi kinetic spesifik actual dari gas meninggalkan nozzle  $v_2^2$  terhadap energi kinetic pada keluar yang dicapai pada ekspansi isentropis antara keadaan inlet sama dan tekanan keluar sama  $v_2^2$

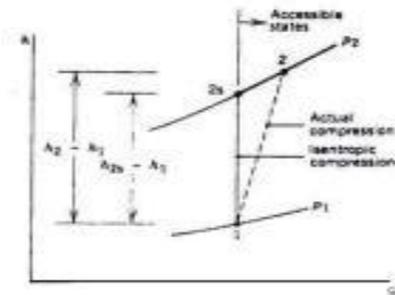
$$\eta_{nozzle} = \frac{v_2^2/2}{(v_2^2/2)_s} \quad (51)$$

Bentuk efisiensi isentropis kompresor., dengan mengacu gambar 10. Yang mana menunjukkan proses kompresi pada diagram Mollier. Keadaan massa masuk kompresor dan tekanan keluar ditentukan. Untuk heat transfer diabaikan dengan lingkungan dan energi potensial dan kinetik diabaikan, kerja input per unit massa aliran melalui kompresor :  $-\frac{W^{1}_{cv}}{m!} = h_2 - h_1$ . Dari keadaan 1 ditentukan, entalpi spesifik  $h_1$  diketahui. Dengan demikian harga kerja input tergantung pada entalpi spesifik keluar  $h_2$ . Persamaan diatas menunjukkan bahwa jumlah kerja input menurun jika  $h_2$  menurun. Kerja input minimum berhubungan terhadap semakin kecil harga yang dicapai entalpi spesifik pada sata keluar kompresor. Kerja input minimum yang diberikan :

$$-\frac{W^{1}_{cv}}{m!_s} = h_{2s} - h_1.$$

Pada kompresi actual  $h_2 > h_{2s}$ , maka kerja lebih besar daripada minimum yang diperlukan. Perbedaan ini dapat diukur dengan efisiensi isentropis

$$\eta_c = \frac{W^{1}_{cv}/m!}{W^{1}/m!}$$



Gambar 1.8. Perbandingan kompresi isentropis dan actual

### Contoh 6.

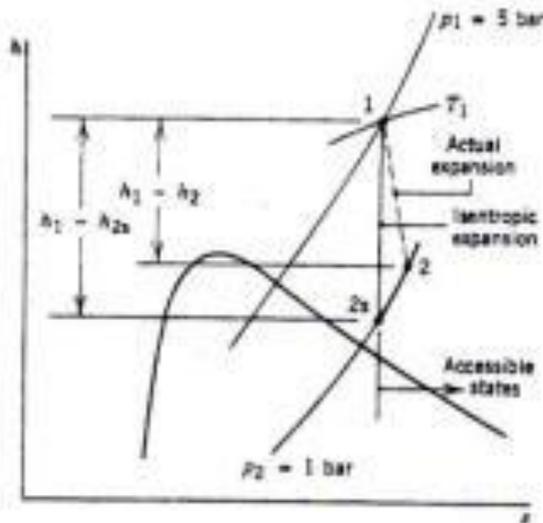
Turbin uap beroperasi pada steady state dengan kondisi inlet  $p_1 = 5 \text{ bar}$ ,  $T_1 = 320 \text{ C}$ . Uap menyinggalkan turbin pada tekanan 1 bar. Tidak ada heat transfer antara turbin dan lingkungannya, perubahan energi kinetic dan potensial antara inlet dan outlet diabaikan. Jika efisiensi turbin isentropis adalah 75 %, tentukan kerja yang dibangkitkan per unit massa aliran uap melalui turbin (kJ/kg)

Penyelesaian :

Diketahui : uap berekspansi melalui turbin beroperasi pada steady state dari keadaan inlet ke keadaan keluar yang dipilih. Efisiensi turbin yang diketahui.

Tentukan : kerja yang dibangkitkan per unit massa uap mengalir melalui turbin

Skema dan data yang diberikan



Asumsi :

1. Control volume ditunjukkan pada diagram yang disertai steady state
2. Ekspansi adalah adiabatic dan perubahan energi kinetic dan potensial antara inlet dan outlet dapat diabaikan.

Analisis :

Kerja yang dibangkitkan dapat ditentukan menggunakan efisiensi turbin isentropis, yang mana memberikan :  $W^{!cv}/m! = \eta_t(W^{!cv}/m!)_s = \eta_t(h_1 - h_{2s})$ . Dari table A-4,  $h_1=3105,6$  kJ/kg dan  $s_1=7,5308$  kJ/kg.K. keadaan keluar untuk ekspansi isentropis ditentukan dengan  $p_2 = 1$  bar dan  $s_{2s}=s_1$ . interpolasi dengan entropy spesifik pada table A-4 pada 1 bar memberikan  $h_{2s} = 2743,0$  kJ/kg. Sehingga :

$$W^{!cv}/m! = 0,75(3105,6 - 2743) = 271,95 \text{ kJ/kg}$$

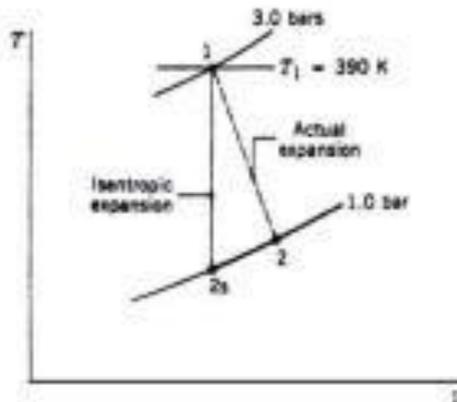
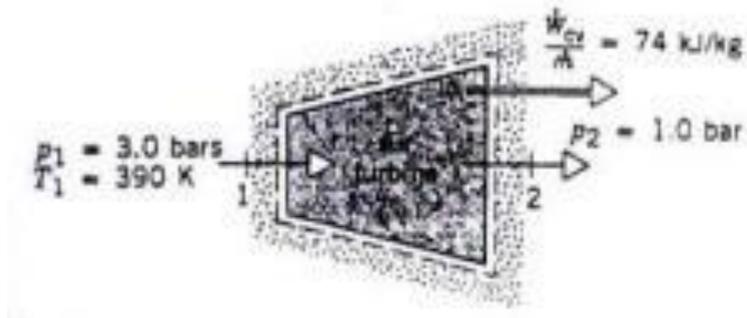
### Contoh 7.

Suatu turbin pada steady state menerima udara pada tekanan  $p_1=3$  bar dan temperatur  $T_1=390$  K. Udara keluar turbin pada tekanan  $p_2=1$  bar. Kerja yang dibangkitkan diukur sebesar 74 kJ/kg aliran udara melalui turbin. Turbin beroperasi secara adiabatic dan perubahan energi potensial dan kinetik antara inlet dan keluar dapat diabaikan. Gunakan model gas ideal untuk udara, tentukan efisiensi turbin. Penyelesaian :

Diketahui : udara berekspansi melalui turbin pada steady state dari pemilihan keadaan inlet sampai tekanan keluar yang dipilih. Kerja yang dibangkitkan per kg udara mengalir melalui turbin diketahui.

Tentukan : efisiensi turbin

Skema dan data yang diberikan :



Asumsi :

1. Control volume ditunjukkan mengikuti sketsa adalah steady state
2. Ekspansi adalah adiabatic dan perubahan energi kinetic dan potensial antara inlet dan keluar dapat diabaikan
3. Udara adalah model sebagai gas ideal

Analisis :

Kerja yang dibangkitkan pada ekspansi isentropis dari keadaan inlet yang diberikan pada tekanan keluar adalah  $\frac{W!_{cv}}{m!_s} = h_1 - h_{2s}$

Dari table A-13 pada 390 K,  $h_1 = 390,88$  kJ/kg. untuk menentukan  $h_{2s}$  gunakan :

$$p_r(T_{2s}) = \frac{p_2}{p_1} \cdot p_{r1}$$

Dimana  $p_2 = 1$  bar,  $p_1 = 3$  bar dan  $p_{r1} = 3,481$  dari table A-13 pada 390K,

$$p_r(T_{2s}) = \frac{1}{3} \cdot (3,481) = 1,1603$$

Interpolasi pada table A-13 memberikan  $h_{2s} = 285,27$  kJ/kg, maka :

$$\frac{W!_{cv}}{m!_{cv}} = 390,88 - 285,27 = 105,6 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga efisiensi isentropisnya adalah :

$$\eta_t = \frac{W!_{cv}/m!}{W!_{cv}/m!_s} = \frac{74}{105,6} = 0,7 \text{ (70\%)}$$

### Contoh 8.

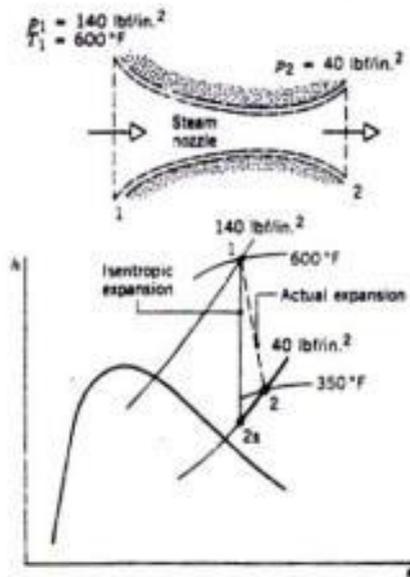
Uap masuk nozzle yang beroperasi pada steady state pada  $p_1 = 140$  lbf/in<sup>2</sup> dan  $T_1 = 600$  F dengan kecepatan 100 ft/s. Tekanan dan temperatur pada saat keluar adalah  $p_2 = 40$  lbf/in<sup>2</sup> dan  $T_2 = 350$  F. tidak ada heat transfer antara nozzle dan lingkungannya dan perubahan energi potensial antara inlet dan keluar dapat diabaikan. Tentukan efisiensi nozzle.

Penyelesaian :

Diketahui : uap berekspansi melalui nozzle pada steady state dari keadaan inlet yang khusus sampai keadaan luar yang khusus. Kecepatan pada inlet diketahui.

Tentukan : efisiensi nozzle

Skema dan data yang diberikan :



Asumsi :

1. Control volume ditunjukkan mengikuti sketsa yang beroperasi secara adiabatic pada steady state
2. Untuk control volume  $W_{cv}=0$  dan perubahan energi potensial antara inlet dan exit dapat diabaikan

Analisis :

Kesetimbangan laju massa dan energi untuk control volume satu-inlet, satu-exit direduksi memberikan :  $\frac{v_2^2}{2} = h_1 - h_2 + \frac{v_2^2}{2}$

Persamaan ini menggunakan ekspansi actual dan isentropis.

Dari table A-4E pada  $T_1=600$  F dan  $p_2=140$  lbf/in<sub>2</sub>,  $h_1 = 1326,4$  Btu/lb,  $s_1 = 1,7191$  Btu/lb.R. Juga dengan  $T_2 = 350$  F dan  $p_2 = 40$  lbf/in<sub>2</sub>,  $h_2 = 1211,8$  Btu/lb. Dengan demikian, energi kinetik dipilih pada keluar adalah :

$$\frac{v_2^2}{2} = (1326,4 - 1211,8) \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} + \frac{(100 \text{ ft/s})^2}{\left( \frac{32,2 \text{ lb.ft/s}^2}{1 \text{ lbf}} \frac{778 \text{ ft.lbf}}{1 \text{ Btu}} \right)} = 114,8 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

Interpolasi pada table A-4E pada 40 lbf/in<sub>2</sub> dengan  $s_{2s}=s_1= 1,7191$  Btu/lb menghasilkan  $h_{2s}= 1202,3$  Btu/lb, maka:

$$\frac{v_2^2}{2} = (1326,4 - 1202,3) \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} + \frac{(100 \text{ ft/s})^2}{\left( \frac{32,2 \text{ lb.ft/s}^2}{1 \text{ lbf}} \frac{778 \text{ ft.lbf}}{1 \text{ Btu}} \right)} = 124,3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

Sehingga efisiensi nozzle adalah :

$$\eta_{\text{nozzle}} = \frac{\left( \frac{v_2^2}{2} \right)}{\left( \frac{v_2^2}{2} \right)_s} = \frac{114,8}{124,3} = 0,924 \text{ (92,4\%)}$$

### Contoh 9.

Suatu kompresor udara beroperasi pada steady state menerima udara pada  $p_1=0,95$  bar dan  $T_1=22$  C. rasio tekanan pada keluar terhadap tekanan pada saat masuk adalah 6. tidak ada heat transfer antara compressor dan lingkungannya dan energi kinetik dan potensial antara saat masuk dan saat keluar diabaikan. Jika efisiensi kompresor

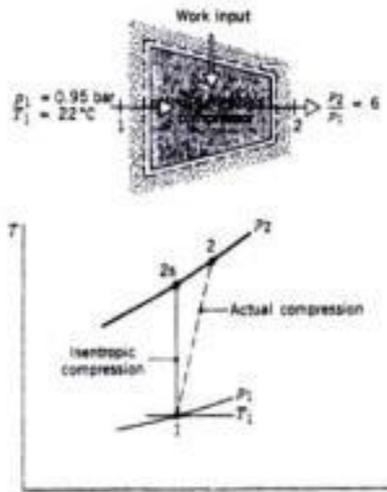
adalah 82%. Tentukan temperatur udara pada saat keluar kompresor. Gunakan model gas ideal untuk udara.

Penyelesaian :

Diketahui : udara dikompresi dari keadaan masuk melalui rasio tekanan yang dipilih. Efisiensi isentropis kompresor diketahui.

Tentukan : temperature udara saat keluar.

Skema dan data yang diberikan :



Asumsi :

1. Control volume ditunjukkan mengikuti sketsa yang beroperasi secara adiabatic pada steady state
2. Perubahan energi kinetic dan potensial antara saat masuk dan keluar dapat diabaikan
3. Udara adalah model sebagai gas ideal

Analisis :

Temperatur pada saat masuk dapat ditentukan dari entalpi spesifik pada saat keluar. Entalpi spesifik saat keluar  $h_2$  dapat ditentukan menggunakan efisiensi isentropis kompresor :  $\eta_c = \frac{W^{!cv}/m!}{W^!/m!} = \frac{h_{2s}-h_1}{h_2-h_1}$

maka  $h_2 = h_1 + \frac{(h_{2s}-h_1)}{\eta_c}$

Table A-13 memberikan  $h_1= 295,17$  kJ/kg pada  $T_1= 295$  K. Untuk menentukan  $h_{2s}$  gunakan persamaan isentropis untuk gas ideal yaitu :

$$p_r(h_{2s}) = \frac{p_2}{p_1} \cdot (h_1) = (6 \cdot 1,3068) = 7,841$$

Dimana  $p_{r1}$  diperoleh dari table A-13 pada 295 K. entalpi spesifik pada keadaan 2s kemudian ditemukan dengan interpolasi pada table A-13 ;  $h_{2s}=493$  kJ/kg maka entalpi spesifik saat keluar adalah :

$$h_2 = 295,17 + \frac{(493 - 295,17)}{0,82} = 536,4 \text{ kJ/kg}$$

Interpolasikan pada table A-13 menghasilkan  $T_2 = 532$  K.



## **BAB II**

# **ANALISIS AVAILABILITY**

Bab ini mengantarkan metode bagaimana menggunakan prinsip konservasi massa dan energi bersama-sama dengan hukum kedua termodinamika untuk merancang desain dan Analisa system termal. Metode disini dipilih Analisa availability.

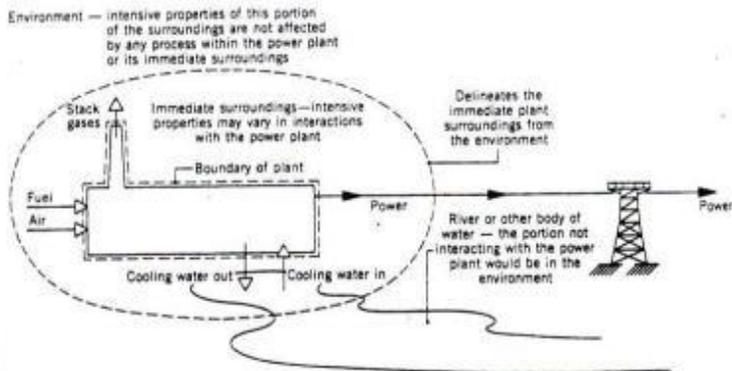
### **2.1 Availability**

Dasar untuk konsep *availability* disajikan dalam introduksi hukum kedua termodinamika bagaimana kesempatan kerja yang dilakukan bila dua system pada keadaan berbeda berkomunikasi, pada prinsipnya kerja dapat dibangkitkan seperti system yang diijinkan menjadi setimbang. Ketika salah satu dari dua system sesuai dengan system yang ideal disebut lingkungan dan yang lain dari beberapa system yang tertutup dari yang interest. Definisi *availability* adalah kerja teoritis yang maksimum yang diperoleh akibat mereka berinteraksi terhadap kesetimbangan.

### **2.2 Environment**

System apa saja, apakah suatu komponen pada system lebih besar seperti suatu turbin pada power plant atau system lebih besar (power plant) dari dirinya, beroperasi dalam lingkungan dari beberapa macam. Hal ini penting untuk membedakan environment dan sekeliling system. Seperti yang digunakan dalam buku ini, term *surrounding* berhubungan terhadap sesuatu yang tidak termasuk dalam system. Term *environment* digunakan untuk beberapa bagian dari *surrounding*, sifat intensive dari setiap phase dimana adalah uniform dan tidak berubah secara signifikan sebagai hasil dari proses apa saja dibawah pertimbangan. *Environment* bebas dari irreversibilitas. Semua irreversibilitas signifikan ditempatkan dalam system dan *immediate*

*surroundingnya*. Irreversibilitas internal bertempat didalam system. Irreversibilitas eksternal bertempat pada *immediate surrounding*. *Environment* dan *immediate surrounding*. untuk kasus sederhana *power plant* ditunjukkan pada gambar 11.



Gambar 2.1. Skema dari Vapor Power Plant Sederhana dan Surroundingnya

Dunia fisika sangat sulit dan untuk memasukan setiap detail pada analisis tidak praktis. Dengan demikian pada penjabaran *environment* dibuat sederhana. Validitasi dan utility dari analisis menggunakan model adalah proses yang dibatasi oleh idealisasi yang dibuat pada formulasi model. Pada buku ini *environment* dianggap sebagai system compressible sederhana yang lebih besar dalam luas dan uniform dalam temperatur ( $T_o$ ) dan tekanan ( $p_o$ ). Dalam menjaga ide bahwa *environment* dilakukan dengan dunia fisik actual, harga untuk  $p_o$  dan  $T_o$  menggunakan seluruhnya analisis keterangan-keterangan secara normal yang diambil sebagai kondisi *environment* tipikal seperti 1 atm dan 25 C. meskipun sifat intensivenya tidak berubah, *environment* dapat mengalami perubahan dalam sifat extensivenya sebagai hasil dari interaksi dengan system yang lain. Perubahan dalam sifat extensive : energi dalam ( $U_o$ ), entropy ( $S_o$ ) dan volume ( $V_o$ ) dari *environment*

dihubungkan melalui persamaan Tds. Dari  $T_o$  dan  $p_o$  konstan, persamaan menjadi :

$$\Delta U_e = T_o \Delta S_e - p_o \Delta V_e \quad (1)$$

Pada bab ini energi kinetic dan potensial dievaluasi relative terhadap *environment*, semua bagian-bagian dimana dianggap diam berkenaan dengan salah satu yang lain. Dengan demikian, seperti ditunjukkan dengan persamaan sebelumnya, perubahan dalam energi dari *environment* dapat berubah hanya pada energi internalnya. Persamaan 1 digunakan untuk mengembangkan persamaan untuk mengevaluasi *availability*.

### 2.3 Dead State

Jika keadaan dipilih kuantitas dari materi, system tertutup, berangkat dari *environment*, berkesempatan bertahan untuk mengembangkan kerja. Akan tetapi sebagai system merubah keadaan terhadap *environment*, kesempatan berkurang, berhenti sampai diam ketika dua adalah setimbang dengan salah satu yang lainnya. Keadaan ini dari system disebut *dead state*. Pada *dead state*, jumlah materi tetap dibawah pertimbangan diimajinasi pada tertutup dalam amplop (kedap air), pada saat diam relatif terhadap *environment* dan secara internal dalam kesetimbangan pada  $T_o$  dan  $p_o$  dari *environment*. Pada *dead state* kedua system tertutup dan *environment* mempunyai energi tetapi harga *availability* adalah nol karena tidak ada kemungkinan perubahan sesaat dalam system tertutup atau *environment* atau tidak ada interaksi antara mereka.

### 2.4 Evaluasi Availability

Tujuan kali ini untuk menunjukkan bagaimana *availability* dari system tertutup pada spesifikasi keadaan diberikan persamaan :

$$A = (E - U_o) + p_o(V - V_o) - T_o(S - S_o) \quad (2)$$

Dimana :

- E = U + KE + PE = energi
- V = volume
- S = Entropy

Persamaan 2 dapat diturunkan dengan menggunakan kesetimbangan energi dan entropy untuk system kombinasi yang ditunjukkan dalam gambar 2 dimana terdiri dari system tertutup dan lingkungan. *Availability* adalah kerja teoritis maksimum yang dapat dilakukan oleh kombinasi system jika system tertutup menjadi setimbang dengan lingkungan dapat juga dikatakan jika system tertutup melalui **dead state**. Dari tujuan adalah mengevaluasi kerja yang maksimum yang dapat dibangkitkan oleh kombinasi system, batas kombinasi system ditempatkan sehingga hanya transfer energi yang melewatinya adalah transfer kerja dari energi. Hal ini menjamin bahwa kerja dibangkitkan oleh kombinasi system tidak dipengaruhi oleh heat transfer. Selain itu, meskipun volume dari system tertutup dan *environment* dapat berubah, batas dari kombinasi system ditempatkan sehingga total volume dari kombinasi system tetap konstan. Hal ini menjamin bahwa kerja dibangkitkan oleh kombinasi system adalah *fully available* untuk mengangkat massa dalam surroundingnya. Kesetimbangan energi untuk kombinasi system :

$$\Delta E_c = Q_c - W_c \quad (3)$$

Dimana :

- $W_c$  = kerja yang dibangkitkan oleh kombinasi system
- $\Delta E_c$  = perubahan energi dari kombinasi system = jumlah perubahan energi dari system tertutup dan lingkungan.

Energi dari system tertutup mula-mula ditunjukkan oleh E, dimana meliputi energi kinetik, energi potensial dan energi dalam dari system. Sebagai tambahan diatas, energi kinetik dan potensial dievaluasi relatif terhadap lingkungan sehingga energi dari system tertutup ketika pada **dead state** akan sama energi internalnya ( $U_o$ ). Dengan demikian,  $\Delta E_o$  dapat dirumuskan sebagai :  $\Delta E_c = (U_o - E) + \Delta U_e$

Didapat bahwa :  $\Delta E_c = T_o \Delta S_e - p_o \Delta V_e$

Maka :  $\Delta E_c = (U_o - E) + (T_o \Delta S_e - p_o \Delta V_e)$  (3)

Ganti persamaan 3 ke persamaan 2 maka :

$$W_c = (E - U_o) - (T_o \Delta S_e - p_o \Delta V_e)$$

Perubahan volume lingkungan sama dengan jumlah perubahan volume dari close system :  $\Delta V_e = -(V_o - V)$ . Dengan substitusi ini persamaan diatas untuk kerja :

$$W_c = (E - U_o) + p_o(V - V_o) - T_o \Delta S_e \quad (4)$$

Persamaan ini memberikan kerja yang dibangkitkan oleh *combined system*. Harga kerja teoritis maksimum ditentukan menggunakan kesetimbangan entropy. Kesetimbangan entropy untuk *combined system*:  $\Delta S_c = \sigma_c$  perubahan entropy dari *combined system* sama dengan jumlah perubahan entropy untuk *closed system* dan lingkungan :

$$\Delta S_c = (S_o - S) + \Delta S_e$$

Sehingga :  $\sigma_c = (S_o - S) + \Delta S_e$  (5)

Maka :  $W_c = (E - U_o) + p_o(V - V_o) - T_o \Delta S_e - T_o \sigma_c$

Harga  $T_o\sigma_c$  tergantung dari proses seperti *closed system* melalui *dead state*. Harga kerja teoritis maksimum dari *combined system* diperoleh dengan menset  $T_o\sigma_c = 0$ , maka :

$$W_{c, \text{maks}} = (E - U_o) + p_o(V - V_o) - T_o\Delta S_e$$

Harga *availability* tidak dapat negative. Jika *closed system* pada keadaan yang lain dari *dead state*, system dapat berubah kondisinya secara spontan terhadap *dead state*. Tidak ada kerja yang harus dilakukan untuk mempengaruhi setiap perubahan secara spontan. Dengan demikian dari perubahan apa saja pada keadaan dari *closed system* terhadap *dead state* dapat diselesaikan dengan *at least zero* kerja yang dibangkitkan, kerja maksimum (*availability*) tidak dapat negative.

*Availability* secara umum tidak dapat dirubah tetapi dirusak oleh *irreversibility*. Suatu batasan kasus ketika *availability* secara sempurna dirusak, seperti akan terjadi jika *closed system* dibolehkan untuk mengalami perubahan sesaat terhadap *dead state* dengan tidak menentu untuk memperoleh kerja.

## 2.5 Aspek Availability

*Availability* adalah suatu ukuran dari permulaan keadaan *closed system* dari lingkungannya. *Availability* adalah sifat ekstensif, *availability* sering sesuai pada kerja dengan unit massa atau molar, *availability* spesifik pada dasar massa (a) :

$$a = (e - u_o) + p_o(v - v_o) - T_o(s - s_o) \quad (7)$$

Dimana e, v dan s adalah berturut-turut energi, volume dan entropy pada keadaan yang ditentukan ;  $u_o, v_o, s_o$  adalah pada *dead state*. Dimana  $e = u + V^2/2 + gz$

$$a = u + \frac{V^2}{2} + gz - u_o + p_o(v - v_o) - T_o(s - s_o)$$

$$a = (u - u_o) + p_o(v - v_o) - T_o(s - s_o) + \frac{V^2}{2} + gz \quad (8)$$

Sedangkan perubahan *availability* antara dua keadaan dari *closed system* dapat ditentukan sebagai perbedaan :

$$A_2 - A_1 = (E_2 - E_1) + p_o(V_2 - V_1) - T_o(S_2 - S_1) \quad (9)$$

Dimana harga  $p_o$  dan  $T_o$  ditentukan dengan keadaan lingkungan. Ketika system pada dead state, system berada kesetimbangan thermal dan mekanik dengan lingkungan dan harga *availability* adalah nol ✎ kontribusi thermomekanik terhadap *availability* adalah nol.

### Contoh 1.

Dua kilogram air mengalami proses dari keadaan awal dimana air adalah saturated vapor pada 120 C, kecepatan 30 m/s dan ketinggian 6 m sampai ke keadaan akhir dimana air adalah saturated liquid pada 10 C, kecepatan 25 m/s dan ketinggian 3 m. tentukan dalam kJ/kg : ambil  $T_o=25$  C dan  $p_o = 1$  atm,  $g = 9,8$  m/s<sup>2</sup>

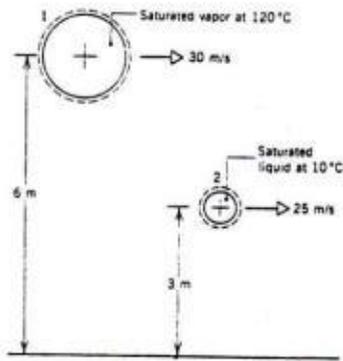
- a. Availability pada keadaan akhir
- b. Perubahan availability

Penyelesaian :

Diketahui : dua kg air mengalami proses antara dua keadaan yang dipilih

Tentukan : availability pada keadaan awal dan akhir dan perubahan dalam availability

Skema dan data yang diberikan :



Asumsi :

1. Air adalah suatu closed system pada keadaan awal dan akhir setimbang
2. Kecepatan dan ketinggian diukur relatif terhadap environment
3.  $T_o = 25\text{ C}$ ,  $p_o = 1\text{ atm}$  dan  $g = 9,8\text{ m/s}^2$

Analisis

Untuk mengevaluasi availability memerlukan harga volume spesifik, energi internal spesifik dan entropy spesifik dari air pada dead state. Pada dead state dimana  $T_o = 25\text{ C}$  dan  $p_o = 1\text{ atm}$ , air adalah liquid. Dengan demikian persamaan pada bab sebelumnya dan harga dari table A-2,  $v_o = 1,0029\text{ cm}^3/\text{g}$ ,  $u_o = 104,88\text{ kJ/kg}$ ,  $s_o = 0,3674\text{ kJ/kg.K}$

- a. Untuk air sebagai saturated liquid pada 10 C,  $p = 0,01228\text{ bar}$ ,  $v = 1,0004\text{ cm}^3/\text{g}$ ,  $u = 42\text{ kJ/kg}$ ,  $s = 0,151\text{ kJ/kg.K}$ . Availability pada keadaan akhir adalah 3,9 kJ
- b. Perubahan availability dari system adalah  $A_2 - A_1 = -996,2\text{ kJ}$   
Tanda minus menunjukkan bahwa availability menurun dalam proses ini

## Contoh 2.

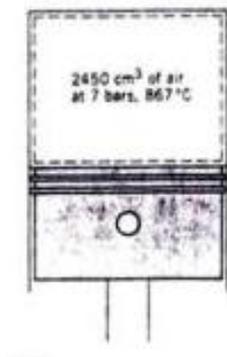
Suatu silinder dari internal combustion engine berisi 2450 cm<sup>3</sup> produk gas pembakaran pada tekanan 7 bar dan temperatur 867 C sebelum katup exhaust terbuka. Tentukan availability spesifik dari gas dalam kJ/kg. Abaikan pengaruh gerakan dan grafitasi dan model gas pembakaran sebagai udara sebagai gas ideal. Ambil  $T_o = 27\text{ C}$  dan  $p_o = 1\text{ atm}$ .

Penyelesaian

Diketahui : produk gas pembakaran pada keadaan khusus diisikan dalam silinder dari ICE

Tentukan : availability spesifik

Skema dan data yang diberikan :



Asumsi :

1. Produk gas pembakarn adalah closed system
2. Produk pembakaran dimodel sebagai gas ideal
3. pengaruh gerakan dan grafitasi dapat diabaikan
4.  $T_o = 27\text{ C}$  dan  $p_o = 1\text{ atm}$

Penyelesaian : availability spesifik :

$$a = (u - u_o) + p_o(v - v_o) - T_o(s - s_o)$$

Term energi internal dan entropy dievaluasi dengan menggunakan table A-13 :

$$(u - u_o) = 880,35 - 214,07 = 666,28 \text{ kJ/kg}$$

$$(s - s_o) = s_o(T) - s_o(T_o) - \frac{\bar{R}}{M} \ln \frac{p}{p_o}$$

$$\begin{aligned} T_o(s - s_o) &= 300K - 3,11883 - 1,70203 - \frac{8,314}{28,97} \ln \frac{7}{1,013} \\ &= 258,62 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Term  $p_o(v - v_o)$  dievaluasi dengan menggunakan persamaan gas ideal dari keadaan :  $v = (\bar{R}/M)T/p$  dan  $v_o = (\bar{R}/M)T_o/p_o$  sehingga :

$$p_o(v - v_o) = \frac{\bar{R}}{M} \frac{p_o T}{p} - T_o$$

$$p_o(v - v_o) = \frac{8,314}{28,97} \frac{1,013(1140)}{7} - 300 = -38,75 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga *availability* spesifiknya adalah  $a = 368,91 \text{ kJ/kg}$ .

## 2.6 Kesetimbangan *Availability* Untuk *Closed System*

### 2.6.1 Development Dari Kesetimbangan *Availability*

Kesetimbangan *availability* untuk *closed system* dibangkitkan oleh kombinasi kesetimbangan energi dan entropy *closed system*. Bentuk kesetimbangan entropy dan energi :

$$E_2 - E_1 = +1^2 \delta Q - W$$

$$s_2 - s_1 = +1^2 \frac{\delta Q}{T_b} + \sigma$$

Dimana W dan Q berturut-turut adalah kerja dan heat tranfer antara system dan lingkungan. Maka closed system *availability* balance :

$$(A_2 - A_1) = +1^2 \delta Q - [W - p_o(v_2 - v_1)] - T_o \sigma \quad (10)$$

*Availability* change

*Availability* tranfer

*Availability* destruction

### Contoh 3.

Air yang mula-mula saturated liquid pada 100°C diisikan pada rangkaian silinder-piston. Air mengalami proses sampai pada keadaan saturated capor yang mana piston dapat bergerak secara bebas dalam silinder. Untuk tiap-tiap dari dua proses jelaskan di bawah, tentukan pada unit massa perubahan *availability*, transfer *availability* diikuti kerja, *availability* transfer diikuti panas dan irreversibility (kJ/kg). Ambil  $T_o = 20C$ ,  $p_o = 1,014$  bar

- Perubahan keadaan dibawa oleh pemanasan air seperti air mengalami proses *internal reversible* pada T dan p konstan.
- Perubahan keadaan yang dibawa secara adiabatic oleh aksi pengadukan dari paddle wheel

Penyelesaian

Diketahui : saturated liquid pada 100 C mengalami proses sampai keadaan saturated vapor

Tentukan : perubahan *availability*, *availability* transfer diikuti kerja dan panas serta irreversibility untuk setiap dari dua proses yang dipilih

Asumsi :

1. Untuk bagian a dan b lihat asumsi yang terdapat pada contoh soal pada bab sebelumnya (entropy)
2.  $T_o = 20 \text{ C}$ ,  $p_o = 1,014 \text{ bar}$

Analisis

- a. Perubahan availability spesifik :

$$\Delta a = u_g - u_f + p_o(v_g - v_f) - T_o(s_g - s_f)$$

Gunakan data dari table A-2

$$\Delta a = 2087,56 + (1,014 \times 10^5)(1,672) - 293,15(6,048)$$

$$\Delta a = 484 \text{ kJ/kg}$$

Penggunaan persamaan untuk kerja yang diperoleh pada penyelesaian pada contoh soal bab tentang entropy,  $\frac{W}{m} = p v f_g$ ; availability transfer diikuti kerja adalah

$$\begin{aligned} [\text{accompanying. work transfer of availability}] &= \frac{W}{m} - p_o(v_g - v_f) \\ &= (p - p_o)v f_g = 0 \end{aligned}$$

Meskipun kerja mempunyai harga tidak nol, tidak ada kerja yang mengikuti availability transfer karena  $p=p_o$ . Penggunaan harga heat transfer dihitung pada contoh soal pada bab tentang entropy, transfer dari availability diikuti heat transfer pada proses tekanan konstan adalah :

$$\begin{aligned} [\text{accompanying. work transfer of availability}] &= 1 - \frac{T_o Q}{T m} \\ &= 1 - \frac{293,15}{373,15} 2257 = 484 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Harga positif menunjukkan bahwa availability transfer adalah arahnya sama sesuai heat transfer. Dari proses yang terjadi tanpa irreversibility, irreversibility I biasanya berharga nol. Ini dapat dibuktikan dengan memasukkan tiga availability yang dievaluasi diatas kedalam kesetimbangan availability.

b. Perubahan adiabatic

Dari keadaan akhir adalah sama seperti pada bagian a, perubahan availability adalah sama. Selain itu, karena tidak heat transfer, tidak ada availability transfer diikuti oleh panas. Availability transfer diikuti oleh kerja adalah :

$$[accompanying.work^{transfer.of.availability}] = \frac{W}{m} - p_o(v_g - v_f)$$

$$= -2087,56 - \frac{(1,014 \times 10^5)(1,672)}{10^3} = -2257 \text{ kJ/kg}$$

Tanda minus menunjukkan bahwa total availability transfer diikuti kerja adalah masuk system. Akhirnya, irreversibility ditentukan dari kesetimbangan availability. Penyelesaian untuk irreversibility per unit massa :

$$\frac{I}{m} = -\Delta a - \frac{W}{m} - p_o(v_g - v_f) = -484 - (-2257) = 1773 \text{ kJ/kg}$$

Komentar :

1. Contoh ini menunjukkan bahwa perubahan availability selama proses ditentukan oleh keadaan akhir tetapi harga transfer availability dan irreversibility tergantung pada sifat proses.
2. Harga irreversibility dari bagian b dapat juga ditentukan dengan menggunakan  $\frac{I}{m} = T_o \frac{\sigma}{m}$  , dimana produk entropy per

unit massa,  $\sigma/m$  diperoleh dari penyelesaian pada contoh bab sebelumnya.

## 2.6.2 Flow Availability

Tujuan kali ini adalah untuk mengembangkan konsep flow *availability*. Konsep ini penting untuk control volume dari kesetimbangan laju *availability*.

### 2.6.2.1 Availability Transfer Diikuti Aliran Kerja

Ketika diasumsikan aliran satu dimensi, kerja pada bagian masuk atau keluar dari control volume, aliran kerja diberikan pada laju waktu dengan  $m!(pv)$  dimana  $m!$  adalah laju massa,  $p$  = tekanan dan  $v$  = volume spesifik pada inlet atau outlet. Availability transfer diikuti aliran kerja:

$$[\text{accompanying. work}^{\text{transfer.of.availability}}] = m!(pv - p_o v) \quad (11)$$

Kita asumsikan bahwa peningkatan volume dari closed system pada interval waktu ( $\Delta t$ ) sama dengan volume daerah akhir. Availability transfer diikuti kerja :

$$[\text{accompanying. work}^{\text{transfer.of.availability}}] = W - p_o v \quad (12)$$

Dimana  $\Delta V$  adalah perubahan volume dari system. Perubahan volume system sama dengan volume region e. sehingga  $\Delta V = m_e v_e$ , maka :

$$[\text{accompanying. work}^{\text{transfer.of.availability}}] = W - m_e(p_o v_e) \quad (13)$$

Persamaan 13 dapat dipasang pada dasar laju waktu dengan membagi setiap suku dengan interval waktu  $\Delta t$ , dan batas didekati  $\Delta t \rightarrow 0$ :

$$[\text{accompanying. work}^{\text{transfer.of.availability}}] = \lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{W}{\Delta t} - \lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{m_e}{\Delta t(p_o v_e)} \quad (14)$$

pada limit  $\Delta t \rightarrow 0$ , batas closed system dan control volume serupa. Dengan demikian, pada limit ini laju tranfer energi oleh kerja dari closed system adalah laju tranfer energi oleh kerja dari control volume. Maka suku pertama dari persamaan 14 menjadi :

$$\lim_{\Delta t} \frac{W}{\Delta t} = m!_e (p_o v_o) \quad (15)$$

Dan suku kedua :

$$\lim_{\Delta t} \frac{m_e}{\Delta t (p_o v_e)} = m!_e (p_o v_e) \quad (16)$$

pada limit ini, asumsi volume spesifik uniform seluruhnya region e berhubungan terhadap asumsi volume spesifik uniform melalui exit (satu dimensi). Substitusi persamaan 16, 15 ke 14 memberikan :

$$\left( \frac{\text{time.rate.of.availability.transfer}}{\text{accompanying.work}} \right) = m!_e (p_e v_e - p_o v_e) \quad (17)$$

### 2.6.2.2 Development Dari Konsep Flow Availability

Ketika massa mengalir melalui batas control volume, diikuti tranfers energi:

$$\left( \frac{\text{time.rate.of.availability.transfer}}{\text{accompanying.work}} \right) = m!_e = m!_u = \frac{V_2}{2} + gz \quad (18)$$

Demikian juga, ketika massa masuk atau keluar control volume diikuti oleh tranfer availability :

$$\left( \frac{\text{time.rate.of.availability.transfer}}{\text{accompanying.work}} \right) = m!_a = m! [(e - u) + p(v - v) - T(s - s)] \quad (19)$$

Dari tranfer availability diikuti aliran massa dan aliran kerja terjadi pada lokasi dimana massa masuk atau keluar control volume, maka :

$$\left( \frac{\text{time.rate.of.availability.transfer}}{\text{accompanying.work}} \right) = m! [a + (pv - pv)]$$

$$\left( \frac{\text{time.rate.of.availability.transfer}}{\text{accompanying.work}} \right) = m! [(e - u_o) + p_o(v - v_o) - T_o(s - s_o) + (p_v - p_o v)_o] \quad (20)$$

# BAB III

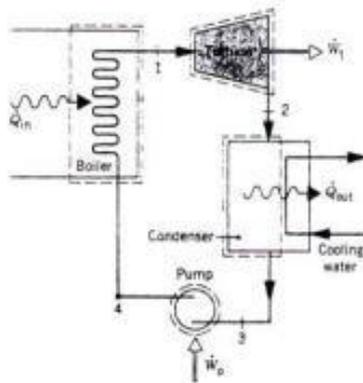
## SISTEM TENAGA UAP (VAPOR POWER SYSTEMS)

### 3.1 Rankine Cycle

Prinsip kerja dan heat transfer

Asumsi :

- Heat transfer antara system ke lingkungan diabaikan
- Energi kinetic dan potensial diabaikan
- Setiap komponen beroperasi pada steady state
- Penggunaan Bersama-sama prinsip konservasi massa dan energi



Gambar 3.1 Prinsip Kerja dan Heat Transfer dari Sistem Tenaga Uap Sederhana

Pada gambar 1, uap dari boiler pada keadaan 1 mempunyai kenaikan temperature dan tekanan, berekspansi melalui turbin menghasilkan kerja dan kemudian dikeluarkan ke kondensor pada

keadaan 2 dengan tekanan rendah. Heat transfer dengan lingkungan diabaikan, laju kesetimbangan massa dan energi untuk control volume sekitar turbin pada steady state memberikan :

$$\frac{W!t}{m!} = h_1 - h_2 \quad (1)$$

Dimana  $m!$  menunjukkan laju aliran massa fluida kerja dan laju  $\frac{W!t}{m!}$  kerja yang dibangkitkan per unit massa uap melalui turbin.

Pada kondensor disini heat transfer dari uap ke air pendingin mengalir dalam aliran separasi. Uap kondensasi dan temperature air pendingin meningkat. Pada steady state, kesetimbangan massa dan energi untuk control volume :

$$\frac{Q!_{out}}{m!} = h_2 - h_3 \quad (2)$$

Dimana  $\frac{Q!_{out}}{m!}$  adalah laju energi yang ditransfer oleh panas dari fluida kerja ke air pendingin per unit massa fluida kerja melalui kondensor. Cairan kondensat meninggalkan kondensor pada 3 dipompa dari tekanan kondensor ke tekanan boiler maka kesetimbangan massa dan energi :

$$\frac{W!p}{m!} = h_4 - h_3 \quad (3)$$

Dimana  $\frac{W!p}{m!}$  adalah laju daya input per unit massa melewati pompa. Fluida kerja suatu siklus seperti liquid meninggalkan pompa pada 4 disebut boiler *feedwater* dipanaskan sampai saturasi dan diuapkan di dalam boiler. Dari keadaan 4 sampai 1, kesetimbangan laju massa dan energi :

$$\frac{Q!_{in}}{m!} = h_1 - h_4 \quad (4)$$

Dimana  $\frac{Q^{in}}{m!}$  adalah laju heat transfer dari sumber energi ke fluida kerja per unit massa melalui boiler.

Efisiensi thermal mengukur tingkat dimana energi input pada fluida kerja melalui boiler dikonversi ke total kerja output. Efisiensi thermal dari siklus daya gambar 1 adalah :

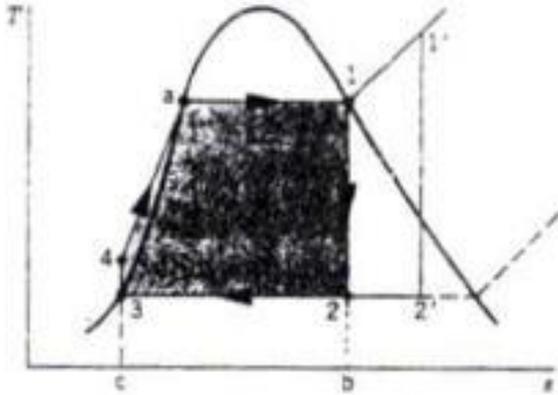
$$\eta = \frac{W^{!t}/m! - W^{!p}/m!}{Q^{in}/m!} = \frac{(h_1 - h_2) - (h_4 - h_3)}{(h_1 - h_4)} \quad (5)$$

Parameter yang lain digunakan untuk menjabarkan performan *power plant* adalah back work ratio (bwr) didefinisikan sebagai rasio kerja input pompa terhadap kerja yang dibangkitkan oleh turbin. Bwr untuk siklus daya :

$$\eta = \frac{W^{!p}/m!}{W^{!t}/m!} = \frac{(h_4 - h_1)}{(h_1 - h_2)} \quad (6)$$

### 3.2 Siklus Rankine Ideal

Jika fluida kerja melewati bermacam-macam komponen dari siklus daya uap sederhana tanpa irreversibilitas, gesekan pressure drop dari boiler dan kondensor dan fluida kerja akan mengalir melalui komponen pada tekanan konstan. Juga tidak ada irreversibilitas dan heat transfer dengan lingkungan, proses melalui turbin dan pompa akan isentropis. Suatu siklus akan menjadi ideal (siklus Rankine Ideal).



Gambar 3.2 Diagram Temperatur-entropy dari siklus Rankine Ideal

Dengan mengacu gambar 2 fluida kerja mengalami urutan proses internal reversible:

1-2 : Ekspansi isentropis dari fluida kerja melalui turbin dari uap jenuh pada keadaan 1 sampai tekanan kondensor.

2-3 : Heat transfer dari fluida kerja seperti fluida mengalir pada tekanan konstan melalui kondensor sampai cair jenuh pada keadaan 3.

3-4 : Kompresi isentropis dalam pompa sampai keadaan 4 pada daerah compressed liquid.

4-1 : Heat transfer pada fluida kerja seperti fluida mengalir pada tekanan konstan melalui boiler.

Karena pompa ideal maka seperti beroperasi tanpa irreversibilitas, maka kerja pompa adalah :

$$\frac{W_{p\ int}^l}{m_{rev}^l} = +\int_3^4 v dp = v_3(p_4 - p_3) \quad (7)$$

### Contoh 1.

Uap adalah fluida kerja pada siklus Rankine Ideal. Uap jenuh masuk turbin pada 8 MPa dan cair jenuh keluar kondensor pada tekanan 0,008 MPa. Kerja keluaran total silus adalah 100 MW. Tentukan untuk siklus :

- a. Efisiensi termal
- b. Rasio kerja balik
- c. Laju aliran massa uap (kg/h)
- d. Laju heat transfer,  $Q_{in}$  ke dalam fluida kerja yang melalui boiler (MW)
- e. Laju heat transfer  $Q_{out}$  dari kondensasi uap melalui kondensor (MW)

Penyelesaian :

Diketahui : Siklus Rankine Ideal beroperasi dengan uap sebagai fluida kerja. Tekanan boiler dan kondensor dispesifikasi dan total daya keluaran diberikan.

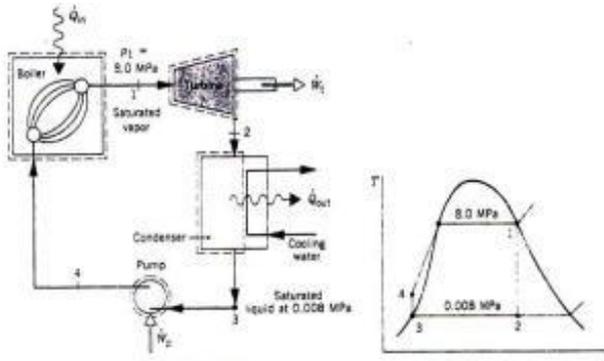
Tentukan : Efisiensi termal, rasio kerja balik, laju aliran massa uap (kg/h), laju heat transfer,  $Q_{in}$  ke dalam fluida kerja yang melalui boiler (MW) dan laju heat transfer  $Q_{out}$  dari kondensasi uap melalui kondensor (MW)

Asumsi :

1. Setiap komponen dari siklus dianalisa sebagai control volume pada keadaan steady.
2. Semua proses dari fluida kerja adalah reversible internal
3. Turbin dan pompa beroperasi secara adiabatic

4. Energi kinetik dan potensial diabaikan
5. Uap Jenuh masuk turbin. Kondensat keluar kondensor sebagai cair jenuh

Skema dan data yang diberikan :



Gambar soal contoh 1 dari Siklus Rankine Ideal

Analisis : untuk memulai, kita perhatikan skema diatas. Permulaan pada masuk turbin, tekanan adalah 8 MPa dan uap adalah saturated vapor, sehingga dari table A-3 didapat  $h_1 = 2758 \text{ kJ/kg}$  dan  $s_1 = 5,7432 \text{ kJ/kg.K}$ . Keadaan 2 ditentukan dengan  $p_2=0,008 \text{ MPa}$  dan entropy spesifik konstan untuk adiabatic dan ekspansi reversible secara internal melalui turbin. Gunakan data cair jenuh dan uap jenuh dari table A-3, kualitas pada keadaan 2 adalah :

$$x_2 = \frac{s_2 - s_f}{s_g - s_f} = \frac{5,7432 - 0,5926}{7,6361} = 0,6745 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{K}$$

Maka entalphi :  $h_2 = h_f + x_2 h_{fg} = 173,88 + (0,6745)2403,1 = 1794,8 \text{ kJ/kg}$

Keadaan 3 adalah cair jenuh pada 0,008 MPa, sehingga  $h_3 = 173,88 \text{ kJ/kg}$ . Keadaan 4 ditentukan dengan tekanan boiler  $p_4$  dan entropy spesifik  $s_4=s_1$ . Atau dengan pendekatan kerja pompa (lebih sederhana) :

$$h_4 = h_3 + W!_p m! = h_3 + v_3(p_4 - p_3)$$

$$h_4 = 173,88 + 8,06 = 181,94 \text{ kJ/kg}$$

a. Efisiensi Thermal

$$\begin{aligned} \eta &= \frac{W!_t/m! - W!_p/m!}{Q!_{in}/m!} = \frac{(h_1 - h_2) - (h_4 - h_3)}{(h_1 - h_4)} \\ &= \frac{(2758 - 1794,8) - (181,94 - 173,88)}{(2758 - 181,94)} = 0,371 \\ &= 37,1\% \end{aligned}$$

b. Rasio Kerja Balik

$$bwr = \frac{W!_p}{W!_t} = \frac{h_4 - h_3}{h_1 - h_2} = \frac{181,94 - 173,88}{2758 - 1794,8} = 8,37 \times 10^{-3} = 0,84\%$$

c. Laju aliran massa uap dapat diperoleh dari persamaan untuk daya total

$$\begin{aligned} m! &= \frac{W!_{cycle}}{(h_1 - h_2) - (h_4 - h_3)} = \frac{100 \text{ MW} (10^3 \text{ kW/MW}) (3600 \text{ s/h})}{963,2 - 8,06} \\ &= 3,77 \times 10^5 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

d. Laju heat transfer,  $Q_{in}$  ke dalam fluida kerja yang melalui boiler (MW)

$$Q!_{in} = m! (h_1 - h_4) = \frac{(3,77 \times 10^5)(2758 - 181,94)}{(3600)(1000)} = 269,77 \text{ MW}$$

e. Laju heat transfer  $Q_{out}$  dari kondensasi uap melalui kondensor (MW)

$$Q_{out}^1 = m!(h_2 - h_3) = \frac{(3,77 \times 10^5)(1794,8 - 173,88)}{(3600)(1000)} = 169,75 MW$$

### 3.3 Prinsip Irreversibilitas dan Losses

Irreversibilitas dan losses ditunjukkan dengan setiap dari empat subsistem dalam gambar 3. Beberapa pengaruh ini mempunyai beberapa pengaruh nyata pada performance daripada yang lain. Prinsip irreversibilitas dialami oleh fluida kerja yang ditunjukkan dengan ekspansi melalui turbin. Heat transfer dari turbin ke lingkungan juga menunjukkan kerugian tetapi biasanya diabaikan. Seperti ditunjukkan pada proses 1-2 dari gambar 3 ekspansi adiabatic actual melalui turbin diikuti oleh peningkatan entropy. Kerja dibangkitkan per unit massa dalam proses ini berkurang dari pada ekspansi isentropis 1-2s. efisiensi turbin  $\eta_t$  dikenalkan pada bagian 6.8 dibolehkan mempengaruhi irreversibilitas dalam turbin untuk perhitungan efisiensi actual. Efisiensi turbin isentropis :

$$\eta_t = \frac{W_{t/m}^!}{(W_{t/m}^!)_s} = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}} \quad (8)$$

Sedangkan efisiensi isentropis pompa :

$$\eta_p = \frac{(W_{p/m}^!)_s}{W_{p/m}^!} = \frac{h_{4s} - h_3}{h_4 - h_3} \quad (9)$$

#### Contoh 2.

Seperti pada contoh soal no 1, tetapi termasuk dalam analisis bahwa setiap turbin dan pompa mempunyai efisiensi isentropis 85 %. Tentukan untuk modifikasi siklus :

- Efisiensi termal
- Laju aliran massa uap (kg/h) untuk daya keluar 100 MW

- c. Laju heat transfer,  $Q_{in}$  ke dalam fluida kerja yang melalui boiler (MW)
- d. Laju heat transfer  $Q_{out}$  dari kondensasi uap melalui kondensor (MW)

Penyelesaian :

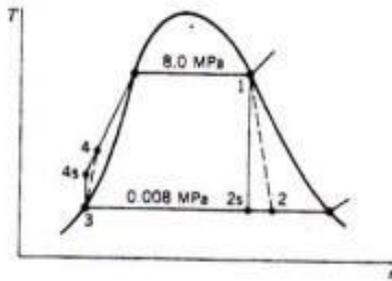
Diketahui : suatu Siklus Tenaga Uap beroperasi dengan uap sebagai fluida kerja. Kedua turbin dan pompa mempunyai efisiensi 85 %.

Tentukan : Efisiensi termal, laju aliran massa uap (kg/h) untuk daya keluar 100 MW, laju heat transfer,  $Q_{in}$  ke dalam fluida kerja yang melalui boiler (MW) dan laju heat transfer  $Q_{out}$  dari kondensasi uap melalui kondensor (MW).

Asumsi :

1. Setiap komponen dari siklus dianalisa sebagai control volume pada keadaan steady.
2. Fluida kerja melewati boiler dan kondensor pada tekanan konstan. Uap Jenuh masuk turbin. Kondensat keluar kondensor sebagai cair jenuh
3. Turbin dan pompa beroperasi secara adiabatik dengan efisiensi 85%
4. Energi kinetik dan potensial diabaikan

Skema dan data yang diberikan :



Analisa :

Keadaan 1 sama seperti pada contoh 1 sehingga  $h_1 = 2758$  kJ/kg dan  $s_1 = 5,7432$  kJ/kg.K. Entalphi spesifik pada keluar turbin, keadaan 2 dapat ditentukan menggunakan efisiensi turbin :

$$\eta_t = \frac{(W^!_t/m!)_{\text{aktual}}}{(W^!_t/m!)_{\text{ideal}}} = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}}$$

Dimana  $h_{2s}$  adalah entalphi spesifik pada keadaan 2s pada diagram T-s. dari penyelesaian untuk contoh 1,  $h_{2s} = 1794,8$  kJ/kg. Penyelesaian untuk  $h_2$  dengan memasukkan harga:

$$\begin{aligned} h_2 &= h_1 - \eta_t(h_1 - h_{2s}) = 2758 - 0,85(2758 - 1794,8) \\ &= 1939,3 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Keadaan 3 adalah sama seperti contoh 1 sehingga  $h_3 = 173,88$  kJ/kg. Untuk menentukan entalphi spesifik pada keluar pompa, keadaan 4, reduksi kesetimbangan laju massa dan energi untuk control volume sekeliling pompa untuk memperoleh :  $(W^!_p/m!) = h_4 - h_3$ , maka entalphi spesifik pada keadaan 4 adalah  $h_4 = h_3 + (W^!_p/m!)$ . Untuk

menentukan  $h_4$  dari persamaan ini memerlukan kerja pompa yang mana dapat dievaluasi menggunakan efisiensi pompa, dengan definisi :

$\eta_p = \frac{(W^!_p/m!)_s}{W^!_p/m!}$  , suku  $(W^!_p/m!)$  dapat dievaluasi menggunakan

persamaan 7. Kemudian penyelesaian untuk  $(W^!_p/m!)$  menghasilkan :

$$\frac{W^!_p}{m!} = \frac{v_3(p_4 - p_3)}{\eta_p}$$

Pembilang dari persamaan ini ditentukan pada penyelesaian untuk contoh 1, maka :  $\frac{W^!_p}{m!} = \frac{8,06}{0,85} = 9,48 \text{ kJ/kg}$

Sehingga entalphi spesifik untuk pompa keluar :

$$h_4 = 173,88 + 9,48 = 183,36 \text{ kJ/kg}$$

a. Efisiensi termis :

$$\begin{aligned} \eta &= \frac{W^!_t/m! - W^!_p/m!}{Q^!_{in}/m!} = \frac{(h_1 - h_2) - (h_4 - h_3)}{(h_1 - h_4)} \\ &= \frac{(2758 - 1939,3) - (183,36 - 173,88)}{(2758 - 183,36)} = 0,314 \\ &= 31,4\% \end{aligned}$$

b. Laju aliran massa uap

$$\begin{aligned} m^! &= \frac{W^!_{cycle}}{(h_1 - h_2) - (h_4 - h_3)} = \frac{100\text{MW}(10^3\text{kW/MW})(3600\text{s/h})}{818,7 - 9,48} \\ &= 4,449 \times 10^5 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

c. Laju heat transfer,  $Q_{in}$  ke dalam fluida kerja yang melalui boiler (MW)

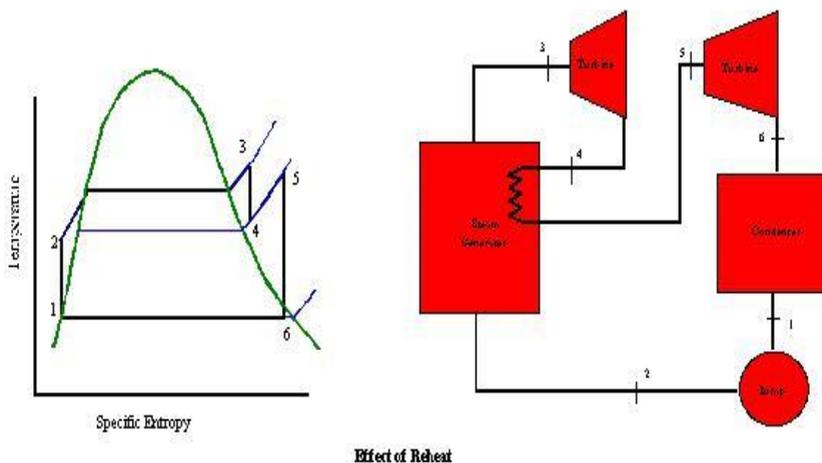
$$Q^!_{in} = m^! (h_1 - h_4) = \frac{(4,45 \times 10^5)(2758 - 183,36)}{(3600)(1000)} = 318,2\text{MW}$$

d. Laju heat transfer  $Q_{out}$  dari kondensasi uap melalui kondensor (MW)

$$Q'_{out} = m!(h_2 - h_3) = \frac{(4,45 \times 10^5)(1939,3 - 173,88)}{(3600)(1000)} = 218,2 \text{ MW}$$

### 3.4 Siklus Reheat (Siklus Panas Ulang)

Seringkali fluida kerja dapat berekspansi melalui sebuah turbin tekanan tinggi kemudian dipanaskan ulang sehingga dapat dengan lebih baik memanfaatkan gas pembakaran. Hal ini merupakan strategi yang baik dalam kerangka penguraian energi. Tetapi karena perbedaan temperatur yang besar antara fluida kerja dan gas buang dari pembakaran, menjadikan siklus ini proses yang irreversibel.



Gambar 3.3 Effect of Reheat

### 3.5 Siklus Regeneratif

Penambahan pemanas air ke dalam siklus Rankine memungkinkan panas dipindahkan lebih dekat (perbedaan temperatur yang lebih kecil  $\approx$  mendekati reversibel). Kebanyakan pembangkit tenaga uap memiliki tiga atau lebih pemanas air, dua diantaranya adalah

terbuka dan tertutup. Sebagian besar pembangkit tenaga hanya memiliki satu pemanas air terbuka. Sebuah pemanas deaerasi untuk mengeluarkan gas-gas terlarut yang terjadi selama proses pemanasan. Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya bahwa pemanas air merupakan penukar panas sederhana (umumnya berupa *desain shell dan tube*). Kemampuan untuk memindahkan fluida dari satu fluida ke yang lainnya tergantung dari desain penukar panas (pengaturan, jenis, jumlah, dan ukuran tube serta kondisi aliran). Sebuah penukar panas satu fase yang baik biasanya memungkinkan satu temperatur fluida mendekati temperatur fluida yang lainnya biasanya berkisar 5° F atau 2.78° C.

Diasumsikan bahwa pada tahap 1 berupa fase cair jenuh. Tahap 2 dicapai jika sebuah pompa ideal dari  $h_1 - h_2 = v_1 (p_1 - p_2)$  . Tekanan 2,5 dan 7 yang masuk dan keluar penukar panas terbuka diasumsikan sama. Tahap 7 diasumsikan berubah menjadi cair jenuh pada tekanan tersebut. Tahap 8 juga dicapai jika sebuah pompa ideal dari  $h_7 - h_8 = v_7 (p_7 - p_8)$  . Tahap 10 menjadi cair jenuh pada tekanan tahap 4. Pada tahap 9 temperatur mendekati temperatur tahap 10 tapi lebih cair dan memiliki temperatur yang lebih rendah (sekitar 5 °F atau sekitar 2.78°C tergantung dari desain).

Pada pembangkit tenaga uap riil. Uap dilewatkan melalui sistem katup yang cukup kompleks untuk mengatur aliran ( dan juga tenaga dari turbin), tergantung dari kebutuhan tenaga listrik dan parameter operasi pembangkit tenaga. Pembangkit tenaga uap dapat digunakan untuk menghasilkan tenaga listrik dalam berbagai skema beban.

Laju aliran pada tahap intermedit ditentukan berdasarkan atas aplikasi hukum pertama dari pemanas air. Sebagai contoh, jika laju aliran massa yang memasuki turbin adalah  $\dot{m}$  , dan bagian aliran yang diuraikan ke dalam pemanas air tertutup adalah  $a$  sehingga laju aliran

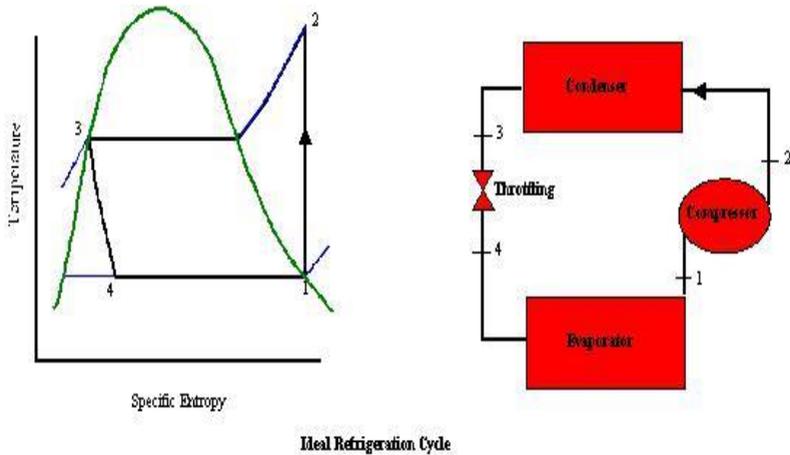
yang masuk ke pemanas air adalah  $m \dot{a}$ . Laju aliran pada turbin bertekanan intermedit adalah . jika laju aliran yang diuraikan ke dalam pemanas air terbuka adalah  $m \dot{a}$ , sehingga laju aliran menuju turbin tekanan rendah adalah  $m(1 - a - b)$ . Hukum pertama pada pemanas air terbuka memberikan  $(1 - a - b) h_2 + b h_5 = (1 - a) h_{10}$  dengan kedua a dan b tidak diketahui. Hukum pertama pada pemanas air tertutup mendapatkan a dari  $a h_4 + h_8 = a h_{10} + h_9$ , kemudian b dapat ditentukan.

### 3.6 Siklus Refrigerasi Ideal

Siklus refrigerasi ideal dianalogikan seperti siklus Rankine bolak-balik, kecuali untuk dua hal yaitu :

- Siklus dimulai dengan kompresi uap jenuh (bukan cair jenuh) ke dalam daerah panas lanjut dari tabel
- Proses ekspansi penguraian tenaga (turbin) digantikan oleh throttling .

Diagram siklus Refrigerasi sebagai berikut



Gambar 3.4 Heat Refrigeration Cycle

Input tenaga ke dalam kompresor diberikan oleh hukum pertama termodinamika  $W_{\text{comp}}^{\dot{}} = \dot{m}(h_1 - h_2)$  dimana  $s_2 = s_1$ , jika proses tersebut reversibel dan adiabatik. Tahap 2 ditentukan oleh  $s_2$  dan tekanan kondenser. Cukup sulit untuk mencapai tahap jenuh (biasanya membutuhkan beberapa kali interpolasi). Cara yang lebih baik untuk memperoleh sifat-sifat siklus refrigerasi adalah menggunakan grafik tekanan – entalpi untuk refrigeran tertentu.

Untuk menentukan laju perpindahan panas kondenser, hukum pertama termodinamika memberikan  $Q_{\text{cond}}^{\dot{}} = \dot{m}(h_3 - h_2)$  yang mutlak bernilai negatif (panas dikeluarkan ke lingkungan). Hukum pertama dari katup throttle mempersyaratkan  $h_4 = h_3$ , untuk proses ekspansi irreversibel ke dalam evaporator. Laju perpindahan panas untuk evaporator adalah  $Q_{\text{evapo}}^{\dot{}} = \dot{m}(h_1 - h_4)$ , dimana panas dimasukkan ke dalam siklus, tapi dihilangkan dari daerah terrefrigerasi



# **BAB IV**

## **SISTEM TENAGA GAS (GAS POWER SISTEM)**

### **4.1 Siklus-Siklus Udara Standart**

Asumsi dasarnya adalah udara sebagai fluida kerja dan semua proses bekerja secara reversible. Untuk siklus Otto, Diesel dan Trinkler, kita menganggap sebuah system tertutup yang bekerja dengan jumlah udara yang sama sepanjang siklus tersebut. Pembakaran hidrokarbon dianggap sebagai penambahan panas; karena jumlah udara jauh lebih besar dibandingkan dengan jumlah bahan bakar, hal ini merupakan model kualitatif yang baik yang tidak membutuhkan pengetahuan tentang pembakaran aktual. Panas biasanya dikeluarkan dari mesin-mesin jenis ini sebagai produk pembakaran. Dua konsep baru adalah rasio kompresi dan tekanan efektif. Untuk siklus Brayton, kita mengasumsikan sebagai mesin-mesin kontrol volume yang mewakili sebuah turbin gas. Pembakaran dimodelkan sebagai sebuah penukar panas (menerima panas).

### **4.2 Siklus Otto Udara Standart**

Siklus otto merupakan model ideal dari penyalaan busi, mesin empat tak. Adapun prosesnya adalah sebagai berikut (terlihat pada gambar 1)

1. Kompresi *adiabatic reversible*
2. Pemasukan volume panas secara konstan mewakili pembakaran dari akhir langkah piston
3. Ekspansi *adiabatic reversible*, mewakili tenaga yang dihasilkan oleh langkah piston

4. Pembuangan volume secara konstan, mewakili pembuangan gas buang

Proses dari tahap 1 ke 2 merupakan proses *adiabatic reversible* (isentropis) sehingga kerjanya adalah *isentropis* ( $n=k$ ), yaitu :

$$W_{12} = \frac{p_2V_2 - p_1V_1}{1 - k} = \frac{mR(T_2 - T_1)}{1 - k} \quad (1)$$

Dimana:

- $W_{12}$  : Kerja isentropis yang dilakukan gas dari titik 1 ke 2
- $p_2, p_1$  : tekanan titik 1 dan 2
- $R$ : konstanta gas ideal (udara standart)
- $m$ : masa gas
- $T_2, T_1$  : temperatur titik 1 dan 2
- $k$ : konstanta gas adiabatik

Perpindahan panas dari proses yang sama adalah nol (*reversible dan adiabatic*). Penambahan panas (tanpa batasan kerja), diberikan sebagai berikut :

$$Q_{23} = m(u_3 - u_2) \quad (2)$$

Dimana :

- $Q_{23}$  : heat transfer dari titik 2 ke 3
- $u_3, u_2$  : masing-masing energi dalam pada titik 2 dan 3

Untuk panas spesifik konstan, persamaan ini menjadi  $Q_{23} = m_{cv} (T_3 - T_2)$ . Kerja ekspansi 3 ke 4 dari siklus Otto juga merupakan proses isentropis persamaannya ditunjukkan sebagai berikut :

$$W_{34} = \frac{p_4V_4 - p_3V_{31}}{1 - k} = \frac{mR(T_4 - T_3)}{1 - k} \quad (3)$$

Dimana :

- $W_{34}$  : Kerja isentropis yang dilakukan gas dari titik 3 ke 4
- $p_3, p_4$  : tekanan titik 3 dan 4
- $T_3, T_4$  : temperatur pada titik 3 dan 4

Perpindahan panas  $Q_{34}$  juga tidak ada (zero). Proses diakhiri dengan pembuangan panas sejajar dengan pemasukan panas pada kondisi volume konstan. Proses akhir, pengeluaran panas sejajar dengan pemasukan panas pada volume konstan dinyatakan sebagai :

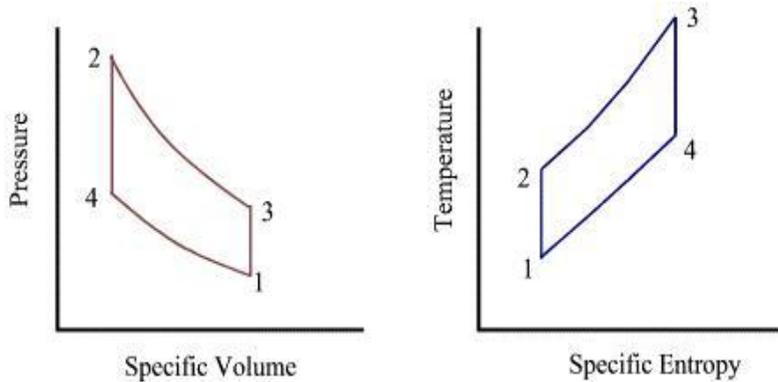
$$Q_{41} = m(u_1 - u_4) \quad (4)$$

Dimana :

- $Q_{41}$  : heat transfer dari titik 4 ke 1
- $u_1, u_4$  : masing-masing energi dalam pada titik 1 dan 4

Panas spesifik menjadi  $Q_{41} = m_{cv}(T_1 - T_4)$ . Rasio kompresi  $r$ , didasarkan atas nilai volume terbesar sampai terkecil (diambil dari langkah piston selama kompresi)  $= \frac{V_1}{V_4} = \frac{V_4}{V_3}$ , ternyata rasio volume spesifik sama dengan rasio volume (untuk system tertutup). *Mean effective pressure* (MEP) atau tekanan efektif rata-rata didefinisikan sebagai siklus kerja dibagi dengan perubahan maksimum pada volume  $P = \frac{W_{cycle}}{V_2 - V_1}$ . MEP merupakan ukuran untuk kerja yang tidak berguna dalam siklus kerja. Akhirnya efisiensi panas dapat dinyatakan sebagai  $\eta = \frac{W_{cycle}}{Q_{23}}$ . Untuk panas spesifik konstan persamaan dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta = \frac{W_{cycle}}{Q_{23}} = 1 - \frac{c_v(T_4 - T_1)}{c_v(T_3 - T_2)} = 1 - \frac{T_1}{T_2} = 1 - \frac{1}{1^{k-1}} \quad (5)$$



Gambar 4.1. Siklus Otto Udara Standart

### 4.3 Siklus Diesel Standar Udara

Siklus diesel merupakan model idealisasi dari sebuah proses kompres penyalaan, mesin empat langkah. Adapun prosesnya sebagai berikut (terlihat pada gambar 2).

1. Kompresi *reversible* dan *adiabatic* (isentropis)
2. Pemasukan tekanan konstan, mewakili pembakaran pada akhir langkah piston
3. Ekspansi *reversible* dan *adiabatic*, mewakili langkah tenaga piston
4. Pengeluaran volume panas secara konstan, mewakili proses pembuangan gas

Proses-proses dari tahap 1 ke 2 adalah *adiabatic* dan *reversible* sehingga kerja merupakan kerja isentropis ( $n=k$ ) :

$$W_{12} = \frac{p_2V_2 - p_1V_1}{1 - k} = \frac{mR(T_2 - T_1)}{1 - k} \quad (6)$$

Dimana :

- $W_{12}$  : Kerja isentropis yang dilakukan gas dari titik 1 ke 2
- $p_2, p_1$  : tekanan titik 2 dan 1
- $R$ : konstanta gas ideal (udara standart)
- $m$ : masa gas
- $T_2, T_1$  : temperatur titik 2 dan 1
- $k$ : konstanta gas adiabatik

Perpindahan panas untuk proses-proses yang serupa adalah nol (zero/reversible dan adiabatik). Heat transfer pada tekanan konstan yaitu pada proses 2-3 diberikan sebagai :

$$Q_{23} = m(h_3 - h_2) \quad (7)$$

Dimana :

- $Q_{23}$  : Heat transfer pada tekanan konstan dari titik 2 – 3
- $h_2, h_3$  : Entalpi pada titik 2 dan 3

Kerja dari 2 ke 3 merupakan tekanan konstan  $W_{23} = p_2(V_3 - V_2)$ , untuk panas spesifik konstan, perpindahan panas menjadi  $Q_{23} = mc_p(T_3 - T_2)$ . Kerja ekspansi 3 ke 4 dari siklus Diesel merupakan kerja isentropis, diberikan oleh persamaan :

$$W_{34} = \frac{p_4V_4 - p_3V_3}{1 - k} = \frac{mR(T_4 - T_3)}{1 - k} \quad (8)$$

Dimana :

- $W_{34}$  : Kerja isentropis yang dilakukan gas dari titik 3 ke 4
- $p_3, p_4$  : tekanan titik 3 dan 4
- $T_3, T_4$  : temperatur pada titik 3 dan 4

Sedangkan perpindahan panas  $Q_{34}$  juga bernilai nol (zero). Proses terakhir berupa proses pengeluaran panas pada sejajar dengan

pemasukan panas pada volume konstan dinyatakan sebagai  $Q_{41} = m(u_1 - u_4)$  dan untuk panas spesifik konstan menjadi  $Q_{41} = mc_v(T_1 - T_4)$ . Perbandingan kompresi,  $r$ , didasarkan atas langkan piston selama kompresi :  $r = \frac{v_1}{v_2}$ . Kenyataannya perbandingan volume spesifik sama dengan perbandingan volume (volume ratio).

*Mean effective pressure*, MEP (tekanan efektif rata-rata) didefinisikan sebagai siklus kerja dibagi dengan perubahan maksimum pada volume dan dinyatakan sebagai  $MEP = \frac{W_{cycle}}{V_1 - V_2}$ . MEP juga merupakan ukuran dari kerja tidak berguna (tidak efektif) dari siklus tersebut. Efisiensi thermal ( $\eta$ ) diberikan sebagai  $\eta = \frac{W_{cycle}}{Q_{23}}$ . Untuk panas spesifik konstan, persamaan dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta = \frac{W_{cycle}}{Q_{23}} = 1 - \frac{c_v(T_4 - T_1)}{c_p(T_3 - T_2)} \quad (9)$$

Parameter lain yang dipakai dalam siklus diesel adalah cut off ratio yang dinyatakan dalam rumus  $r_c = \frac{V_3}{V_2}$ .

### **Contoh Alternatif Siklus Diesel (Siklus Gabungan/Trinkler)**

Seringkali sebuah pernyataan yang lebih praktis dari siklus Diesel adalah bahwa perpindahan panas mulai terjadi pada langkah penuh dari piston (titik mati atas) sebagai sebuah proses volume konstan, kemudian berlanjut selama ekspansi piston. Adapun diagramnya sebagai berikut.

Proses pada taha[ 1 ke 2 merupakan proses adiabatic reversible (isentropic) dengan demikian kerjanya adalah isentropis ( $n=k$ ) :

$$W_{12} = \frac{p_2V_2 - p_1V_1}{1 - k} = \frac{mR(T_2 - T_1)}{1 - k} \quad (10)$$

Transfer panas untuk proses yang sama adalah nol (reversible dan adiabatic), pemasukan panas, dinyatakan sebagai volume konstan :

$$Q_{23} = m(u_3 - u_2) \quad (11)$$

Untuk tekanan konstan  $Q_{34} = m(h_4 - h_3)$ . Kerja dari 3 ke 4 merupakan kondisi batas kerja tekanan konstan  $W_{34} = p_3(V_4 - V_3)$ . Untuk panas spesifik konstan, perpindahan panas menjadi  $Q_{24} = Q_{23} + Q_{34} = mc_v(T_3 - T_2) + mc_p(T_4 - T_3)$ . Kerja ekspansi 4 ke 5 dari siklus trinkler juga merupakan kerja isentropis, persamaannya diberikan sebagai berikut :

$$W_{45} = \frac{p_5 V_5 - p_4 V_4}{1 - k} = \frac{mR(T_5 - T_4)}{1 - k} \quad (12)$$

Perpindahan panas  $Q_{45}$  juga bernilai nol. Pengeluaran panas terjadi pada volume konstan (tanpa batas kerja) dinyatakan sebagai  $Q_{51} = m(u_1 - u_5)$  dan untuk panas spesifik konstan menjadi  $Q_{51} = mc_p(T_1 - T_5)$ . Perbandingan kompresi ( $r$ ) didasarkan pada langkah-langkah piston selama kompresi  $r = \frac{V_1}{V_2}$ . *Mean effective pressure* (MEP) didefinisikan sebagai kerja siklus dibagi dengan perubahan maksimum pada volume yang dinyatakan sebagai  $MEP = \frac{W_{cycle}}{V_1 - V_2}$ , akhirnya efisiensi thermal dapat diberikan sebagai  $\eta = \frac{W_{cycle}}{Q_{23}}$ , untuk panas spesifik konstan persamaan menjadi :

$$\eta = 1 - \frac{c_v(T_5 - T_1)}{c_v(T_3 - T_2) + c_p(T_4 - T_3)} \quad (13)$$

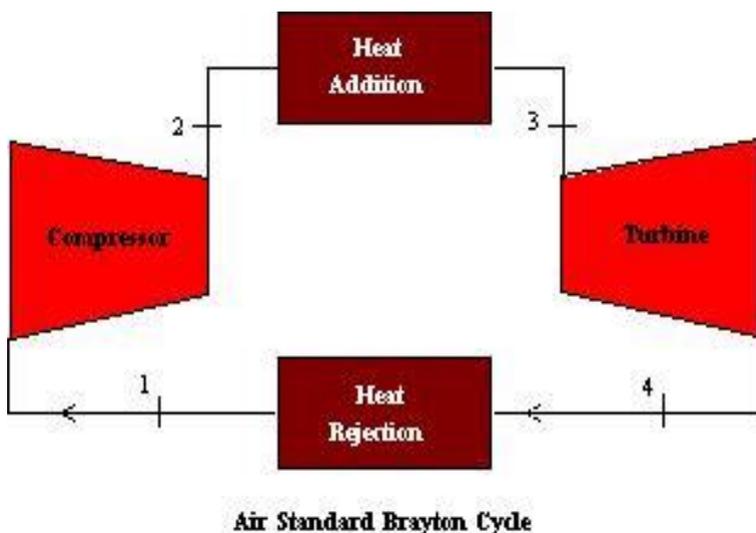
## 4.4 Siklus Brayton Udara Standart

Siklus ini merupakan model ideal dari sebuah turbin gas.. Secara skematik, model tersebut terdiri dari sebuah kompresor

*adiabatic reversible*, pemasukan tekanan konstan melalui penukar panas (untuk menggambarkan pembakaran), turbin *adiabatic reversible* untuk penguraian tenaga dan penukar panas tekanan rendah untuk pengeluaran panas (menggambarkan pembuangan gas).

Dari hokum pertama control volume compressor  $W!_{comp} = m!(h_2 - h_1)$ , dimana  $h_2$  diperoleh dari sebuah proses isentropis di dalam table. Untuk pemasukan panas,  $Q!_{23} = m!(h_3 - h_2)$ . Untuk turbin reversible dan adiabatic  $W!_{turbin} = m!(h_3 - h_4)$ , dan untuk pengeluaran panas  $Q!_{41} = m!(h_1 - h_4)$ . Efisiensi termal yang dihasilkan adalah

$$\eta = \frac{W!_{cycle}}{Q!_{23}} = \frac{Q!_{23} + Q!_{41}}{Q!_{23}} \quad (15)$$



Gambar 4.2. Diagram Siklus Brayton Udara Standart

## **DAFTAR PUSTAKA**

Moran, Michael J. Shapiro, Howard N. 2000. "Fundamental of Engineering Thermodynamics". 4th edition, New York: John Willey & Sons, Inc.



# LAMPIRAN

TABLE A-2 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Temperature Table

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m <sup>3</sup> /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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
		01	0.00611	1.0002	206.136	0.00	2375.3	0.01	2501.3	2501.4	
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 <sup>3</sup> /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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
50	.1235	1.0121	12.032	209.32	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	.7038	8.0763	50
55	.1576	1.0146	9.568	230.21	2450.1	230.23	2370.7	2600.9	.7679	7.9913	55
60	.1994	1.0172	7.671	251.11	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	.8312	7.9096	60
65	.2503	1.0199	6.197	272.02	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	.8935	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	2488.4	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	0.6685	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	1.1274	0.1941	762.09	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	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	895.53	2599.5	897.76	1900.7	2798.5	2.4248	6.3585	210
220	23.18	1.1900	0.08619	940.87	2602.4	943.62	1858.5	2802.1	2.5178	6.2861	220
230	27.95	1.2088	0.07158	986.74	2603.9	990.12	1813.8	2804.0	2.6099	6.2146	230
240	33.44	1.2291	0.05976	1033.2	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	1.8925	0.006945	1725.2	2351.5	1760.5	720.5	2481.0	3.9147	5.0526	360
374.14	220.9	3.155	0.003155	2029.6	2029.6	2099.3	0	2099.3	4.4298	4.4298	374.14

Source: Tables A-2 through A-5 are extracted from J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1969.

TABLE A-2 (Continued)

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m <sup>3</sup> /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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
50	.1235	1.0121	12.032	209.32	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	.7038	8.0763	50
55	.1576	1.0146	9.568	230.21	2450.1	230.23	2370.7	2600.9	.7679	7.9913	55
60	.1994	1.0172	7.671	251.11	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	.8312	7.9096	60
65	.2503	1.0199	6.197	272.02	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	.8935	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	2488.4	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	0.6685	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	1.1274	0.1941	762.09	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	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	895.53	2599.5	897.76	1900.7	2798.5	2.4248	6.3585	210
220	23.18	1.1900	0.08619	940.87	2602.4	943.62	1858.5	2802.1	2.5178	6.2861	220
230	27.95	1.2088	0.07158	986.74	2603.9	990.12	1813.8	2804.0	2.6099	6.2146	230
240	33.44	1.2291	0.05976	1033.2	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	1.8925	0.006945	1725.2	2351.5	1760.5	720.5	2481.0	3.9147	5.0526	360
374.14	220.9	3.155	0.003155	2029.6	2029.6	2099.3	0	2099.3	4.4298	4.4298	374.14

Source: Tables A-2 through A-5 are extracted from J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1969.

TABLE A-3 (Continued)

Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m <sup>3</sup> /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · 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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
120.	324.8	1.5267	0.01426	1473.0	2513.7	1491.3	1193.6	2684.9	3.4962	5.4924	120.
130.	330.9	1.5671	0.01278	1511.1	2496.1	1531.5	1130.7	2662.2	3.5606	5.4323	130.
140.	336.8	1.6107	0.01149	1548.6	2476.8	1571.1	1066.5	2637.6	3.6232	5.3717	140.
150.	342.2	1.6581	0.01034	1585.6	2455.5	1610.5	1000.0	2610.5	3.6848	5.3098	150.
160.	347.4	1.7107	0.009306	1622.7	2431.7	1650.1	930.6	2580.6	3.7461	5.2455	160.
170.	352.4	1.7702	0.008364	1660.2	2405.0	1690.3	856.9	2547.2	3.8079	5.1777	170.
180.	357.1	1.8397	0.007489	1698.9	2374.3	1732.0	777.1	2509.1	3.8715	5.1044	180.
190.	361.5	1.9243	0.006657	1739.9	2338.1	1776.5	688.0	2464.5	3.9388	5.0228	190.
200.	365.8	2.036	0.005834	1785.6	2293.0	1826.3	583.4	2409.7	4.0139	4.9269	200.
220.9	374.1	3.155	0.003155	2029.6	2029.6	2099.3	0	2099.3	4.4298	4.4298	220.9

TABLE A-4 Properties of Superheated Water Vapor

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg·K	$v$ m <sup>3</sup> /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	33.802	2602.7	2802.5	8.9693	5.696	2601.2	2800.6	8.1519	
200	36.883	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					
160	1.317	2595.2	2792.8	7.4665	0.651	2587.1	2782.3	7.1276	
200	1.444	2656.2	2872.9	7.6433	0.716	2650.7	2865.5	7.3115	
240	1.570	2717.2	2952.7	7.8052	0.781	2713.1	2947.3	7.4774	
280	1.695	2778.6	3032.8	7.9555	0.844	2775.4	3028.6	7.6299	
320	1.819	2840.6	3113.5	8.0964	0.907	2838.1	3110.1	7.7722	
360	1.943	2903.5	3195.0	8.2293	0.969	2901.4	3192.2	7.9061	
400	2.067	2967.3	3277.4	8.3555	1.032	2965.6	3275.0	8.0330	
440	2.191	3032.1	3360.7	8.4757	1.094	3030.6	3358.7	8.1538	
500	2.376	3131.2	3487.6	8.6466	1.187	3130.0	3486.0	8.3251	
600	2.685	3301.7	3704.3	8.9101	1.341	3300.8	3703.2	8.5892	

TABLE A-4 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 5.0 \text{ bar} = 0.50 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 151.86^\circ\text{C}$ )				$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 164.97^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.3749	2561.2	2748.7	6.8213	0.2729	2572.5	2763.5	6.7080
180	0.4045	2609.7	2812.0	6.9656	0.2847	2599.8	2799.1	6.7880
200	0.4249	2642.9	2855.4	7.0592	0.2999	2634.8	2844.8	6.8865
240	0.4646	2707.6	2939.9	7.2307	0.3292	2701.8	2932.2	7.0641
280	0.5034	2771.2	3022.9	7.3865	0.3574	2766.9	3017.1	7.2233
320	0.5416	2834.7	3105.6	7.5308	0.3852	2831.3	3100.9	7.3697
360	0.5796	2898.7	3188.4	7.6660	0.4126	2895.8	3184.7	7.5063
400	0.6173	2963.2	3271.9	7.7938	0.4397	2960.9	3268.7	7.6350
440	0.6548	3028.6	3356.0	7.9152	0.4667	3026.6	3353.3	7.7571
500	0.7109	3128.4	3483.9	8.0873	0.5070	3126.8	3481.7	7.9299
600	0.8041	3299.6	3701.7	8.3522	0.5738	3298.5	3700.2	8.1956
700	0.8969	3477.5	3925.9	8.5952	0.6403	3476.6	3924.8	8.4391
$p = 10.0 \text{ bar} = 1.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 179.91^\circ\text{C}$ )				$p = 15.0 \text{ bar} = 1.5 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 198.32^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.1944	2583.6	2778.1	6.5865	0.1318	2594.5	2792.2	6.4448
200	0.2060	2621.9	2827.9	6.6940	0.1325	2598.1	2796.8	6.4546
240	0.2275	2692.9	2920.4	6.8817	0.1483	2676.9	2899.3	6.6628
280	0.2480	2760.2	3008.2	7.0465	0.1627	2748.6	2992.7	6.8381
320	0.2678	2826.1	3093.9	7.1962	0.1765	2817.1	3081.9	6.9938
360	0.2873	2891.6	3178.9	7.3349	0.1899	2884.4	3169.2	7.1363
400	0.3066	2957.3	3263.9	7.4651	0.2030	2951.3	3255.8	7.2690
440	0.3257	3023.6	3349.3	7.5883	0.2160	3018.5	3342.5	7.3940
500	0.3541	3124.4	3478.5	7.7622	0.2352	3120.3	3473.1	7.5698
540	0.3729	3192.6	3565.6	7.8720	0.2478	3189.1	3560.9	7.6805
600	0.4011	3296.8	3697.9	8.0290	0.2668	3293.9	3694.0	7.8385
640	0.4198	3367.4	3787.2	8.1290	0.2793	3364.8	3783.8	7.9391
$p = 20.0 \text{ bar} = 2.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 212.42^\circ\text{C}$ )				$p = 30.0 \text{ bar} = 3.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 233.90^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.0996	2600.3	2799.5	6.3409	0.0667	2604.1	2804.2	6.1869
240	0.1085	2659.6	2876.5	6.4952	0.0682	2619.7	2824.3	6.2265
280	0.1200	2736.4	2976.4	6.6828	0.0771	2709.9	2941.3	6.4462
320	0.1308	2807.9	3069.5	6.8452	0.0850	2788.4	3043.4	6.6245
360	0.1411	2877.0	3159.3	6.9917	0.0923	2861.7	3138.7	6.7801
400	0.1512	2945.2	3247.6	7.1271	0.0994	2932.8	3230.9	6.9212
440	0.1611	3013.4	3335.5	7.2540	0.1062	3002.9	3321.5	7.0520
500	0.1757	3116.2	3467.6	7.4317	0.1162	3108.0	3456.5	7.2338
540	0.1853	3185.6	3556.1	7.5434	0.1227	3178.4	3546.6	7.3474
600	0.1996	3290.9	3690.1	7.7024	0.1324	3285.0	3682.3	7.5085
640	0.2091	3362.2	3780.4	7.8035	0.1388	3357.0	3773.5	7.6106
700	0.2232	3470.9	3917.4	7.9487	0.1484	3466.5	3911.7	7.7571

TABLE A-4 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 40 \text{ bar} = 4.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 250.4^\circ\text{C}$ )				$p = 60 \text{ bar} = 6.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 275.64^\circ\text{C}$ )				
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
$p = 80 \text{ bar} = 8.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 295.06^\circ\text{C}$ )				$p = 100 \text{ bar} = 10.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 311.06^\circ\text{C}$ )				
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
$p = 120 \text{ bar} = 12.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 324.75^\circ\text{C}$ )				$p = 140 \text{ bar} = 14.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 336.75^\circ\text{C}$ )				
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

TABLE A-4 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg·K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg·K
$p = 160 \text{ bar} = 16.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 347.44^\circ\text{C}$ )				$p = 180 \text{ bar} = 18.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 357.06^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.00931	2431.7	2580.6	5.2455	0.00749	2374.3	2509.1	5.1044
360	0.01105	2539.0	2715.8	5.4614	0.00809	2418.9	2564.5	5.1922
400	0.01426	2719.4	2947.6	5.8175	0.01190	2672.8	2887.0	5.6887
440	0.01652	2839.4	3103.7	6.0429	0.01414	2808.2	3062.8	5.9428
480	0.01842	2939.7	3234.4	6.2215	0.01596	2915.9	3203.2	6.1345
520	0.02013	3031.1	3353.3	6.3752	0.01757	3011.8	3378.0	6.2960
560	0.02172	3117.8	3465.4	6.5132	0.01904	3101.7	3444.4	6.4392
600	0.02323	3201.8	3573.5	6.6399	0.02042	3188.0	3555.6	6.5696
640	0.02467	3284.2	3678.9	6.7580	0.02174	3272.3	3663.6	6.6905
700	0.02674	3406.0	3833.9	6.9224	0.02362	3396.3	3821.5	6.8580
740	0.02808	3486.7	3935.9	7.0251	0.02483	3478.0	3925.0	6.9623

$p = 200 \text{ bar} = 20.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 365.81^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.00583	2293.0	2409.7	4.9269
400	0.00994	2619.3	2818.1	5.5540
440	0.01222	2774.9	3019.4	5.8450
480	0.01399	2891.2	3170.8	6.0518
520	0.01551	2992.0	3302.2	6.2218
560	0.01689	3085.2	3423.0	6.3705
600	0.01818	3174.0	3537.6	6.5048
640	0.01940	3260.2	3648.1	6.6286
700	0.02113	3386.4	3809.0	6.7993
740	0.02224	3469.3	3914.1	6.9052
800	0.02385	3592.7	4069.7	7.0544

$p = 240 \text{ bar} = 24.0 \text{ MPa}$				
0.00673	2477.8	2639.4	5.2393	
0.00929	2700.6	2923.4	5.6506	
0.01100	2838.3	3102.3	5.8950	
0.01241	2950.5	3248.5	6.0842	
0.01366	3051.1	3379.0	6.2448	
0.01481	3145.2	3500.7	6.3875	
0.01588	3235.5	3616.7	6.5174	
0.01739	3366.4	3783.8	6.6947	
0.01835	3451.7	3892.1	6.8038	
0.01974	3578.0	4051.6	6.9567	

$p = 280 \text{ bar} = 28.0 \text{ MPa}$				
400	0.00383	2223.5	2330.7	4.7494
440	0.00712	2613.2	2812.6	5.4494
480	0.00885	2780.8	3028.5	5.7446
520	0.01020	2906.8	3192.3	5.9566
560	0.01136	3015.7	3333.7	6.1307
600	0.01241	3115.6	3463.0	6.2823
640	0.01338	3210.3	3584.8	6.4187
700	0.01473	3346.1	3758.4	6.6029
740	0.01558	3433.9	3870.0	6.7153
800	0.01680	3563.1	4033.4	6.8720
900	0.01873	3774.3	4298.8	7.1084

$p = 320 \text{ bar} = 32.0 \text{ MPa}$				
0.00236	1980.4	2055.9	4.3239	
0.00544	2509.0	2683.0	5.2327	
0.00722	2718.1	2949.2	5.5968	
0.00853	2860.7	3133.7	5.8357	
0.00963	2979.0	3287.2	6.0246	
0.01061	3085.3	3424.6	6.1858	
0.01150	3184.5	3552.5	6.3290	
0.01273	3325.4	3732.8	6.5203	
0.01350	3415.9	3847.8	6.6361	
0.01460	3548.0	4015.1	6.7966	
0.01633	3762.7	4285.1	7.0372	

TABLE A-5 Properties of Compressed Liquid Water

$T$ °C	$v \times 10^3$ $m^3/kg$	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$\rho \times 10^3$ $m^3/kg$	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 25 \text{ bar} = 2.5 \text{ MPa}$ ( $T_{sat} = 223.99^\circ\text{C}$ )								
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
$p = 50 \text{ bar} = 5.0 \text{ MPa}$ ( $T_{sat} = 263.99^\circ\text{C}$ )								
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
$p = 75 \text{ bar} = 7.5 \text{ MPa}$ ( $T_{sat} = 290.59^\circ\text{C}$ )								
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
$p = 100 \text{ bar} = 10.0 \text{ MPa}$ ( $T_{sat} = 311.06^\circ\text{C}$ )								
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
$p = 150 \text{ bar} = 15.0 \text{ MPa}$ ( $T_{sat} = 342.24^\circ\text{C}$ )								
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
$p = 200 \text{ bar} = 20.0 \text{ MPa}$ ( $T_{sat} = 365.81^\circ\text{C}$ )								
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
$p = 250 \text{ bar} = 25 \text{ MPa}$								
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
$p = 300 \text{ bar} = 30.0 \text{ MPa}$								
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

TABLE A-6 Properties of Saturated Water (Solid-Vapor): Temperature Table

Temp. °C	Pressure kPa	Specific Volume m <sup>3</sup> /kg		Internal Energy kJ/kg			Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg·K		
		Sat. Solid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor $v_g$	Sat. Solid $u_f$	Subl. $u_g$	Sat. Vapor $u_g$	Sat. Solid $h_f$	Subl. $h_g$	Sat. Vapor $h_g$	Sat. Solid $s_f$	Subl. $s_g$	Sat. Vapor $s_g$
.01	.6113	1.0908	206.1	-333.40	2708.7	2375.3	-333.40	2834.8	2501.4	-1.221	10.378	9.156
0	.6108	1.0908	206.3	-333.43	2708.8	2375.3	-333.43	2834.8	2501.3	-1.221	10.378	9.157
-2	.5176	1.0904	241.7	-337.62	2710.2	2372.6	-337.62	2835.3	2497.7	-1.237	10.456	9.219
-4	.4375	1.0901	283.8	-341.78	2711.6	2369.8	-341.78	2835.7	2494.0	-1.253	10.536	9.283
-6	.3689	1.0898	334.2	-345.91	2712.9	2367.0	-345.91	2836.2	2490.3	-1.268	10.616	9.348
-8	.3102	1.0894	394.4	-350.02	2714.2	2364.2	-350.02	2836.6	2486.6	-1.284	10.698	9.414
-10	.2602	1.0891	466.7	-354.09	2715.5	2361.4	-354.09	2837.0	2482.9	-1.299	10.781	9.481
-12	.2176	1.0888	553.7	-358.14	2716.8	2358.7	-358.14	2837.3	2479.2	-1.315	10.865	9.550
-14	.1815	1.0884	658.8	-362.15	2718.0	2355.9	-362.15	2837.6	2475.5	-1.331	10.950	9.619
-16	.1510	1.0881	786.0	-366.14	2719.2	2353.1	-366.14	2837.9	2471.8	-1.346	11.036	9.690
-18	.1252	1.0878	940.5	-370.10	2720.4	2350.3	-370.10	2838.2	2468.1	-1.362	11.123	9.762
-20	.1035	1.0874	1128.6	-374.03	2721.6	2347.5	-374.03	2838.4	2464.3	-1.377	11.212	9.835
-22	.0853	1.0871	1358.4	-377.93	2722.7	2344.7	-377.93	2838.6	2460.6	-1.393	11.302	9.909
-24	.0701	1.0868	1640.1	-381.80	2723.7	2342.0	-381.80	2838.7	2456.9	-1.408	11.394	9.985
-26	.0574	1.0864	1986.4	-385.64	2724.8	2339.2	-385.64	2838.9	2453.2	-1.424	11.486	10.062
-28	.0469	1.0861	2413.7	-389.45	2725.8	2336.4	-389.45	2839.0	2449.5	-1.439	11.580	10.141
-30	.0381	1.0858	2943	-393.23	2726.8	2333.6	-393.23	2839.0	2445.8	-1.455	11.676	10.221
-32	.0309	1.0854	3600	-396.98	2727.8	2330.8	-396.98	2839.1	2442.1	-1.471	11.773	10.303
-34	.0250	1.0851	4419	-400.71	2728.7	2328.0	-400.71	2839.1	2438.4	-1.486	11.872	10.386
-36	.0201	1.0848	5444	-404.40	2729.6	2325.2	-404.40	2839.1	2434.7	-1.501	11.972	10.470
-38	.0161	1.0844	6731	-408.06	2730.5	2322.4	-408.06	2839.0	2430.9	-1.517	12.073	10.556
-40	.0129	1.0841	8354	-411.70	2731.3	2319.6	-411.70	2838.9	2427.2	-1.532	12.176	10.644

Source: J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1978.



TABLE A-7 Properties of Saturated Refrigerant 22 (Liquid-Vapor): Temperature Table

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m <sup>3</sup> /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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
-60	0.3749	0.6833	0.5370	-21.57	203.67	-21.55	245.35	223.81	-0.0964	1.0547	-60
-50	0.6451	0.6966	0.3239	-10.89	207.70	-10.85	239.44	228.60	-0.0474	1.0256	-50
-45	0.8290	0.7037	0.2564	5.50	209.70	5.44	236.39	230.95	-0.0235	1.0126	-45
-40	1.0522	0.7109	0.2052	0.07	211.68	0.00	233.27	233.27	0.0000	1.0005	-40
-36	1.2627	0.7169	0.1730	4.29	213.25	4.38	230.71	235.09	0.0186	0.9914	-36
-32	1.5049	0.7231	0.1468	8.68	214.80	8.79	228.10	236.89	0.0369	0.9828	-32
-30	1.6389	0.7262	0.1355	10.88	215.58	11.00	226.77	237.78	0.0460	0.9787	-30
-28	1.7819	0.7294	0.1252	13.09	216.34	13.22	225.43	238.66	0.0551	0.9746	-28
-26	1.9345	0.7327	0.1159	15.31	217.11	15.45	224.08	239.53	0.0641	0.9707	-26
-22	2.2698	0.7393	0.0997	19.76	218.62	19.92	221.32	241.24	0.0819	0.9631	-22
-20	2.4534	0.7427	0.0926	21.99	219.37	22.17	219.91	242.09	0.0908	0.9595	-20
-18	2.6482	0.7462	0.0861	24.23	220.11	24.43	218.49	242.92	0.0996	0.9559	-18
-16	2.8547	0.7497	0.0802	26.48	220.85	26.69	217.05	243.74	0.1084	0.9525	-16
-14	3.0733	0.7533	0.0748	28.73	221.58	28.97	215.59	244.56	0.1171	0.9490	-14
-12	3.3044	0.7569	0.0698	31.00	222.30	31.25	214.11	245.36	0.1258	0.9457	-12
-10	3.5485	0.7606	0.0652	33.27	223.02	33.54	212.62	246.15	0.1345	0.9424	-10
-8	3.8062	0.7644	0.0610	35.54	223.73	35.83	211.10	246.93	0.1431	0.9392	-8
-6	4.0777	0.7683	0.0571	37.83	224.43	38.14	209.56	247.70	0.1517	0.9361	-6
-4	4.3638	0.7722	0.0535	40.12	225.13	40.46	208.00	248.45	0.1602	0.9330	-4
-2	4.6647	0.7762	0.0501	42.42	225.82	42.78	206.41	249.20	0.1688	0.9300	-2
0	4.9811	0.7803	0.0470	44.73	226.50	45.12	204.81	249.92	0.1773	0.9271	0
2	5.3133	0.7844	0.0442	47.04	227.17	47.46	203.18	250.64	0.1857	0.9241	2
4	5.6619	0.7887	0.0415	49.37	227.83	49.82	201.52	251.34	0.1941	0.9213	4
6	6.0275	0.7930	0.0391	51.71	228.48	52.18	199.84	252.03	0.2025	0.9184	6
8	6.4105	0.7974	0.0368	54.05	229.13	54.56	198.14	252.70	0.2109	0.9157	8
10	6.8113	0.8020	0.0346	56.40	229.76	56.95	196.40	253.35	0.2193	0.9129	10
12	7.2307	0.8066	0.0326	58.77	230.38	59.35	194.64	253.99	0.2276	0.9102	12
16	8.1268	0.8162	0.0291	63.53	231.59	64.19	191.02	255.21	0.2442	0.9048	16
20	9.1030	0.8263	0.0259	68.33	232.76	69.09	187.28	256.37	0.2607	0.8996	20
24	10.164	0.8369	0.0232	73.19	233.87	74.04	183.40	257.44	0.2772	0.8944	24
28	11.313	0.8480	0.0208	78.09	234.92	79.05	179.37	258.43	0.2936	0.8893	28
32	12.556	0.8599	0.0186	83.06	235.91	84.14	175.18	259.32	0.3101	0.8842	32
36	13.897	0.8724	0.0168	88.08	236.83	89.29	170.82	260.11	0.3265	0.8790	36
40	15.341	0.8858	0.0151	93.18	237.66	94.53	166.25	260.79	0.3429	0.8738	40
45	17.298	0.9039	0.0132	99.65	238.59	101.21	160.24	261.46	0.3635	0.8672	45
50	19.433	0.9238	0.0116	106.26	239.34	108.06	153.84	261.90	0.3842	0.8603	50
60	24.281	0.9705	0.0089	120.00	240.24	122.35	139.61	261.96	0.4264	0.8455	60

Source: Tables A-7 through A-9 are calculated based on equations from A. Kamei and S. W. Beyerlein, "A Fundamental Equation for Chlorodifluoromethane (R-22)," *Fluid Phase Equilibria*, Vol. 80, No. 11, 1992, pp. 71-86.

TABLE A-2 Properties of Saturated Refrigerant 22 (Liquid-Vapor): Pressure Table

Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m <sup>3</sup> /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · 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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
0.40	-58.86	0.6847	0.5056	-20.36	204.13	-20.34	244.69	224.36	-0.0907	1.0512	0.40
0.50	-54.83	0.6901	0.4107	-16.07	205.76	-16.03	242.33	226.30	-0.0709	1.0391	0.50
0.60	-51.40	0.6947	0.3466	-12.39	207.14	-12.35	240.28	227.93	-0.0542	1.0294	0.60
0.70	-48.40	0.6989	0.3002	-9.17	208.34	-9.12	238.47	229.35	-0.0397	1.0213	0.70
0.80	-45.73	0.7026	0.2650	-6.28	209.41	-6.23	236.84	230.61	-0.0270	1.0144	0.80
0.90	-43.30	0.7061	0.2374	-3.66	210.37	-3.60	235.34	231.74	-0.0155	1.0084	0.90
1.00	-41.09	0.7093	0.2152	-1.26	211.25	-1.19	233.95	232.77	-0.0051	1.0031	1.00
1.25	-36.23	0.7166	0.1746	4.04	213.16	4.13	230.86	234.99	0.0175	0.9919	1.25
1.50	-32.08	0.7230	0.1472	8.60	214.77	8.70	228.15	236.86	0.0366	0.9830	1.50
1.75	-28.44	0.7287	0.1274	12.61	216.18	12.74	225.73	238.47	0.0531	0.9755	1.75
2.00	-25.18	0.7340	0.1123	16.22	217.42	16.37	223.52	239.88	0.0678	0.9691	2.00
2.25	-22.22	0.7389	0.1005	19.51	218.53	19.67	221.47	241.15	0.0809	0.9636	2.25
2.50	-19.51	0.7436	0.0910	22.54	219.55	22.72	219.57	242.29	0.0930	0.9586	2.50
2.75	-17.00	0.7479	0.0831	25.36	220.48	25.56	217.77	243.33	0.1040	0.9542	2.75
3.00	-14.66	0.7521	0.0765	27.99	221.34	28.22	216.07	244.29	0.1143	0.9502	3.00
3.25	-12.46	0.7561	0.0709	30.47	222.13	30.72	214.46	245.18	0.1238	0.9465	3.25
3.50	-10.39	0.7599	0.0661	32.82	222.88	33.09	212.91	246.00	0.1328	0.9431	3.50
3.75	-8.43	0.7636	0.0618	35.06	223.58	35.34	211.42	246.77	0.1413	0.9399	3.75
4.00	-6.56	0.7672	0.0581	37.18	224.24	37.49	209.99	247.48	0.1493	0.9370	4.00
4.25	-4.78	0.7706	0.0548	39.22	224.86	39.55	208.61	248.16	0.1569	0.9342	4.25
4.50	-3.08	0.7740	0.0519	41.17	225.45	41.52	207.27	248.80	0.1642	0.9316	4.50
4.75	-1.45	0.7773	0.0492	43.05	226.00	43.42	205.98	249.40	0.1711	0.9292	4.75
5.00	0.12	0.7805	0.0469	44.86	226.54	45.25	204.71	249.97	0.1777	0.9269	5.00
5.25	1.63	0.7836	0.0447	46.61	227.04	47.02	203.48	250.51	0.1841	0.9247	5.25
5.50	3.08	0.7867	0.0427	48.30	227.53	48.74	202.28	251.02	0.1903	0.9226	5.50
5.75	4.49	0.7897	0.0409	49.94	227.99	50.40	201.11	251.51	0.1962	0.9206	5.75
6.00	5.85	0.7927	0.0392	51.53	228.44	52.01	199.97	251.98	0.2019	0.9186	6.00
7.00	10.91	0.8041	0.0337	57.48	230.04	58.04	195.60	253.64	0.2231	0.9117	7.00
8.00	15.45	0.8149	0.0295	62.88	231.43	63.53	191.52	255.05	0.2419	0.9056	8.00
9.00	19.59	0.8252	0.0262	67.84	232.64	68.59	187.67	256.25	0.2591	0.9001	9.00
10.00	23.40	0.8352	0.0236	72.46	233.71	73.30	183.99	257.28	0.2748	0.8952	10.00
12.00	30.25	0.8546	0.0195	80.87	235.48	81.90	177.04	258.94	0.3029	0.8864	12.00
14.00	36.29	0.8734	0.0166	88.45	236.89	89.68	170.49	260.16	0.3277	0.8786	14.00
16.00	41.73	0.8919	0.0144	95.41	238.00	96.83	164.21	261.04	0.3500	0.8715	16.00
18.00	46.69	0.9104	0.0127	101.87	238.86	103.51	158.13	261.64	0.3705	0.8649	18.00
20.00	51.26	0.9291	0.0112	107.95	239.51	109.81	152.17	261.98	0.3895	0.8586	20.00
24.00	59.46	0.9677	0.0091	119.24	240.22	121.56	140.43	261.99	0.4241	0.8463	24.00

**TABLE A-9** Properties of Superheated Refrigerant 22 Vapor

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 0.4 \text{ bar} = 0.04 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -58.86^\circ\text{C}$ )					$p = 0.6 \text{ bar} = 0.06 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -51.40^\circ\text{C}$ )			
Sat.	0.50559	204.13	224.36	1.0512	0.34656	207.14	227.93	1.0294
-55	0.51532	205.92	226.53	1.0612				
-50	0.52787	208.26	229.38	1.0741	0.34895	207.80	228.74	1.0330
-45	0.54037	210.63	232.24	1.0868	0.35747	210.20	231.65	1.0459
-40	0.55284	213.02	235.13	1.0993	0.36594	212.62	234.58	1.0586
-35	0.56526	215.43	238.05	1.1117	0.37437	215.06	237.52	1.0711
-30	0.57766	217.88	240.99	1.1239	0.38277	217.53	240.49	1.0835
-25	0.59002	220.35	243.95	1.1360	0.39114	220.02	243.49	1.0956
-20	0.60236	222.85	246.95	1.1479	0.39948	222.54	246.51	1.1077
-15	0.61468	225.38	249.97	1.1597	0.40779	225.08	249.55	1.1196
-10	0.62697	227.93	253.01	1.1714	0.41608	227.65	252.62	1.1314
-5	0.63925	230.52	256.09	1.1830	0.42436	230.25	255.71	1.1430
0	0.65151	233.13	259.19	1.1944	0.43261	232.88	258.83	1.1545
$p = 0.8 \text{ bar} = 0.08 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -45.73^\circ\text{C}$ )					$p = 1.0 \text{ bar} = 0.10 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -41.09^\circ\text{C}$ )			
Sat.	0.26503	209.41	230.61	1.0144	0.21518	211.25	232.77	1.0031
-45	0.26597	209.76	231.04	1.0163				
-40	0.27245	212.21	234.01	1.0292	0.21633	211.79	233.42	1.0059
-35	0.27890	214.68	236.99	1.0418	0.22158	214.29	236.44	1.0187
-30	0.28530	217.17	239.99	1.0543	0.22679	216.80	239.48	1.0313
-25	0.29167	219.68	243.02	1.0666	0.23197	219.34	242.54	1.0438
-20	0.29801	222.22	246.06	1.0788	0.23712	221.90	245.61	1.0560
-15	0.30433	224.78	249.13	1.0908	0.24224	224.48	248.70	1.0681
-10	0.31062	227.37	252.22	1.1026	0.24734	227.08	251.82	1.0801
-5	0.31690	229.98	255.34	1.1143	0.25241	229.71	254.95	1.0919
0	0.32315	232.62	258.47	1.1259	0.25747	232.36	258.11	1.1035
5	0.32939	235.29	261.64	1.1374	0.26251	235.04	261.29	1.1151
10	0.33561	237.98	264.83	1.1488	0.26753	237.74	264.50	1.1265
$p = 1.5 \text{ bar} = 0.15 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -32.08^\circ\text{C}$ )					$p = 2.0 \text{ bar} = 0.20 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -25.18^\circ\text{C}$ )			
Sat.	0.14721	214.77	236.86	0.9830	0.11232	217.42	239.88	0.9691
-30	0.14872	215.85	238.16	0.9883				
-25	0.15232	218.45	241.30	1.0011	0.11242	217.51	240.00	0.9696
-20	0.15588	221.07	244.45	1.0137	0.11520	220.19	243.23	0.9825
-15	0.15941	223.70	247.61	1.0260	0.11795	222.88	246.47	0.9952
-10	0.16292	226.35	250.78	1.0382	0.12067	225.58	249.72	1.0076
-5	0.16640	229.02	253.98	1.0502	0.12336	228.30	252.97	1.0199
0	0.16987	231.70	257.18	1.0621	0.12603	231.03	256.23	1.0310
5	0.17331	234.42	260.41	1.0738	0.12868	233.78	259.51	1.0438
10	0.17674	237.15	263.66	1.0854	0.13132	236.54	262.81	1.0555
15	0.18015	239.91	266.93	1.0968	0.13393	239.33	266.12	1.0671
20	0.18355	242.69	270.22	1.1081	0.13653	242.14	269.44	1.0786
25	0.18693	245.49	273.53	1.1193	0.13912	244.97	272.79	1.0899

TABLE A-9 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 2.5 \text{ bar} = 0.25 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 19.51^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.09097	219.55	242.29	0.9586	0.07651	221.34	244.29	0.9502
-15	0.09303	222.03	245.29	0.9703				
-10	0.09528	224.79	248.61	0.9831	0.07833	223.96	247.46	0.9623
-5	0.09751	227.55	251.93	0.9956	0.08025	226.78	250.86	0.9751
0	0.09971	230.33	255.26	1.0078	0.08214	229.61	254.25	0.9876
5	0.10189	233.12	258.59	1.0199	0.08400	232.44	257.64	0.9999
10	0.10405	235.92	261.93	1.0318	0.08585	235.28	261.04	1.0120
15	0.10619	238.74	265.29	1.0436	0.08767	238.14	264.44	1.0239
20	0.10831	241.58	268.66	1.0552	0.08949	241.01	267.85	1.0357
25	0.11043	244.44	272.04	1.0666	0.09128	243.89	271.28	1.0472
30	0.11253	247.31	275.44	1.0779	0.09307	246.80	274.72	1.0587
35	0.11461	250.21	278.86	1.0891	0.09484	249.72	278.17	1.0700
40	0.11669	253.13	282.30	1.1002	0.09660	252.66	281.64	1.0811
$p = 3.5 \text{ bar} = 0.35 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -10.39^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.06605	222.88	246.00	0.9431	0.05812	224.24	247.48	0.9370
-10	0.06619	223.10	246.27	0.9441				
-5	0.06789	225.99	249.75	0.9572	0.05860	225.16	248.60	0.9411
0	0.06956	228.86	253.21	0.9700	0.06011	228.09	252.14	0.9542
5	0.07121	231.74	256.67	0.9825	0.06160	231.02	255.66	0.9670
10	0.07284	234.63	260.12	0.9948	0.06306	233.95	259.18	0.9795
15	0.07444	237.52	263.57	1.0069	0.06450	236.89	262.69	0.9918
20	0.07603	240.42	267.03	1.0188	0.06592	239.83	266.19	1.0039
25	0.07760	243.34	270.50	1.0305	0.06733	242.77	269.71	1.0158
30	0.07916	246.27	273.97	1.0421	0.06872	245.73	273.22	1.0274
35	0.08070	249.22	227.46	1.0535	0.07010	248.71	276.75	1.0390
40	0.08224	252.18	280.97	1.0648	0.07146	251.70	280.28	1.0504
45	0.08376	255.17	284.48	1.0759	0.07282	254.70	283.83	1.0616
$p = 4.5 \text{ bar} = 0.45 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -3.08^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.05189	225.45	248.80	0.9316	0.04686	226.54	249.97	0.9269
0	0.05275	227.29	251.03	0.9399				
5	0.05411	230.28	254.63	0.9529	0.04810	229.52	253.57	0.9399
10	0.05545	233.26	258.21	0.9657	0.04934	232.55	257.22	0.9530
15	0.05676	236.24	261.78	0.9782	0.05056	235.57	260.85	0.9657
20	0.05805	239.22	265.34	0.9904	0.05175	238.59	264.47	0.9781
25	0.05933	242.20	268.90	1.0025	0.05293	241.61	268.07	0.9903
30	0.06059	245.19	272.46	1.0143	0.05409	244.63	271.68	1.0023
35	0.06184	248.19	276.02	1.0259	0.05523	247.66	275.28	1.0141
40	0.06308	251.20	279.59	1.0374	0.05636	250.70	278.89	1.0257
45	0.06430	254.23	283.17	1.0488	0.05748	253.76	282.50	1.0371
50	0.06552	257.28	286.76	1.0600	0.05859	256.82	286.12	1.0484
55	0.06672	260.34	290.36	1.0710	0.05969	259.90	289.75	1.0595
$p = 5.0 \text{ bar} = 0.50 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 0.12^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.05189	225.45	248.80	0.9316	0.04686	226.54	249.97	0.9269
0	0.05275	227.29	251.03	0.9399				
5	0.05411	230.28	254.63	0.9529	0.04810	229.52	253.57	0.9399
10	0.05545	233.26	258.21	0.9657	0.04934	232.55	257.22	0.9530
15	0.05676	236.24	261.78	0.9782	0.05056	235.57	260.85	0.9657
20	0.05805	239.22	265.34	0.9904	0.05175	238.59	264.47	0.9781
25	0.05933	242.20	268.90	1.0025	0.05293	241.61	268.07	0.9903
30	0.06059	245.19	272.46	1.0143	0.05409	244.63	271.68	1.0023
35	0.06184	248.19	276.02	1.0259	0.05523	247.66	275.28	1.0141
40	0.06308	251.20	279.59	1.0374	0.05636	250.70	278.89	1.0257
45	0.06430	254.23	283.17	1.0488	0.05748	253.76	282.50	1.0371
50	0.06552	257.28	286.76	1.0600	0.05859	256.82	286.12	1.0484
55	0.06672	260.34	290.36	1.0710	0.05969	259.90	289.75	1.0595

TABLE A-9 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 5.5 \text{ bar} = 0.55 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 3.08^\circ\text{C}$ )				$p = 6.0 \text{ bar} = 0.60 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 5.85^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.04271	227.53	251.02	0.9226	0.03923	228.44	251.98	0.9186
5	0.04317	228.72	252.46	0.9278	0.04015	231.05	255.14	0.9299
10	0.04433	231.81	256.20	0.9411	0.04122	234.18	258.91	0.9431
15	0.04547	234.89	259.90	0.9540	0.04227	237.29	262.65	0.9560
20	0.04658	237.95	263.57	0.9667	0.04330	240.39	266.37	0.9685
25	0.04768	241.01	267.23	0.9790	0.04431	243.49	270.07	0.9808
30	0.04875	244.07	270.88	0.9912	0.04530	246.58	273.76	0.9929
35	0.04982	247.13	274.53	1.0031	0.04628	249.68	277.45	1.0048
40	0.05086	250.20	278.17	1.0148	0.04724	252.78	281.13	1.0164
45	0.05190	253.27	281.82	1.0264	0.04820	255.90	284.82	1.0279
50	0.05293	256.36	285.47	1.0378	0.04914	259.02	288.51	1.0393
55	0.05394	259.46	289.13	1.0490	0.05008	262.15	292.20	1.0504
60	0.05495	262.58	292.80	1.0601				
$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 10.91^\circ\text{C}$ )				$p = 8.0 \text{ bar} = 0.80 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 15.45^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.03371	230.04	253.64	0.9117	0.02953	231.43	255.05	0.9056
15	0.03451	232.70	256.86	0.9229	0.03033	234.47	258.74	0.9182
20	0.03547	235.92	260.75	0.9363	0.03118	237.76	262.70	0.9315
25	0.03639	239.12	264.59	0.9493	0.03202	241.04	266.66	0.9448
30	0.03730	242.29	268.40	0.9619	0.03283	244.28	270.54	0.9574
35	0.03819	245.46	272.19	0.9743	0.03363	247.52	274.42	0.9700
40	0.03906	248.62	275.96	0.9865	0.03440	250.74	278.26	0.9821
45	0.03992	251.78	279.72	0.9984	0.03517	253.96	282.10	0.9941
50	0.04076	254.94	283.48	1.0101	0.03592	257.18	285.92	1.0058
55	0.04160	258.11	287.23	1.0216	0.03667	260.40	289.74	1.0174
60	0.04242	261.29	290.99	1.0330	0.03741	263.64	293.56	1.0287
65	0.04324	264.48	294.75	1.0442	0.03814	266.87	297.38	1.0400
70	0.04405	267.68	298.51	1.0552				
$p = 9.0 \text{ bar} = 0.90 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 19.59^\circ\text{C}$ )				$p = 10.0 \text{ bar} = 1.00 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 23.40^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.02623	232.64	256.25	0.9001	0.02358	233.71	257.28	0.8952
20	0.02630	232.92	256.59	0.9013	0.02457	238.34	262.91	0.9139
30	0.02789	239.73	264.83	0.9289	0.02598	245.18	271.17	0.9407
40	0.02939	246.37	272.82	0.9549	0.02732	251.90	279.22	0.9660
50	0.03082	252.95	280.68	0.9795	0.02860	258.56	287.15	0.9902
60	0.03219	259.49	288.46	1.0033	0.02984	265.19	295.03	1.0135
70	0.03353	266.04	296.21	1.0262	0.03104	271.84	302.88	1.0361
80	0.03483	272.62	303.96	1.0484	0.03221	278.52	310.74	1.0580
90	0.03611	279.23	311.73	1.0701	0.03337	285.24	318.61	1.0794
100	0.03736	285.90	319.53	1.0913	0.03450	292.02	326.52	1.1003
110	0.03860	292.63	327.37	1.1120	0.03562	298.85	334.46	1.1207
120	0.03982	299.42	335.26	1.1323	0.03672	305.74	342.46	1.1408
130	0.04103	306.28	343.21	1.1523	0.03781	312.70	350.51	1.1605
140	0.04223	313.21	351.22	1.1719	0.03889	319.74	358.63	1.1790
150	0.04342	320.21	359.29	1.1912				

TABLE A-9 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 12.0 \text{ bar} = 1.20 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 30.25^\circ\text{C}$ )				$p = 14.0 \text{ bar} = 1.40 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 36.29^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.01955	235.48	258.94	0.8864	0.01662	236.89	260.16	0.8786
40	0.02083	242.63	267.62	0.9146	0.01708	239.78	263.70	0.8900
50	0.02204	249.69	276.14	0.9413	0.01823	247.29	272.81	0.9186
60	0.02319	256.60	284.43	0.9666	0.01929	254.52	281.53	0.9452
70	0.02428	263.44	292.58	0.9907	0.02029	261.60	290.01	0.9703
80	0.02534	270.25	300.66	1.0139	0.02125	268.60	298.34	0.9942
90	0.02636	277.07	308.70	1.0363	0.02217	275.56	306.60	1.0172
100	0.02736	283.90	316.73	1.0582	0.02306	282.52	314.80	1.0395
110	0.02834	290.77	324.78	1.0794	0.02393	289.49	323.00	1.0612
120	0.02930	297.69	332.85	1.1002	0.02478	296.50	331.19	1.0823
130	0.03024	304.65	340.95	1.1205	0.02562	303.55	339.41	1.1029
140	0.03118	311.68	349.09	1.1405	0.02644	310.64	347.65	1.1231
150	0.03210	318.77	357.29	1.1601	0.02725	317.79	355.94	1.1429
160	0.03301	325.92	365.54	1.1793	0.02805	324.99	364.26	1.1624
170	0.03392	333.14	373.84	1.1983	0.02884	332.26	372.64	1.1815
$p = 16.0 \text{ bar} = 1.60 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 41.73^\circ\text{C}$ )				$p = 18.0 \text{ bar} = 1.80 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 46.69^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.01440	238.00	261.04	0.8715	0.01265	238.86	261.64	0.8649
50	0.01533	244.66	269.18	0.8971	0.01301	241.72	265.14	0.8758
60	0.01634	252.29	278.43	0.9252	0.01401	249.86	275.09	0.9061
70	0.01728	259.65	287.30	0.9515	0.01492	257.57	284.43	0.9337
80	0.01817	266.86	295.93	0.9762	0.01576	265.04	293.40	0.9595
90	0.01901	274.00	304.42	0.9999	0.01655	272.37	302.16	0.9839
100	0.01983	281.09	312.82	1.0228	0.01731	279.62	310.77	1.0073
110	0.02062	288.18	321.17	1.0448	0.01804	286.83	319.30	1.0299
120	0.02139	295.28	329.51	1.0663	0.01874	294.04	327.78	1.0517
130	0.02214	302.41	337.84	1.0872	0.01943	301.26	336.24	1.0730
140	0.02288	309.58	346.19	1.1077	0.02011	308.50	344.70	1.0937
150	0.02361	316.79	354.56	1.1277	0.02077	315.78	353.17	1.1139
160	0.02432	324.05	362.97	1.1473	0.02142	323.10	361.66	1.1338
170	0.02503	331.37	371.42	1.1666	0.02207	330.47	370.19	1.1532
$p = 20.0 \text{ bar} = 2.00 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 51.26^\circ\text{C}$ )				$p = 24.0 \text{ bar} = 2.4 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 59.46^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.01124	239.51	261.98	0.8586	0.00907	240.22	261.99	0.8463
60	0.01212	247.20	271.43	0.8873	0.00913	240.78	262.68	0.8484
70	0.01300	255.35	281.36	0.9167	0.01006	250.30	274.43	0.8831
80	0.01381	263.12	290.74	0.9436	0.01085	258.89	284.93	0.9133
90	0.01457	270.67	299.80	0.9689	0.01156	267.01	294.75	0.9407
100	0.01528	278.09	308.65	0.9929	0.01222	274.85	304.18	0.9663
110	0.01596	285.44	317.37	1.0160	0.01284	282.53	313.35	0.9906
120	0.01663	292.76	326.01	1.0383	0.01343	290.11	322.35	1.0137
130	0.01727	300.08	334.61	1.0598	0.01400	297.64	331.25	1.0361
140	0.01789	307.40	343.19	1.0808	0.01456	305.14	340.08	1.0577
150	0.01850	314.75	351.76	1.1013	0.01509	312.64	348.87	1.0787
160	0.01910	322.14	360.34	1.1214	0.01562	320.16	357.64	1.0992
170	0.01969	329.56	368.95	1.1410	0.01613	327.70	366.41	1.1192
180	0.02027	337.03	377.58	1.1603	0.01663	335.27	375.20	1.1388

TABLE A-10 Properties of Saturated Refrigerant 134a (Liquid-Vapor): Temperature Table

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m <sup>3</sup> /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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
-40	0.5164	0.7055	0.3569	-0.04	204.45	0.00	222.88	222.88	0.0000	0.9560	-40
-36	0.6332	0.7113	0.2947	4.68	206.73	4.73	220.67	225.40	0.0201	0.9506	-36
-32	0.7704	0.7172	0.2451	9.47	209.01	9.52	218.37	227.90	0.0401	0.9456	-32
-28	0.9305	0.7233	0.2052	14.31	211.29	14.37	216.01	230.38	0.0600	0.9411	-28
-26	1.0199	0.7265	0.1882	16.75	212.43	16.82	214.80	231.62	0.0699	0.9390	-26
-24	1.1160	0.7296	0.1728	19.21	213.57	19.29	213.57	232.85	0.0798	0.9370	-24
-22	1.2192	0.7328	0.1590	21.68	214.70	21.77	212.32	234.08	0.0897	0.9351	-22
-20	1.3299	0.7361	0.1464	24.17	215.84	24.26	211.05	235.31	0.0996	0.9332	-20
-18	1.4483	0.7395	0.1350	26.67	216.97	26.77	209.76	236.53	0.1094	0.9315	-18
-16	1.5748	0.7428	0.1247	29.18	218.10	29.30	208.45	237.74	0.1192	0.9298	-16
-12	1.8540	0.7498	0.1068	34.25	220.36	34.39	205.77	240.15	0.1388	0.9267	-12
-8	2.1704	0.7569	0.0919	39.38	222.60	39.54	203.00	242.54	0.1583	0.9239	-8
-4	2.5274	0.7644	0.0794	44.56	224.84	44.75	200.15	244.90	0.1777	0.9213	-4
0	2.9282	0.7721	0.0689	49.79	227.06	50.02	197.21	247.23	0.1970	0.9190	0
4	3.3765	0.7801	0.0600	55.08	229.27	55.35	194.19	249.53	0.2162	0.9169	4
8	3.8756	0.7884	0.0525	60.43	231.46	60.73	191.07	251.80	0.2354	0.9150	8
12	4.4294	0.7971	0.0460	65.83	233.63	66.18	187.85	254.03	0.2545	0.9132	12
16	5.0416	0.8062	0.0405	71.29	235.78	71.69	184.52	256.22	0.2735	0.9116	16
20	5.7160	0.8157	0.0358	76.80	237.91	77.26	181.09	258.36	0.2924	0.9102	20
24	6.4566	0.8257	0.0317	82.37	240.01	82.90	177.55	260.45	0.3113	0.9089	24
26	6.8530	0.8309	0.0298	85.18	241.05	85.75	175.73	261.48	0.3208	0.9082	26
28	7.2675	0.8362	0.0281	88.00	242.08	88.61	173.89	262.50	0.3302	0.9076	28
30	7.7006	0.8417	0.0265	90.84	243.10	91.49	172.00	263.50	0.3396	0.9070	30
32	8.1528	0.8473	0.0250	93.70	244.12	94.39	170.09	264.48	0.3490	0.9064	32
34	8.6247	0.8530	0.0236	96.58	245.12	97.31	168.14	265.45	0.3584	0.9058	34
36	9.1168	0.8590	0.0223	99.47	246.11	100.25	166.15	266.40	0.3678	0.9053	36
38	9.6298	0.8651	0.0210	102.38	247.09	103.21	164.12	267.33	0.3772	0.9047	38
40	10.164	0.8714	0.0199	105.30	248.06	106.19	162.05	268.24	0.3866	0.9041	40
42	10.720	0.8780	0.0188	108.25	249.02	109.19	159.94	269.14	0.3960	0.9035	42
44	11.299	0.8847	0.0177	111.22	249.96	112.22	157.79	270.01	0.4054	0.9030	44
48	12.526	0.8989	0.0159	117.22	251.79	118.35	153.33	271.68	0.4243	0.9017	48
52	13.851	0.9142	0.0142	123.31	253.55	124.58	148.66	273.24	0.4432	0.9004	52
56	15.278	0.9308	0.0127	129.51	255.23	130.93	143.75	274.68	0.4622	0.8990	56
60	16.813	0.9488	0.0114	135.82	256.81	137.42	138.57	275.99	0.4814	0.8973	60
70	21.162	1.0027	0.0086	152.22	260.15	154.34	124.08	278.43	0.5302	0.8918	70
80	26.324	1.0766	0.0064	169.88	262.14	172.71	106.41	279.12	0.5814	0.8827	80
90	32.435	1.1949	0.0046	189.82	261.34	193.69	82.63	276.32	0.6380	0.8655	90
100	39.742	1.5443	0.0027	218.60	248.49	224.74	34.40	259.13	0.7196	0.8117	100

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 Refrigerant 134a—Refrigerant 134a," *ASHRAE Trans.*, Vol. 94, Pt. 2, 1988, pp. 2095-2118.

TABLE A-11 Properties of Saturated Refrigerant 134a (Liquid-Vapor): Pressure Table

Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m <sup>3</sup> /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg·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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
0.6	-37.07	0.7097	0.3100	3.41	206.12	3.46	221.27	224.72	0.0147	0.9520	0.6
0.8	-31.21	0.7184	0.2366	10.41	209.46	10.47	217.92	228.39	0.0440	0.9447	0.8
1.0	-26.43	0.7258	0.1917	16.22	212.18	16.29	215.06	231.35	0.0678	0.9395	1.0
1.2	-22.36	0.7323	0.1614	21.23	214.50	21.32	212.54	233.86	0.0879	0.9354	1.2
1.4	-18.80	0.7381	0.1395	25.66	216.52	25.77	210.27	236.04	0.1055	0.9322	1.4
1.6	-15.62	0.7435	0.1229	29.66	218.32	29.78	208.19	237.97	0.1211	0.9295	1.6
1.8	-12.73	0.7485	0.1098	33.31	219.94	33.45	206.26	239.71	0.1352	0.9273	1.8
2.0	-10.09	0.7532	0.0993	36.69	221.43	36.84	204.46	241.30	0.1481	0.9253	2.0
2.4	5.37	0.7618	0.0834	42.77	224.07	42.95	201.14	244.09	0.1710	0.9222	2.4
2.8	1.23	0.7697	0.0719	48.18	226.38	48.39	198.13	246.52	0.1911	0.9197	2.8
3.2	2.48	0.7770	0.0632	53.06	228.43	53.31	195.35	248.66	0.2089	0.9177	3.2
3.6	5.84	0.7839	0.0564	57.54	230.28	57.82	192.76	250.58	0.2251	0.9160	3.6
4.0	8.93	0.7904	0.0509	61.69	231.97	62.00	190.32	252.32	0.2399	0.9145	4.0
5.0	15.74	0.8056	0.0409	70.93	235.64	71.33	184.74	256.07	0.2723	0.9117	5.0
6.0	21.58	0.8196	0.0341	78.99	238.74	79.48	179.71	259.19	0.2999	0.9097	6.0
7.0	26.72	0.8328	0.0292	86.19	241.42	86.78	175.07	261.85	0.3242	0.9080	7.0
8.0	31.33	0.8454	0.0255	92.75	243.78	93.42	170.73	264.15	0.3459	0.9066	8.0
9.0	35.53	0.8576	0.0226	98.79	245.88	99.56	166.62	266.18	0.3656	0.9054	9.0
10.0	39.39	0.8695	0.0202	104.42	247.77	105.29	162.68	267.97	0.3838	0.9043	10.0
12.0	46.32	0.8928	0.0166	114.69	251.03	115.76	155.23	270.99	0.4164	0.9023	12.0
14.0	52.43	0.9159	0.0140	123.98	253.74	125.26	148.14	273.40	0.4453	0.9003	14.0
16.0	57.92	0.9392	0.0121	132.52	256.00	134.02	141.31	275.33	0.4714	0.8982	16.0
18.0	62.91	0.9631	0.0105	140.49	257.88	142.22	134.60	276.83	0.4954	0.8959	18.0
20.0	67.49	0.9878	0.0093	148.02	259.41	149.99	127.95	277.94	0.5178	0.8934	20.0
25.0	77.59	1.0562	0.0069	165.48	261.84	168.12	111.06	279.17	0.5687	0.8854	25.0
30.0	86.22	1.1416	0.0053	181.88	262.16	185.30	92.71	278.01	0.6156	0.8735	30.0

**TABLE A-12** Properties of Superheated Refrigerant 134a Vapor

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	
$p = 0.6 \text{ bar} = 0.06 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -37.07^\circ\text{C}$ )					$p = 1.0 \text{ bar} = 0.10 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -26.43^\circ\text{C}$ )				
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	
0	0.34992	224.97	245.96	1.0371	0.20686	224.01	244.70	0.9918	
10					0.21587	231.41	252.99	1.0227	
20	0.36433	232.24	254.10	1.0675	0.22473	238.96	261.43	1.0531	
30	0.37861	239.69	262.41	1.0973	0.23349	246.67	270.02	1.0829	
40	0.39279	247.32	270.89	1.1267	0.24216	254.54	278.76	1.1122	
50	0.40688	255.12	279.53	1.1557	0.25076	262.58	287.66	1.1411	
60	0.42091	263.10	288.35	1.1844	0.25930	270.79	296.72	1.1696	
70	0.43487	271.25	297.34	1.2126	0.26779	279.16	305.94	1.1977	
80	0.44879	279.58	306.51	1.2405	0.27623	287.70	315.32	1.2254	
90	0.46266	288.08	315.84	1.2681	0.28464	296.40	324.87	1.2528	
100	0.47650	296.75	325.34	1.2954	0.29302	305.27	334.57	1.2799	
100	0.49031	305.58	335.00	1.3224					

$p = 1.4 \text{ bar} = 0.14 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -18.80^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.13945	216.52	236.04	0.9322
-10	0.14549	223.03	243.40	0.9606
0	0.15219	230.55	251.86	0.9922
10	0.15875	238.21	260.43	1.0230
20	0.16520	246.01	269.13	1.0532
30	0.17155	253.96	277.97	1.0828
40	0.17783	262.06	286.96	1.1120
50	0.18404	270.32	296.09	1.1407
60	0.19020	278.74	305.37	1.1690
70	0.19633	287.32	314.80	1.1969
80	0.20241	296.06	324.39	1.2244
90	0.20846	304.95	334.14	1.2516
100	0.21449	314.01	344.04	1.2785

$p = 1.8 \text{ bar} = 0.18 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -12.73^\circ\text{C}$ )				
0.10983	219.94	239.71	0.9273	
0.11135	222.02	242.06	0.9362	
0.11678	229.67	250.69	0.9684	
0.12207	237.44	259.41	0.9998	
0.12723	245.33	268.23	1.0304	
0.13230	253.36	277.17	1.0604	
0.13730	261.53	286.24	1.0898	
0.14222	269.85	295.45	1.1187	
0.14710	278.31	304.79	1.1472	
0.15193	286.93	314.28	1.1753	
0.15672	295.71	323.92	1.2030	
0.16148	304.63	333.70	1.2303	
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
-10	0.09938	221.50	241.38	0.9256
0	0.10438	229.23	250.10	0.9582
10	0.10922	237.05	258.89	0.9898
20	0.11394	244.99	267.78	1.0206
30	0.11856	253.06	276.77	1.0508
40	0.12311	261.26	285.88	1.0804
50	0.12758	269.61	295.12	1.1094
60	0.13201	278.10	304.50	1.1380
70	0.13639	286.74	314.02	1.1661
80	0.14073	295.53	323.68	1.1939
90	0.14504	304.47	333.48	1.2212
100	0.14932	313.57	343.43	1.2483

$p = 2.4 \text{ bar} = 0.24 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -5.37^\circ\text{C}$ )				
0.08343	224.07	244.09	0.9222	
0.08574	228.31	248.89	0.9399	
0.08993	236.26	257.84	0.9721	
0.09399	244.30	266.85	1.0034	
0.09794	252.45	275.95	1.0339	
0.10181	260.72	285.16	1.0637	
0.10562	269.12	294.47	1.0930	
0.10937	277.67	303.91	1.1218	
0.11307	286.35	313.49	1.1501	
0.11674	295.18	323.19	1.1780	
0.12037	304.15	333.04	1.2055	
0.12398	313.27	343.03	1.2326	

TABLE A-12 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 2.8 \text{ bar} = 0.28 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -1.23^\circ\text{C}$ )				$p = 3.2 \text{ bar} = 0.32 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 2.48^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.07193	226.38	246.52	0.9197	0.06322	228.43	248.66	0.9177
0	0.07240	227.37	247.64	0.9238				
10	0.07613	235.44	256.76	0.9566	0.06576	234.61	255.65	0.9427
20	0.07972	243.59	265.91	0.9883	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	0.08106	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	0.10275	303.83	332.60	1.1920	0.08953	303.50	332.15	1.1802
100	0.10587	312.98	342.62	1.2193	0.09229	312.68	342.21	1.2076
110	0.10897	322.27	352.78	1.2461	0.09503	322.00	352.40	1.2345
120	0.11205	331.71	363.08	1.2727	0.09774	331.45	362.73	1.2611

$p = 4.0 \text{ bar} = 0.40 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 8.93^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.05089	231.97	252.32	0.9145
10	0.05119	232.87	253.35	0.9182
20	0.05397	241.37	262.96	0.9515
30	0.05662	249.89	272.54	0.9837
40	0.05917	258.47	282.14	1.0148
50	0.06164	267.13	291.79	1.0452
60	0.06405	275.89	301.51	1.0748
70	0.06641	284.75	311.32	1.1038
80	0.06873	293.73	321.23	1.1322
90	0.07102	302.84	331.25	1.1602
100	0.07327	312.07	341.38	1.1878
110	0.07550	321.44	351.64	1.2149
120	0.07771	330.94	362.03	1.2417
130	0.07991	340.58	372.54	1.2681
140	0.08208	350.35	383.18	1.2941

$p = 5.0 \text{ bar} = 0.50 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 15.74^\circ\text{C}$ )				
	0.04086	235.64	256.07	0.9117
	0.04188	239.40	260.34	0.9264
	0.04416	248.20	270.28	0.9597
	0.04633	256.99	280.16	0.9918
	0.04842	265.83	290.04	1.0229
	0.05043	274.73	299.95	1.0531
	0.05240	283.72	309.92	1.0825
	0.05432	292.80	319.96	1.1114
	0.05620	302.00	330.10	1.1397
	0.05805	311.31	340.33	1.1675
	0.05988	320.74	350.68	1.1949
	0.06168	330.30	361.14	1.2218
	0.06347	339.98	371.72	1.2484
	0.06524	349.79	382.42	1.2746

$p = 6.0 \text{ bar} = 0.60 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 21.58^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.03408	238.74	259.19	0.9097
30	0.03581	246.41	267.89	0.9388
40	0.03774	255.45	278.09	0.9719
50	0.03958	264.48	288.23	1.0037
60	0.04134	273.54	298.35	1.0346
70	0.04304	282.66	308.48	1.0645
80	0.04469	291.86	318.67	1.0938
90	0.04631	301.14	328.93	1.1225
100	0.04790	310.53	339.27	1.1505
110	0.04946	320.03	349.70	1.1781
120	0.05099	329.64	360.24	1.2053
130	0.05251	339.38	370.88	1.2320
140	0.05402	349.23	381.64	1.2584
150	0.05550	359.21	392.52	1.2844
160	0.05698	369.32	403.51	1.3100

$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 26.72^\circ\text{C}$ )				
	0.02918	241.42	261.85	0.9080
	0.02979	244.51	265.37	0.9197
	0.03157	253.83	275.93	0.9539
	0.03324	263.08	286.35	0.9867
	0.03482	272.31	296.69	1.0182
	0.03634	281.57	307.01	1.0487
	0.03781	290.88	317.35	1.0784
	0.03924	300.27	327.74	1.1074
	0.04064	309.74	338.19	1.1358
	0.04201	319.31	348.71	1.1637
	0.04335	328.98	359.33	1.1910
	0.04468	338.76	370.04	1.2179
	0.04599	348.66	380.86	1.2444
	0.04729	358.68	391.79	1.2706
	0.04857	368.82	402.82	1.2963

TABLE A-12 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 8.0 \text{ bar} = 0.80 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 31.33^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.02547	243.78	264.15	0.9066	0.02255	245.88	266.18	0.9054
40	0.02691	252.13	273.66	0.9374	0.02325	250.32	271.25	0.9217
50	0.02846	261.62	284.39	0.9711	0.02472	260.09	282.34	0.9566
60	0.02992	271.04	294.98	1.0034	0.02609	269.72	293.21	0.9897
70	0.03131	280.45	305.50	1.0345	0.02738	279.30	303.94	1.0214
80	0.03264	289.89	316.00	1.0647	0.02861	288.87	314.62	1.0521
90	0.03393	299.37	326.52	1.0940	0.02980	298.46	325.28	1.0819
100	0.03519	308.93	337.08	1.1227	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
120	0.03762	328.31	358.40	1.1784	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
140	0.03997	348.09	380.07	1.2321	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
160	0.04227	368.32	402.14	1.2843	0.03736	367.82	401.44	1.2735
170	0.04340	378.61	413.33	1.3098	0.03838	378.14	412.68	1.2992
180	0.04452	389.02	424.63	1.3351	0.03939	388.57	424.02	1.3245
$p = 10.0 \text{ bar} = 1.00 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 39.39^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.02020	247.77	267.97	0.9043	0.01663	251.03	270.99	0.9023
40	0.02029	248.39	268.68	0.9066	0.01712	254.98	275.52	0.9164
50	0.02171	258.48	280.19	0.9428	0.01835	265.42	287.44	0.9527
60	0.02301	268.35	291.36	0.9768	0.01947	275.59	298.96	0.9868
70	0.02423	278.11	302.34	1.0093	0.02051	285.62	310.24	1.0192
80	0.02538	287.82	313.20	1.0405	0.02150	295.59	321.39	1.0503
90	0.02649	297.53	324.01	1.0707	0.02244	305.54	332.47	1.0804
100	0.02755	307.27	334.82	1.1000	0.02335	315.50	343.52	1.1096
110	0.02858	317.06	345.65	1.1286	0.02423	325.51	354.58	1.1381
120	0.02959	326.93	356.52	1.1567	0.02508	335.58	365.68	1.1660
130	0.03058	336.88	367.46	1.1841	0.02592	345.73	376.83	1.1933
140	0.03154	346.92	378.46	1.2111	0.02674	355.95	388.04	1.2201
150	0.03250	357.06	389.56	1.2376	0.02754	366.27	399.33	1.2465
160	0.03344	367.31	400.74	1.2638	0.02834	376.69	410.70	1.2724
170	0.03436	377.66	412.02	1.2895	0.02912	387.21	422.16	1.2980
180	0.03528	388.12	423.40	1.3149				
$p = 12.0 \text{ bar} = 1.20 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 46.32^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.01603	252.17	283.10	0.9297	0.01208	256.00	275.33	0.8982
60	0.01495	262.17	283.10	0.9297	0.01233	258.48	278.20	0.9069
70	0.01603	272.87	295.31	0.9658	0.01340	269.89	291.33	0.9457
80	0.01701	283.29	307.10	0.9997	0.01435	280.78	303.74	0.9813
90	0.01792	293.55	318.63	1.0319	0.01521	291.39	315.72	1.0148
100	0.01878	303.73	330.02	1.0628	0.01601	301.84	327.46	1.0467
110	0.01960	313.88	341.32	1.0927	0.01677	312.20	339.04	1.0773
120	0.02039	324.05	352.59	1.1218	0.01750	322.53	350.53	1.1069
130	0.02115	334.25	363.86	1.1501	0.01820	332.87	361.99	1.1357
140	0.02189	344.50	375.15	1.1777	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
160	0.02333	365.22	397.89	1.2315	0.02017	364.15	396.43	1.2181
170	0.02403	375.71	409.36	1.2576	0.02080	374.71	407.99	1.2445
180	0.02474	386.29	420.90	1.2834	0.02142	385.35	419.62	1.2704
190	0.02541	396.96	432.53	1.3088	0.02203	396.08	431.33	1.2960
200	0.02608	407.73	444.24	1.3338	0.02263	406.90	443.11	1.3212
$p = 14.0 \text{ bar} = 1.40 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 52.43^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.01405	253.74	273.40	0.9003	0.01208	256.00	275.33	0.8982
60	0.01495	262.17	283.10	0.9297	0.01233	258.48	278.20	0.9069
70	0.01603	272.87	295.31	0.9658	0.01340	269.89	291.33	0.9457
80	0.01701	283.29	307.10	0.9997	0.01435	280.78	303.74	0.9813
90	0.01792	293.55	318.63	1.0319	0.01521	291.39	315.72	1.0148
100	0.01878	303.73	330.02	1.0628	0.01601	301.84	327.46	1.0467
110	0.01960	313.88	341.32	1.0927	0.01677	312.20	339.04	1.0773
120	0.02039	324.05	352.59	1.1218	0.01750	322.53	350.53	1.1069
130	0.02115	334.25	363.86	1.1501	0.01820	332.87	361.99	1.1357
140	0.02189	344.50	375.15	1.1777	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
160	0.02333	365.22	397.89	1.2315	0.02017	364.15	396.43	1.2181
170	0.02403	375.71	409.36	1.2576	0.02080	374.71	407.99	1.2445
180	0.02474	386.29	420.90	1.2834	0.02142	385.35	419.62	1.2704
190	0.02541	396.96	432.53	1.3088	0.02203	396.08	431.33	1.2960
200	0.02608	407.73	444.24	1.3338	0.02263	406.90	443.11	1.3212
$p = 16.0 \text{ bar} = 1.60 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 57.92^\circ\text{C}$ )								

TABLE A 13 Properties of Saturated Ammonia (Liquid-Vapor): Temperature Table

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m <sup>3</sup> /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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
50	0.4086	1.4245	2.6265	-43.94	1264.99	-43.88	1416.20	1372.32	-0.1922	6.1543	-50
45	0.5453	1.4367	2.0060	-22.03	1271.19	-21.95	1402.52	1380.57	-0.0951	6.0523	-45
40	0.7174	1.4493	1.5524	0.10	1277.20	0.00	1388.56	1388.56	0.0000	5.9557	-40
-36	0.8850	1.4597	1.2757	17.47	1281.87	17.60	1377.17	1394.77	0.0747	5.8819	-36
-32	1.0832	1.4703	1.0561	35.09	1286.41	35.25	1365.55	1400.81	0.1484	5.8111	-32
-30	1.1950	1.4757	0.9634	43.93	1288.63	44.10	1359.65	1403.75	0.1849	5.7767	-30
-28	1.3159	1.4812	0.8803	52.78	1290.82	52.97	1353.68	1406.66	0.2212	5.7430	-28
-26	1.4465	1.4867	0.8056	61.65	1292.97	61.86	1347.65	1409.51	0.2572	5.7100	-26
-22	1.7390	1.4980	0.6780	79.46	1297.18	79.72	1335.36	1415.08	0.3287	5.6457	-22
-20	1.9019	1.5038	0.6233	88.40	1299.23	88.68	1329.10	1417.79	0.3642	5.6144	-20
-18	2.0769	1.5096	0.5739	97.36	1301.25	97.68	1322.77	1420.45	0.3994	5.5837	-18
-16	2.2644	1.5155	0.5291	106.36	1303.23	106.70	1316.35	1423.05	0.4346	5.5536	-16
-14	2.4652	1.5215	0.4885	115.37	1305.17	115.75	1309.86	1425.61	0.4695	5.5239	-14
-12	2.6798	1.5276	0.4516	124.42	1307.08	124.83	1303.28	1428.11	0.5043	5.4948	-12
-10	2.9089	1.5338	0.4180	133.50	1308.95	133.94	1296.61	1430.55	0.5389	5.4662	-10
-8	3.1532	1.5400	0.3874	142.60	1310.78	143.09	1289.86	1432.95	0.5734	5.4380	-8
-6	3.4134	1.5464	0.3595	151.74	1312.57	152.26	1283.02	1435.28	0.6077	5.4103	-6
-4	3.6901	1.5528	0.3340	160.88	1314.32	161.46	1276.10	1437.56	0.6418	5.3831	-4
-2	3.9842	1.5594	0.3106	170.07	1316.04	170.69	1269.08	1439.78	0.6759	5.3562	-2
0	4.2962	1.5660	0.2892	179.29	1317.71	179.96	1261.97	1441.94	0.7097	5.3298	0
2	4.6270	1.5727	0.2695	188.53	1319.34	189.26	1254.77	1444.03	0.7435	5.3038	2
4	4.9773	1.5796	0.2514	197.80	1320.92	198.59	1247.48	1446.07	0.7770	5.2781	4
6	5.3479	1.5866	0.2348	207.10	1322.47	207.95	1240.09	1448.04	0.8105	5.2529	6
8	5.7395	1.5936	0.2195	216.42	1323.96	217.34	1232.61	1449.94	0.8438	5.2279	8
10	6.1529	1.6008	0.2054	225.77	1325.42	226.75	1225.03	1451.78	0.8769	5.2033	10
12	6.5890	1.6081	0.1923	235.14	1326.82	236.20	1217.35	1453.55	0.9099	5.1791	12
16	7.5324	1.6231	0.1691	253.95	1329.48	255.18	1201.70	1456.87	0.9755	5.1314	16
20	8.5762	1.6386	0.1492	272.86	1331.94	274.26	1185.64	1459.90	1.0404	5.0849	20
24	9.7274	1.6547	0.1320	291.84	1334.19	293.45	1169.16	1462.61	1.1048	5.0394	24
28	10.993	1.6714	0.1172	310.92	1336.20	312.75	1152.24	1465.00	1.1686	4.9948	28
32	12.380	1.6887	0.1043	330.07	1337.97	332.17	1134.87	1467.03	1.2319	4.9509	32
36	13.896	1.7068	0.0930	349.32	1339.47	351.69	1117.00	1468.70	1.2946	4.9078	36
40	15.549	1.7256	0.0831	368.67	1340.70	371.35	1098.62	1469.97	1.3569	4.8652	40
45	17.819	1.7503	0.0725	393.01	1341.81	396.13	1074.84	1470.96	1.4341	4.8125	45
50	20.331	1.7765	0.0634	417.56	1342.42	421.17	1050.09	1471.26	1.5109	4.7604	50

Source: Tables A-13 through A-15 are calculated based on equations from L. Haar and J. S. Gallagher, "Thermodynamic Properties of Ammonia," *J. Phys. Chem. Reference Data*, Vol. 7, 1978, pp. 635-792.

TABLE A-14 Properties of Saturated Ammonia (Liquid-Vapor): Pressure Table

Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m <sup>3</sup> /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · 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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
0.40	-50.36	1.4236	2.6795	-45.52	1264.54	-45.46	1417.18	1371.72	-0.1992		
0.50	-46.53	1.4330	2.1752	-28.73	1269.31	-28.66	1406.73	1378.07	-0.1245	6.1618	0.40
0.60	-43.28	1.4410	1.8345	-14.51	1273.27	-14.42	1397.76	1383.34	-0.0622	6.0829	0.50
0.70	-40.46	1.4482	1.5884	-2.11	1276.66	-2.01	1389.85	1387.84	-0.0086	6.0186	0.60
0.80	-37.94	1.4546	1.4020	8.93	1279.61	9.04	1382.73	1391.78	0.0386	5.9643	0.70
0.90	-35.67	1.4605	1.2559	18.91	1282.24	19.04	1376.23	1395.27	0.0808	5.9174	0.80
1.00	-33.60	1.4660	1.1381	28.03	1284.61	28.18	1370.23	1398.41	0.1191	5.8760	0.90
1.25	-29.07	1.4782	0.9237	48.03	1289.65	48.22	1356.89	1405.11	0.2018	5.8391	1.00
1.50	-25.22	1.4889	0.7787	65.10	1293.80	65.32	1345.28	1410.61	0.2712	5.7610	1.25
1.75	-21.86	1.4984	0.6740	80.08	1297.33	80.35	1334.92	1415.27	0.3312	5.6973	1.50
2.00	-18.86	1.5071	0.5946	93.50	1300.39	93.80	1325.51	1419.31	0.3843	5.6435	1.75
2.25	-16.15	1.5151	0.5323	105.68	1303.08	106.03	1316.83	1422.86	0.4319	5.5969	2.00
2.50	-13.67	1.5225	0.4821	116.88	1305.49	117.26	1308.76	1426.03	0.4753	5.5558	2.25
2.75	-11.37	1.5295	0.4408	127.26	1307.67	127.68	1301.20	1428.88	0.5152	5.5190	2.50
3.00	-9.24	1.5361	0.4061	136.96	1309.65	137.42	1294.05	1431.47	0.5520	5.4858	2.75
3.25	-7.24	1.5424	0.3765	146.06	1311.46	146.57	1287.27	1433.84	0.5864	5.4554	3.00
3.50	-5.36	1.5484	0.3511	154.66	1313.14	155.20	1280.81	1436.01	0.6186	5.4275	3.25
3.75	-3.58	1.5542	0.3289	162.80	1314.68	163.38	1274.64	1438.03	0.6489	5.4016	3.50
4.00	-1.90	1.5597	0.3094	170.55	1316.12	171.18	1268.71	1439.89	0.6776	5.3774	3.75
4.25	-0.29	1.5650	0.2921	177.96	1317.47	178.62	1263.01	1441.63	0.7048	5.3548	4.00
4.50	1.25	1.5702	0.2767	185.04	1318.73	185.75	1257.50	1443.25	0.7308	5.3336	4.25
4.75	2.72	1.5752	0.2629	191.84	1319.91	192.59	1252.18	1444.77	0.7555	5.3135	4.50
5.00	4.13	1.5800	0.2503	198.39	1321.02	199.18	1247.02	1446.19	0.7791	5.2946	4.75
5.25	5.48	1.5847	0.2390	204.69	1322.07	205.52	1242.01	1447.53	0.8018	5.2765	5.00
5.50	6.79	1.5893	0.2286	210.78	1323.06	211.65	1237.15	1448.80	0.8236	5.2594	5.25
5.75	8.05	1.5938	0.2191	216.66	1324.00	217.58	1232.41	1449.99	0.8446	5.2430	5.50
6.00	9.27	1.5982	0.2104	222.37	1324.89	223.32	1227.79	1451.12	0.8649	5.2273	5.75
7.00	13.79	1.6148	0.1815	243.56	1328.04	244.69	1210.38	1455.07	0.9394	5.2122	6.00
8.00	17.84	1.6302	0.1596	262.64	1330.64	263.95	1194.36	1458.30	1.0054	5.1576	7.00
9.00	21.52	1.6446	0.1424	280.05	1332.82	281.53	1179.44	1460.97	1.0649	5.1099	8.00
10.00	24.89	1.6584	0.1285	296.10	1334.66	297.76	1165.42	1463.18	1.1191	5.0675	9.00
12.00	30.94	1.6841	0.1075	324.99	1337.52	327.01	1139.52	1466.53	1.2152	5.0294	10.00
14.00	36.26	1.7080	0.0923	350.58	1339.56	352.97	1115.82	1468.79	1.2987	4.9625	12.00
16.00	41.03	1.7306	0.0808	373.69	1340.97	376.46	1093.77	1470.23	1.3729	4.9050	14.00
18.00	45.38	1.7522	0.0717	394.85	1341.88	398.00	1073.01	1471.01	1.4399	4.8542	16.00
20.00	49.37	1.7731	0.0644	414.44	1342.37	417.99	1053.27	1471.26	1.5012	4.8086	18.00
										4.7670	20.00

**TABLE A-1B** Properties of Superheated Ammonia Vapor

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 0.4 \text{ bar} = 0.04 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -50.36^\circ\text{C}$ )				$p = 0.6 \text{ bar} = 0.06 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -43.28^\circ\text{C}$ )				
Sat.	2.6795	1264.54	1371.72	6.1618	1.8345	1273.27	1383.34	6.0186
-50	2.6841	1265.11	1372.48	6.1652				
-45	2.7481	1273.05	1382.98	6.2118				
-40	2.8118	1281.01	1393.48	6.2573	1.8630	1278.62	1390.40	6.0490
-35	2.8753	1288.96	1403.98	6.3018	1.9061	1286.75	1401.12	6.0946
-30	2.9385	1296.93	1414.47	6.3455	1.9491	1294.88	1411.83	6.1390
-25	3.0015	1304.90	1424.96	6.3882	1.9918	1303.01	1422.52	6.1826
-20	3.0644	1312.88	1435.46	6.4300	2.0343	1311.13	1433.19	6.2251
-15	3.1271	1320.87	1445.95	6.4711	2.0766	1319.25	1443.85	6.2668
-10	3.1896	1328.87	1456.45	6.5114	2.1188	1327.37	1454.50	6.3077
-5	3.2520	1336.88	1466.95	6.5509	2.1609	1335.49	1465.14	6.3478
0	3.3142	1344.90	1477.47	6.5898	2.2028	1343.61	1475.78	6.3871
5	3.3764	1352.95	1488.00	6.6280	2.2446	1351.75	1486.43	6.4257
$p = 0.8 \text{ bar} = 0.08 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -37.94^\circ\text{C}$ )				$p = 1.0 \text{ bar} = 0.10 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -33.60^\circ\text{C}$ )				
Sat.	1.4021	1279.61	1391.78	5.9174	1.1381	1284.61	1398.41	5.8391
-35	1.4215	1284.51	1398.23	5.9446				
-30	1.4543	1292.81	1409.15	5.9900	1.1573	1290.71	1406.44	5.8723
-25	1.4868	1301.09	1420.04	6.0343	1.1838	1299.15	1417.53	5.9175
-20	1.5192	1309.36	1430.90	6.0777	1.2101	1307.57	1428.58	5.9616
-15	1.5514	1317.61	1441.72	6.1200	1.2362	1315.96	1439.58	6.0046
-10	1.5834	1325.85	1452.53	6.1615	1.2621	1324.33	1450.54	6.0467
-5	1.6153	1334.09	1463.31	6.2021	1.2880	1332.67	1461.47	6.0878
0	1.6471	1342.31	1474.08	6.2419	1.3136	1341.00	1472.37	6.1281
5	1.6788	1350.54	1484.84	6.2809	1.3392	1349.33	1483.25	6.1676
10	1.7103	1358.77	1495.60	6.3192	1.3647	1357.64	1494.11	6.2063
15	1.7418	1367.01	1506.35	6.3568	1.3900	1365.95	1504.96	6.2442
20	1.7732	1375.25	1517.10	6.3939	1.4153	1374.27	1515.80	6.2816
$p = 1.5 \text{ bar} = 0.15 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -25.22^\circ\text{C}$ )				$p = 2.0 \text{ bar} = 0.20 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -18.86^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.7787	1293.80	1410.61	5.6973	0.59460	1300.39	1419.31	5.5969
-25	0.7795	1294.20	1411.13	5.6994				
-20	0.7978	1303.00	1422.67	5.7454				
-15	0.8158	1311.75	1434.12	5.7902	0.60542	1307.43	1428.51	5.6328
-10	0.8336	1320.44	1445.49	5.8338	0.61926	1316.46	1440.31	5.6781
-5	0.8514	1329.08	1456.79	5.8764	0.63294	1325.41	1452.00	5.7221
0	0.8689	1337.68	1468.02	5.9179	0.64648	1334.29	1463.59	5.7649
5	0.8864	1346.25	1479.20	5.9585	0.65989	1343.11	1475.09	5.8066
10	0.9037	1354.78	1490.34	5.9981	0.67320	1351.87	1486.51	5.8473
15	0.9210	1363.29	1501.44	6.0370	0.68640	1360.59	1497.87	5.8871
20	0.9382	1371.79	1512.51	6.0751	0.69952	1369.28	1509.18	5.9260
25	0.9553	1380.28	1523.56	6.1125	0.71256	1377.93	1520.44	5.9641
30	0.9723	1388.76	1534.60	6.1492	0.72553	1386.56	1531.67	6.0014

TABLE A-15 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 2.5 \text{ bar} = 0.25 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -13.67^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.48213	1305.49	1426.03	5.5190	0.40607	1309.65	1431.47	5.4554
-10	0.49051	1312.37	1435.00	5.5534				
-5	0.50180	1321.65	1447.10	5.5989	0.41428	1317.80	1442.08	5.4953
0	0.51293	1330.83	1459.06	5.6431	0.42382	1327.28	1454.43	5.5409
5	0.52393	1339.91	1470.89	5.6860	0.43323	1336.64	1466.61	5.5851
10	0.53482	1348.91	1482.61	5.7278	0.44251	1345.89	1478.65	5.6280
15	0.54560	1357.84	1494.25	5.7685	0.45169	1355.05	1490.56	5.6697
20	0.55630	1366.72	1505.80	5.8083	0.46078	1364.13	1502.36	5.7103
25	0.56691	1375.55	1517.28	5.8471	0.46978	1373.14	1514.07	5.7499
30	0.57745	1384.34	1528.70	5.8851	0.47870	1382.09	1525.70	5.7886
35	0.58793	1393.10	1540.08	5.9223	0.48756	1391.00	1537.26	5.8264
40	0.59835	1401.84	1551.42	5.9589	0.49637	1399.86	1548.77	5.8635
45	0.60872	1410.56	1562.74	5.9947	0.50512	1408.70	1560.24	5.8998
$p = 3.5 \text{ bar} = 0.35 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -5.36^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.35108	1313.14	1436.01	5.4016	0.30942	1316.12	1439.89	5.3548
0	0.36011	1323.66	1449.70	5.4522	0.31227	1319.95	1444.86	5.3731
10	0.37654	1342.82	1474.61	5.5417	0.32701	1339.68	1470.49	5.4652
20	0.39251	1361.49	1498.87	5.6259	0.34129	1358.81	1495.33	5.5515
30	0.40814	1379.81	1522.66	5.7057	0.35520	1377.49	1519.57	5.6328
40	0.42350	1397.87	1546.09	5.7818	0.36884	1395.85	1543.38	5.7101
60	0.45363	1433.55	1592.32	5.9249	0.39550	1431.97	1590.17	5.8549
80	0.48320	1469.06	1638.18	6.0586	0.42160	1467.77	1636.41	5.9897
100	0.51240	1504.73	1684.07	6.1850	0.44733	1503.64	1682.58	6.1169
120	0.54136	1540.79	1730.26	6.3056	0.47280	1539.85	1728.97	6.2380
140	0.57013	1577.38	1776.92	6.4213	0.49808	1576.55	1775.79	6.3541
160	0.59876	1614.60	1824.16	6.5330	0.52323	1613.86	1823.16	6.4661
180	0.62728	1652.51	1872.06	6.6411	0.54827	1651.85	1871.16	6.5744
200	0.65572	1691.15	1920.65	6.7460	0.57322	1690.56	1919.85	6.6796
$p = 4.0 \text{ bar} = 0.40 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -1.90^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.35108	1313.14	1436.01	5.4016	0.30942	1316.12	1439.89	5.3548
0	0.36011	1323.66	1449.70	5.4522	0.31227	1319.95	1444.86	5.3731
10	0.37654	1342.82	1474.61	5.5417	0.32701	1339.68	1470.49	5.4652
20	0.39251	1361.49	1498.87	5.6259	0.34129	1358.81	1495.33	5.5515
30	0.40814	1379.81	1522.66	5.7057	0.35520	1377.49	1519.57	5.6328
40	0.42350	1397.87	1546.09	5.7818	0.36884	1395.85	1543.38	5.7101
60	0.45363	1433.55	1592.32	5.9249	0.39550	1431.97	1590.17	5.8549
80	0.48320	1469.06	1638.18	6.0586	0.42160	1467.77	1636.41	5.9897
100	0.51240	1504.73	1684.07	6.1850	0.44733	1503.64	1682.58	6.1169
120	0.54136	1540.79	1730.26	6.3056	0.47280	1539.85	1728.97	6.2380
140	0.57013	1577.38	1776.92	6.4213	0.49808	1576.55	1775.79	6.3541
160	0.59876	1614.60	1824.16	6.5330	0.52323	1613.86	1823.16	6.4661
180	0.62728	1652.51	1872.06	6.6411	0.54827	1651.85	1871.16	6.5744
200	0.65572	1691.15	1920.65	6.7460	0.57322	1690.56	1919.85	6.6796
$p = 4.5 \text{ bar} = 0.45 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 1.25^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.27671	1318.73	1443.25	5.3135	0.25034	1321.02	1446.19	5.2765
10	0.28846	1336.48	1466.29	5.3962	0.25757	1333.22	1462.00	5.3330
20	0.30142	1356.09	1491.72	5.4845	0.26949	1353.32	1488.06	5.4234
30	0.31401	1375.15	1516.45	5.5674	0.28103	1372.76	1513.28	5.5080
40	0.32631	1393.80	1540.64	5.6460	0.29227	1391.74	1537.87	5.5878
60	0.35029	1430.37	1588.00	5.7926	0.31410	1428.76	1585.81	5.7362
80	0.37369	1466.47	1634.63	5.9285	0.33535	1465.16	1632.84	5.8733
100	0.39671	1502.55	1681.07	6.0564	0.35621	1501.46	1679.56	6.0020
120	0.41947	1538.91	1727.67	6.1781	0.37681	1537.97	1726.37	6.1242
140	0.44205	1575.73	1774.65	6.2946	0.39722	1574.90	1773.51	6.2412
160	0.46448	1613.13	1822.15	6.4069	0.41749	1612.40	1821.14	6.3537
180	0.48681	1651.20	1870.26	6.5155	0.43765	1650.54	1869.36	6.4626
200	0.50905	1689.97	1919.04	6.6208	0.45771	1689.38	1918.24	6.5681
$p = 5.0 \text{ bar} = 0.50 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 4.13^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.27671	1318.73	1443.25	5.3135	0.25034	1321.02	1446.19	5.2765
10	0.28846	1336.48	1466.29	5.3962	0.25757	1333.22	1462.00	5.3330
20	0.30142	1356.09	1491.72	5.4845	0.26949	1353.32	1488.06	5.4234
30	0.31401	1375.15	1516.45	5.5674	0.28103	1372.76	1513.28	5.5080
40	0.32631	1393.80	1540.64	5.6460	0.29227	1391.74	1537.87	5.5878
60	0.35029	1430.37	1588.00	5.7926	0.31410	1428.76	1585.81	5.7362
80	0.37369	1466.47	1634.63	5.9285	0.33535	1465.16	1632.84	5.8733
100	0.39671	1502.55	1681.07	6.0564	0.35621	1501.46	1679.56	6.0020
120	0.41947	1538.91	1727.67	6.1781	0.37681	1537.97	1726.37	6.1242
140	0.44205	1575.73	1774.65	6.2946	0.39722	1574.90	1773.51	6.2412
160	0.46448	1613.13	1822.15	6.4069	0.41749	1612.40	1821.14	6.3537
180	0.48681	1651.20	1870.26	6.5155	0.43765	1650.54	1869.36	6.4626
200	0.50905	1689.97	1919.04	6.6208	0.45771	1689.38	1918.24	6.5681

TABLE A-15 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 5.5 \text{ bar} = 0.55 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 6.79^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.22861	1323.06	1448.80	5.2430	0.21038	1324.89	1451.12	5.2122
10	0.23227	1329.88	1457.63	5.2743	0.21115	1326.47	1453.16	5.2195
20	0.24335	1350.50	1484.34	5.3671	0.22155	1347.62	1480.55	5.3145
30	0.25403	1370.35	1510.07	5.4534	0.23152	1367.90	1506.81	5.4026
40	0.26441	1389.64	1535.07	5.5345	0.24118	1387.52	1532.23	5.4851
50	0.27454	1408.53	1559.53	5.6114	0.25059	1406.67	1557.03	5.5631
60	0.28449	1427.13	1583.60	5.6848	0.25981	1425.49	1581.38	5.6373
80	0.30398	1463.85	1631.04	5.8230	0.27783	1462.52	1629.22	5.7768
100	0.32307	1500.36	1678.05	5.9525	0.29546	1499.25	1676.52	5.9071
120	0.34190	1537.02	1725.07	6.0753	0.31281	1536.07	1723.76	6.0304
140	0.36054	1574.07	1772.37	6.1926	0.32997	1573.24	1771.22	6.1481
160	0.37903	1611.66	1820.13	6.3055	0.34699	1610.92	1819.12	6.2613
180	0.39742	1649.88	1868.46	6.4146	0.36390	1649.22	1867.56	6.3707
200	0.41571	1688.79	1917.43	6.5203	0.38071	1688.20	1916.63	6.4766
$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 13.79^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.18148	1328.04	1455.07	5.1576	0.15958	1330.64	1458.30	5.1099
20	0.18721	1341.72	1472.77	5.2186	0.16138	1335.59	1464.70	5.1318
30	0.19610	1362.88	1500.15	5.3104	0.16948	1357.71	1493.29	5.2277
40	0.20464	1383.20	1526.45	5.3958	0.17720	1378.77	1520.53	5.3161
50	0.21293	1402.90	1551.95	5.4760	0.18465	1399.05	1546.77	5.3986
60	0.22101	1422.16	1576.87	5.5519	0.19189	1418.77	1572.28	5.4763
80	0.23674	1459.85	1625.56	5.6939	0.20590	1457.14	1621.86	5.6209
100	0.25205	1497.02	1673.46	5.8258	0.21949	1494.77	1670.37	5.7545
120	0.26709	1534.16	1721.12	5.9502	0.23280	1532.24	1718.48	5.8801
140	0.28193	1571.57	1768.92	6.0688	0.24590	1569.89	1766.61	5.9995
160	0.29663	1609.44	1817.08	6.1826	0.25886	1607.96	1815.04	6.1140
180	0.31121	1647.90	1865.75	6.2925	0.27170	1646.57	1863.94	6.2243
200	0.32571	1687.02	1915.01	6.3988	0.28445	1685.83	1913.39	6.3311
$p = 9.0 \text{ bar} = 0.90 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 21.52^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.14239	1332.82	1460.97	5.0675	0.12852	1334.66	1463.18	5.0294
30	0.14872	1352.36	1486.20	5.1520	0.13206	1346.82	1478.88	5.0816
40	0.15582	1374.21	1514.45	5.2436	0.13868	1369.52	1508.20	5.1768
50	0.16263	1395.11	1541.47	5.3286	0.14499	1391.07	1536.06	5.2644
60	0.16922	1415.32	1567.61	5.4083	0.15106	1411.79	1562.86	5.3460
80	0.18191	1454.39	1618.11	5.5555	0.16270	1451.60	1614.31	5.4960
100	0.19416	1492.50	1667.24	5.6908	0.17389	1490.20	1664.10	5.6332
120	0.20612	1530.30	1715.81	5.8176	0.18478	1528.35	1713.13	5.7612
140	0.21788	1568.20	1764.29	5.9379	0.19545	1566.51	1761.96	5.8823
160	0.22948	1606.46	1813.00	6.0530	0.20598	1604.97	1810.94	5.9981
180	0.24097	1645.24	1862.12	6.1639	0.21638	1643.91	1860.29	6.1095
200	0.25237	1684.64	1911.77	6.2711	0.22670	1683.44	1910.14	6.2171
$p = 10.0 \text{ bar} = 1.00 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 24.89^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.12852	1334.66	1463.18	5.0294	0.12852	1334.66	1463.18	5.0294
30	0.13206	1346.82	1478.88	5.0816	0.13206	1346.82	1478.88	5.0816
40	0.13868	1369.52	1508.20	5.1768	0.13868	1369.52	1508.20	5.1768
50	0.14499	1391.07	1536.06	5.2644	0.14499	1391.07	1536.06	5.2644
60	0.15106	1411.79	1562.86	5.3460	0.15106	1411.79	1562.86	5.3460
80	0.16270	1451.60	1614.31	5.4960	0.16270	1451.60	1614.31	5.4960
100	0.17389	1490.20	1664.10	5.6332	0.17389	1490.20	1664.10	5.6332
120	0.18478	1528.35	1713.13	5.7612	0.18478	1528.35	1713.13	5.7612
140	0.19545	1566.51	1761.96	5.8823	0.19545	1566.51	1761.96	5.8823
160	0.20598	1604.97	1810.94	5.9981	0.20598	1604.97	1810.94	5.9981
180	0.21638	1643.91	1860.29	6.1095	0.21638	1643.91	1860.29	6.1095
200	0.22670	1683.44	1910.14	6.2171	0.22670	1683.44	1910.14	6.2171

TABLE A-15 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 12.0 \text{ bar} = 1.20 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 30.94^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.10751	1337.52	1466.53	4.9625	0.09231	1339.56	1468.79	4.9050
40	0.11287	1359.73	1495.18	5.0553	0.09432	1349.29	1481.33	4.9453
60	0.12378	1404.54	1553.07	5.2347	0.10423	1396.97	1542.89	5.1360
80	0.13387	1445.91	1606.56	5.3906	0.11324	1440.06	1598.59	5.2984
100	0.14347	1485.55	1657.71	5.5315	0.12172	1480.79	1651.20	5.4433
120	0.15275	1524.41	1707.71	5.6620	0.12986	1520.41	1702.21	5.5765
140	0.16181	1563.09	1757.26	5.7850	0.13777	1559.63	1752.52	5.7013
160	0.17072	1601.95	1806.81	5.9021	0.14552	1598.92	1802.65	5.8198
180	0.17950	1641.23	1856.63	6.0145	0.15315	1638.53	1852.94	5.9333
200	0.18819	1681.05	1906.87	6.1230	0.16068	1678.64	1903.59	6.0427
220	0.19680	1721.50	1957.66	6.2282	0.16813	1719.35	1954.73	6.1485
240	0.20534	1762.63	2009.04	6.3303	0.17551	1760.72	2006.43	6.2513
260	0.21382	1804.48	2061.06	6.4297	0.18283	1802.78	2058.75	6.3513
280	0.22225	1847.04	2113.74	6.5267	0.19010	1845.55	2111.69	6.4488
$p = 16.0 \text{ bar} = 1.60 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 41.03^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.08079	1340.97	1470.23	4.8542	0.07174	1341.88	1471.01	4.8086
60	0.08951	1389.06	1532.28	5.0461	0.07801	1380.77	1521.19	4.9627
80	0.09774	1434.02	1590.40	5.2156	0.08565	1427.79	1581.97	5.1399
100	0.10539	1475.93	1644.56	5.3648	0.09267	1470.97	1637.78	5.2937
120	0.11268	1516.34	1696.64	5.5008	0.09931	1512.22	1690.98	5.4326
140	0.11974	1556.14	1747.72	5.6276	0.10570	1552.61	1742.88	5.5614
160	0.12663	1595.85	1798.45	5.7475	0.11192	1592.76	1794.23	5.6828
180	0.13339	1635.81	1849.23	5.8621	0.11801	1633.08	1845.50	5.7985
200	0.14005	1676.21	1900.29	5.9723	0.12400	1673.78	1896.98	5.9096
220	0.14663	1717.18	1951.79	6.0789	0.12991	1715.00	1948.83	6.0170
240	0.15314	1758.79	2003.81	6.1823	0.13574	1756.85	2001.18	6.1210
260	0.15959	1801.07	2056.42	6.2829	0.14152	1799.35	2054.08	6.2222
280	0.16599	1844.05	2109.64	6.3809	0.14724	1842.55	2107.58	6.3207
$p = 20.0 \text{ bar} = 2.00 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 49.37^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.06445	1342.37	1471.26	4.7670				
60	0.06875	1372.05	1509.54	4.8838				
80	0.07596	1421.36	1573.27	5.0696				
100	0.08248	1465.89	1630.86	5.2283				
120	0.08861	1508.03	1685.24	5.3703				
140	0.09447	1549.03	1737.98	5.5012				
160	0.10016	1589.65	1789.97	5.6241				
180	0.10571	1630.32	1841.74	5.7409				
200	0.11116	1671.33	1893.64	5.8530				
220	0.11652	1712.82	1945.87	5.9611				
240	0.12182	1754.90	1998.54	6.0658				
260	0.12706	1797.63	2051.74	6.1675				
280	0.13224	1841.03	2105.50	6.2665				

TABLE A.10 Properties of Saturated Propane (Liquid-Vapor): Temperature Table

Temp °C	Press bar	Specific Volume m <sup>3</sup> /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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
100	0.02888	1.553	11.27	128.4	319.5	-128.4	480.4	352.0	-0.634	2.140	-100
90	0.06426	1.578	5.345	107.8	329.3	-107.8	471.4	363.6	-0.519	2.055	90
80	0.1301	1.605	2.774	87.0	339.3	87.0	462.4	375.4	-0.408	1.986	-80
70	0.2434	1.633	1.551	65.8	349.5	65.8	453.1	387.3	-0.301	1.929	-70
60	0.4261	1.663	0.9234	44.4	359.9	44.4	443.5	399.2	-0.198	1.883	-60
50	0.7046	1.694	0.5793	22.5	370.4	-22.4	433.6	411.2	-0.098	1.845	-50
40	1.110	1.728	0.3798	0.2	381.0	0.0	423.2	423.2	0.000	1.815	-40
30	1.677	1.763	0.2585	22.6	391.6	22.9	412.1	435.0	0.096	1.791	-30
20	2.444	1.802	0.1815	45.9	402.4	46.3	400.5	446.8	0.190	1.772	-20
10	3.451	1.844	0.1309	69.8	413.2	70.4	388.0	458.4	0.282	1.757	-10
0	4.743	1.890	0.09653	94.2	423.8	95.1	374.5	469.6	0.374	1.745	0
4	5.349	1.910	0.08591	104.2	428.1	105.3	368.8	474.1	0.410	1.741	4
8	6.011	1.931	0.07666	114.3	432.3	115.5	362.9	478.4	0.446	1.737	8
12	6.732	1.952	0.06858	124.6	436.5	125.9	356.8	482.7	0.482	1.734	12
16	7.515	1.975	0.06149	135.0	440.7	136.4	350.5	486.9	0.519	1.731	16
20	8.362	1.999	0.05525	145.4	444.8	147.1	343.9	491.0	0.555	1.728	20
24	9.278	2.024	0.04973	156.1	448.9	158.0	337.0	495.0	0.591	1.725	24
28	10.27	2.050	0.04483	166.9	452.9	169.0	329.9	498.9	0.627	1.722	28
32	11.33	2.078	0.04048	177.8	456.7	180.2	322.4	502.6	0.663	1.720	32
36	12.47	2.108	0.03659	188.9	460.6	191.6	314.6	506.2	0.699	1.717	36
40	13.69	2.140	0.03310	200.2	464.3	203.1	306.5	509.6	0.736	1.715	40
44	15.00	2.174	0.02997	211.7	467.9	214.9	298.0	512.9	0.772	1.712	44
48	16.40	2.211	0.02714	223.4	471.4	227.0	288.9	515.9	0.809	1.709	48
52	17.89	2.250	0.02459	235.3	474.6	239.3	279.3	518.6	0.846	1.705	52
56	19.47	2.293	0.02227	247.4	477.7	251.9	269.2	521.1	0.884	1.701	56
60	21.16	2.340	0.02015	259.8	480.6	264.8	258.4	523.2	0.921	1.697	60
65	23.42	2.406	0.01776	275.7	483.6	281.4	243.8	525.2	0.969	1.690	65
70	25.86	2.483	0.01560	292.3	486.1	298.7	227.7	526.4	1.018	1.682	70
75	28.49	2.573	0.01363	309.5	487.8	316.8	209.8	526.6	1.069	1.671	75
80	31.31	2.683	0.01182	327.6	488.2	336.0	189.2	525.2	1.122	1.657	80
85	34.36	2.827	0.01011	347.2	486.9	356.9	164.7	521.6	1.178	1.638	85
90	37.64	3.038	0.008415	369.4	482.2	380.8	133.1	513.9	1.242	1.608	90
95	41.19	3.488	0.006395	399.8	467.4	414.2	79.5	493.7	1.330	1.546	95
96.7	42.48	4.535	0.004535	434.9	434.9	454.2	0.0	457.2	1.437	1.437	96.7

Source: Tables A.16 through A.18 are calculated based on B. A. Younglove and J. F. Ely, "Thermophysical Properties of Fluids. II. Methane, Ethane, Propane, Isobutane and Normal Butane," *J. Phys. Chem. Ref. Data*, Vol. 16, No. 4, 1987, pp. 577-598.

TABLE A-17 Properties of Saturated Propane (Liquid-Vapor): Pressure Table

Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m <sup>3</sup> /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · 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 $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
0.05	-93.28	1.570	6.752	-114.6	326.0	-114.6	474.4	359.8	-0.556	2.081	0.05
0.10	-83.87	1.594	3.542	-95.1	335.4	-95.1	465.9	370.8	-0.450	2.011	0.10
0.25	-69.55	1.634	1.513	-64.9	350.0	-64.9	452.7	387.8	-0.297	1.927	0.25
0.50	-56.93	1.672	0.7962	-37.7	363.1	-37.6	440.5	402.9	-0.167	1.871	0.50
0.75	-48.68	1.698	0.5467	-19.6	371.8	-19.5	432.3	412.8	-0.085	1.841	0.75
1.00	-42.38	1.719	0.4185	-5.6	378.5	-5.4	425.7	420.3	-0.023	1.822	1.00
2.00	-25.43	1.781	0.2192	33.1	396.6	33.5	406.9	440.4	0.139	1.782	2.00
3.00	-14.16	1.826	0.1496	59.8	408.7	60.3	393.3	453.6	0.244	1.762	3.00
4.00	-5.46	1.865	0.1137	80.8	418.0	81.5	382.0	463.5	0.324	1.751	4.00
5.00	1.74	1.899	0.09172	98.6	425.7	99.5	372.1	471.6	0.389	1.743	5.00
6.00	7.93	1.931	0.07680	114.2	432.2	115.3	363.0	478.3	0.446	1.737	6.00
7.00	13.41	1.960	0.06598	128.2	438.0	129.6	354.6	484.2	0.495	1.733	7.00
8.00	18.33	1.989	0.05776	141.0	443.1	142.6	346.7	489.3	0.540	1.729	8.00
9.00	22.82	2.016	0.05129	152.9	447.6	154.7	339.1	493.8	0.580	1.726	9.00
10.00	26.95	2.043	0.04606	164.0	451.8	166.1	331.8	497.9	0.618	1.723	10.00
11.00	30.80	2.070	0.04174	174.5	455.6	176.8	324.7	501.5	0.652	1.721	11.00
12.00	34.39	2.096	0.03810	184.4	459.1	187.0	317.8	504.8	0.685	1.718	12.00
13.00	37.77	2.122	0.03499	193.9	462.2	196.7	311.0	507.7	0.716	1.716	13.00
14.00	40.97	2.148	0.03231	203.0	465.2	206.0	304.4	510.4	0.745	1.714	14.00
15.00	44.01	2.174	0.02997	211.7	467.9	215.0	297.9	512.9	0.772	1.712	15.00
16.00	46.89	2.200	0.02790	220.1	470.4	223.6	291.4	515.0	0.799	1.710	16.00
17.00	49.65	2.227	0.02606	228.3	472.7	232.0	285.0	517.0	0.824	1.707	17.00
18.00	52.30	2.253	0.02441	236.2	474.9	240.2	278.6	518.8	0.849	1.705	18.00
19.00	54.83	2.280	0.02292	243.8	476.9	248.2	272.2	520.4	0.873	1.703	19.00
20.00	57.27	2.308	0.02157	251.3	478.7	255.9	265.9	521.8	0.896	1.700	20.00
22.00	61.90	2.364	0.01921	265.8	481.7	271.0	253.0	524.0	0.939	1.695	22.00
24.00	66.21	2.424	0.01721	279.7	484.3	285.5	240.1	525.6	0.981	1.688	24.00
26.00	70.27	2.487	0.01549	293.1	486.2	299.6	226.9	526.5	1.021	1.681	26.00
28.00	74.10	2.555	0.01398	306.2	487.5	313.4	213.2	526.6	1.060	1.673	28.00
30.00	77.72	2.630	0.01263	319.2	488.1	327.1	198.9	526.0	1.097	1.664	30.00
35.00	86.01	2.862	0.009771	351.4	486.3	361.4	159.1	520.5	1.190	1.633	35.00
40.00	93.38	3.279	0.007151	387.9	474.7	401.0	102.3	503.3	1.295	1.574	40.00
42.48	96.70	4.535	0.004535	434.9	434.9	454.2	0.0	454.2	1.437	1.437	42.48

**TABLE A-1** Atomic or Molecular Weights and Critical Properties of Selected Elements and Compounds

Substance	Chemical Formula	$M$ (kg/kmol)	$T_c$ (K)	$P_c$ (bar)	$Z_c = \frac{P_c v_c}{RT_c}$
Acetylene	$C_2H_2$	26.04	309	62.8	0.274
Air (equivalent)	—	28.97	133	37.7	0.284
Ammonia	$NH_3$	17.03	406	112.8	0.242
Argon	Ar	39.94	151	48.6	0.290
Benzene	$C_6H_6$	78.11	563	49.3	0.274
Butane	$C_4H_{10}$	58.12	425	38.0	0.274
Carbon	C	12.01	—	—	—
Carbon dioxide	$CO_2$	44.01	304	73.9	0.276
Carbon monoxide	CO	28.01	133	35.0	0.294
Copper	Cu	63.54	—	—	—
Ethane	$C_2H_6$	30.07	305	48.8	0.285
Ethyl alcohol	$C_2H_5OH$	46.07	516	63.8	0.249
Ethylene	$C_2H_4$	28.05	283	51.2	0.270
Helium	He	4.003	5.2	2.3	0.300
Hydrogen	$H_2$	2.016	33.2	13.0	0.304
Methane	$CH_4$	16.04	191	46.4	0.290
Methyl alcohol	$CH_3OH$	32.04	513	79.5	0.220
Nitrogen	$N_2$	28.01	126	33.9	0.291
Octane	$C_8H_{18}$	114.22	569	24.9	0.258
Oxygen	$O_2$	32.00	154	50.5	0.290
Propane	$C_3H_8$	44.09	370	42.7	0.276
Propylene	$C_3H_6$	42.08	365	46.2	0.276
Refrigerant 12	$CCl_2F_2$	120.92	385	41.2	0.278
Refrigerant 22	$CHClF_2$	86.48	369	49.8	0.267
Refrigerant 134a	$CF_3CH_2F$	102.03	374	40.7	0.260
Sulfur dioxide	$SO_2$	64.06	431	78.7	0.268
Water	$H_2O$	18.02	647.3	220.9	0.233

Sources: Adapted from *International Critical Tables* and L. C. Nelson and E. F. Obert, Generalized Compressibility Charts, *Chem. Eng.*, 61: 203 (1954).

TABLE A-18 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 4.0 \text{ bar} = 0.4 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 5.46^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.1137	418.0	463.5	1.751	0.09172	425.7	471.6	1.743
0	0.1169	426.1	472.9	1.786	0.09577	438.4	486.3	1.796
10	0.1227	441.2	490.3	1.848	0.1005	454.1	504.3	1.858
20	0.1283	456.6	507.9	1.909	0.1051	470.0	522.5	1.919
30	0.1338	472.2	525.7	1.969	0.1096	486.1	540.9	1.979
40	0.1392	488.1	543.8	2.027	0.1140	502.5	559.5	2.038
50	0.1445	504.4	562.2	2.085	0.1183	519.4	578.5	2.095
60	0.1498	521.1	581.0	2.143	0.1226	536.6	597.9	2.153
70	0.1550	538.1	600.1	2.199	0.1268	554.1	617.5	2.209
80	0.1601	555.7	619.7	2.255	0.1310	572.1	637.6	2.265
90	0.1652	573.5	639.6	2.311	0.1351	590.5	658.0	2.321
100	0.1703	591.8	659.9	2.366	0.1392	609.3	678.9	2.376
110	0.1754	610.4	680.6	2.421				
$p = 5.0 \text{ bar} = 0.5 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 17.4^\circ\text{C}$ )								
$p = 6.0 \text{ bar} = 0.6 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 7.93^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.07680	432.2	478.3	1.737	0.06598	438.0	484.2	1.733
10	0.07769	435.6	482.2	1.751	0.06847	448.8	496.7	1.776
20	0.08187	451.5	500.6	1.815	0.07210	465.2	515.7	1.840
30	0.08588	467.7	519.2	1.877	0.07558	481.9	534.8	1.901
40	0.08978	484.0	537.9	1.938	0.07896	498.7	554.0	1.962
50	0.09357	500.7	556.8	1.997	0.08225	515.9	573.5	2.021
60	0.09729	517.6	576.0	2.056	0.08547	533.4	593.2	2.079
70	0.1009	535.0	595.5	2.113	0.08863	551.2	613.2	2.137
80	0.1045	552.7	615.4	2.170	0.09175	569.4	633.6	2.194
90	0.1081	570.7	635.6	2.227	0.09482	587.9	654.3	2.250
100	0.1116	589.2	656.2	2.283	0.09786	606.8	675.3	2.306
110	0.1151	608.0	677.1	2.338	0.1009	626.2	696.8	2.361
120	0.1185	627.3	698.4	2.393				
$p = 8.0 \text{ bar} = 0.8 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 18.33^\circ\text{C}$ )								
$p = 9.0 \text{ bar} = 0.9 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 22.82^\circ\text{C}$ )								
Sat.	0.05776	443.1	489.3	1.729	0.05129	447.2	493.8	1.726
20	0.05834	445.9	492.6	1.740	0.05355	460.0	508.2	1.774
30	0.06170	462.7	512.1	1.806	0.05653	477.2	528.1	1.839
40	0.06489	479.6	531.5	1.869	0.05938	494.7	548.1	1.901
50	0.06796	496.7	551.1	1.930	0.06213	512.2	568.1	1.962
60	0.07094	514.0	570.8	1.990	0.06479	530.0	588.3	2.022
70	0.07385	531.6	590.7	2.049	0.06738	548.1	608.7	2.081
80	0.07669	549.6	611.0	2.107	0.06992	566.5	629.4	2.138
90	0.07948	567.9	631.5	2.165	0.07241	585.2	650.4	2.195
100	0.08222	586.5	652.3	2.221	0.07487	604.3	671.7	2.252
110	0.08493	605.6	673.5	2.277	0.07729	623.7	693.3	2.307
120	0.08761	625.0	695.1	2.333	0.07969	643.6	715.3	2.363
130	0.09026	644.8	717.0	2.388	0.08206	663.8	737.7	2.418
140	0.09289	665.0	739.3	2.442				

TABLE A-10 (Continued)

$T$ °C	$\rho$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$v$ kJ/kg	$R$	$\rho$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$v$ kJ/kg	$R$	
											$p = 10.0 \text{ bar} = 1.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 26.07^\circ\text{C}$ )
Sat.	0.04606	451.8	497.9	1.723		0.03819	459.1	508.8	1.718		
50	0.04699	457.1	504.1	1.744		0.03957	469.8	516.9	1.757		
60	0.04980	474.8	524.6	1.810		0.04304	487.2	538.2	1.824		
80	0.05348	492.4	544.9	1.874		0.04436	506.1	559.3	1.889		
90	0.05505	510.2	565.2	1.936		0.04657	524.4	580.3	1.951		
100	0.05752	528.2	585.7	1.997		0.04869	543.1	601.5	2.012		
110	0.05992	546.4	606.3	2.056		0.05075	561.8	622.7	2.071		
120	0.06226	564.9	627.2	2.114		0.05275	580.9	644.2	2.129		
130	0.06456	583.7	648.3	2.172		0.05470	600.4	666.0	2.187		
140	0.06681	603.0	669.8	2.228		0.05662	620.1	688.0	2.244		
150	0.06903	622.6	691.6	2.284		0.05851	640.1	710.3	2.300		
160	0.07122	642.5	713.7	2.340		0.06037	660.6	733.0	2.355		
170	0.07338	662.8	736.2	2.395							
						$p = 14.0 \text{ bar} = 1.4 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 40.97^\circ\text{C}$ )		$p = 16.0 \text{ bar} = 1.6 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 46.29^\circ\text{C}$ )			
Sat.	0.03231	465.2	510.4	1.714		0.02790	470.4	515.0	1.710		
50	0.03446	482.6	530.8	1.778		0.02861	476.7	522.5	1.733		
60	0.03664	501.6	552.9	1.845		0.03075	496.6	545.8	1.804		
70	0.03869	520.4	574.6	1.909		0.03270	516.2	568.5	1.871		
80	0.04063	539.4	596.3	1.972		0.03453	535.7	590.9	1.935		
90	0.04249	558.6	618.1	2.033		0.03626	555.2	613.2	1.997		
100	0.04429	577.9	639.9	2.092		0.03792	574.8	635.5	2.058		
110	0.04604	597.5	662.0	2.150		0.03952	594.7	657.9	2.117		
120	0.04774	617.5	684.3	2.208		0.04107	614.8	680.5	2.176		
130	0.04942	637.7	706.9	2.265		0.04259	635.3	703.4	2.233		
140	0.05106	658.3	729.8	2.321		0.04407	656.0	726.5	2.290		
150	0.05268	679.2	753.0	2.376		0.04553	677.1	749.9	2.346		
160	0.05428	700.5	776.5	2.431		0.04696	698.5	773.6	2.401		
						$p = 18.0 \text{ bar} = 1.8 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 52.30^\circ\text{C}$ )		$p = 20.0 \text{ bar} = 2.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 57.27^\circ\text{C}$ )			
Sat.	0.02441	474.9	518.8	1.705		0.02157	478.7	521.8	1.700		
60	0.02606	491.1	538.0	1.763		0.02216	484.8	529.1	1.722		
70	0.02798	511.4	561.8	1.834		0.02412	506.3	554.5	1.797		
80	0.02974	531.6	585.1	1.901		0.02585	527.1	578.8	1.867		
90	0.03138	551.5	608.0	1.965		0.02744	547.6	602.5	1.933		
100	0.03293	571.5	630.8	2.027		0.02892	568.1	625.9	1.997		
110	0.03443	591.7	653.7	2.087		0.03033	588.5	649.2	2.059		
120	0.03586	612.1	676.6	2.146		0.03169	609.2	672.6	2.119		
130	0.03726	632.7	699.8	2.204		0.03299	630.0	696.0	2.178		
140	0.03863	653.6	723.1	2.262		0.03426	651.2	719.7	2.236		
150	0.03996	674.8	746.7	2.318		0.03550	672.5	743.5	2.293		
160	0.04127	696.3	770.6	2.374		0.03671	694.2	767.6	2.349		
170	0.04256	718.2	794.8	2.429		0.03790	716.2	792.0	2.404		
180	0.04383	740.4	819.3	2.484		0.03907	738.5	816.6	2.459		

TABLE A-13 (Continued)

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	
$p = 22.0 \text{ bar} = 2.2 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 61.90^\circ\text{C}$ )					$p = 24.0 \text{ bar} = 2.4 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 66.21^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.01921	481.8	524.0	1.695	0.01721	484.3	525.6	1.688	
70	0.02086	500.5	546.4	1.761	0.01802	493.7	536.9	1.722	
80	0.02261	522.4	572.1	1.834	0.01984	517.0	564.6	1.801	
90	0.02417	543.5	596.7	1.903	0.02141	539.0	590.4	1.873	
100	0.02561	564.5	620.8	1.969	0.02283	560.6	615.4	1.941	
110	0.02697	585.3	644.6	2.032	0.02414	581.9	639.8	2.006	
120	0.02826	606.2	668.4	2.093	0.02538	603.2	664.1	2.068	
130	0.02949	627.3	692.2	2.153	0.02656	624.6	688.3	2.129	
140	0.03069	648.6	716.1	2.211	0.02770	646.0	712.5	2.188	
150	0.03185	670.1	740.2	2.269	0.02880	667.8	736.9	2.247	
160	0.03298	691.9	764.5	2.326	0.02986	689.7	761.4	2.304	
170	0.03409	714.1	789.1	2.382	0.03091	711.9	786.1	2.360	
180	0.03517	736.5	813.9	2.437	0.03193	734.5	811.1	2.416	
$p = 26.0 \text{ bar} = 2.6 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 70.27^\circ\text{C}$ )					$p = 30.0 \text{ bar} = 3.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 77.72^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.01549	486.2	526.5	1.681	0.01263	488.2	526.0	1.664	
80	0.01742	511.0	556.3	1.767	0.01318	495.4	534.9	1.689	
90	0.01903	534.2	583.7	1.844	0.01506	522.8	568.0	1.782	
100	0.02045	556.4	609.6	1.914	0.01654	547.2	596.8	1.860	
110	0.02174	578.3	634.8	1.981	0.01783	570.4	623.9	1.932	
120	0.02294	600.0	659.6	2.045	0.01899	593.0	650.0	1.999	
130	0.02408	621.6	684.2	2.106	0.02007	615.4	675.6	2.063	
140	0.02516	643.4	708.8	2.167	0.02109	637.7	701.0	2.126	
150	0.02621	665.3	733.4	2.226	0.02206	660.1	726.3	2.186	
160	0.02723	687.4	758.2	2.283	0.02300	682.6	751.6	2.245	
170	0.02821	709.9	783.2	2.340	0.02390	705.4	777.1	2.303	
180	0.02918	732.5	808.4	2.397	0.02478	728.3	802.6	2.360	
190	0.03012	755.5	833.8	2.452	0.02563	751.5	828.4	2.417	
$p = 35.0 \text{ bar} = 3.5 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 86.01^\circ\text{C}$ )					$p = 40.0 \text{ bar} = 4.0 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 93.38^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.00977	486.3	520.5	1.633	0.00715	474.7	503.3	1.574	
90	0.01086	502.4	540.5	1.688					
100	0.01270	532.9	577.3	1.788	0.00940	512.1	549.7	1.700	
110	0.01408	558.9	608.2	1.870	0.01110	544.7	589.1	1.804	
120	0.01526	583.4	636.8	1.944	0.01237	572.1	621.6	1.887	
130	0.01631	607.0	664.1	2.012	0.01344	597.4	651.2	1.962	
140	0.01728	630.2	690.7	2.077	0.01439	621.9	679.5	2.031	
150	0.01819	653.3	717.0	2.140	0.01527	645.9	707.0	2.097	
160	0.01906	676.4	743.1	2.201	0.01609	669.7	734.1	2.160	
170	0.01989	699.6	769.2	2.261	0.01687	693.4	760.9	2.222	
180	0.02068	722.9	795.3	2.319	0.01761	717.3	787.7	2.281	
190	0.02146	746.5	821.6	2.376	0.01833	741.2	814.5	2.340	
200	0.02221	770.3	848.0	2.433	0.01902	765.3	841.4	2.397	

**TABLE A-19** Properties of Selected Solids and Liquids:  $c_p$ ,  $\rho$ , and  $\kappa$ 

Substance	Specific Heat, $c_p$ (kJ/kg · K)	Density, $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Thermal Conductivity, $\kappa$ (W/m · K)
<b>Selected Solids, 300K</b>			
Aluminium	0.903	2700	237
Coal, anthracite	1.260	1350	0.26
Copper	0.385	8930	401
Granite	0.775	2630	2.79
Iron	0.447	7870	80.2
Lead	0.129	11300	35.3
Sand	0.800	1520	0.27
Silver	0.235	10500	429
Soil	1.840	2050	0.52
Steel (AISI 302)	0.480	8060	15.1
Tin	0.227	7310	66.6
<b>Building Materials, 300K</b>			
Brick, common	0.835	1920	0.72
Concrete (stone mix)	0.880	2300	1.4
Glass, plate	0.750	2500	1.4
Hardboard, siding	1.170	640	0.094
Limestone	0.810	2320	2.15
Plywood	1.220	545	0.12
Softwoods (fir, pine)	1.380	510	0.12
<b>Insulating Materials, 300K</b>			
Blanket (glass fiber)	—	16	0.046
Cork	1.800	120	0.039
Duct liner (glass fiber, coated)	0.835	32	0.038
Polystyrene (extruded)	1.210	55	0.027
Vermiculite fill (flakes)	0.835	80	0.068
<b>Saturated Liquids</b>			
Ammonia, 300K	4.818	599.8	0.465
Mercury, 300K	0.139	13529	8.540
Refrigerant 22, 300K	1.267	1183.1	0.085
Refrigerant 134a, 300K	1.434	1199.7	0.081
Unused Engine Oil, 300K	1.909	884.1	0.145
Water, 275K	4.211	999.9	0.574
300K	4.179	996.5	0.613
325K	4.182	987.1	0.645
350K	4.195	973.5	0.668
375K	4.220	956.8	0.681
400K	4.256	937.4	0.688

Source: Drawn from several sources, these data are only representative. Values can vary depending on temperature, purity, moisture content, and other factors.

**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 <sub>2</sub>			Oxygen, O <sub>2</sub>			
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 <sub>2</sub>			Carbon Monoxide, CO			Hydrogen, H <sub>2</sub>			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-21** Variation of  $\bar{c}_p$  with Temperature for Selected Ideal Gases

$$\frac{\bar{c}_p}{R} = \alpha + \beta T + \gamma T^2 + \delta T^3 + \varepsilon T^4$$

$T$  is in K, equations valid from 300 to 1000 K

Gas	$\alpha$	$\beta \times 10^3$	$\gamma \times 10^6$	$\delta \times 10^9$	$\varepsilon \times 10^{12}$
CO	3.710	-1.619	3.692	-2.032	0.240
CO <sub>2</sub>	2.401	8.735	-6.607	2.002	0
H <sub>2</sub>	3.057	2.677	-5.810	5.521	-1.812
H <sub>2</sub> O	4.070	-1.108	4.152	-2.964	0.807
O <sub>2</sub>	3.626	-1.878	7.055	-6.764	2.156
N <sub>2</sub>	3.675	-1.208	2.324	-0.632	-0.226
Air	3.653	-1.337	3.294	-1.913	0.2763
SO <sub>2</sub>	3.267	5.324	0.684	-5.281	2.559
CH <sub>4</sub>	3.826	-3.979	24.558	-22.733	6.963
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1.410	19.057	-24.501	16.391	-4.135
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1.426	11.383	7.989	-16.254	6.749
Monatomic gases <sup>a</sup>	2.5	0	0	0	0

<sup>a</sup>For monatomic gases, such as He, Ne, and Ar,  $\bar{c}_p$  is constant over a wide temperature range and is very nearly equal to  $5/2 R$ .

Source: Adapted from K. Wark, *Thermodynamics*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1983, as based on NASA SP-273, U.S. Government Printing Office, Washington, DC, 1971.

TABLE A-22 Ideal Gas Properties of Air

T(K), h and u(kJ/kg), s° (kJ/kg · K)											
T	h	u	s°	when Δv = 0 <sup>1</sup>		T	h	u	s°	when Δs = 0	
				p <sub>r</sub>	v <sub>r</sub>					p <sub>r</sub>	v <sub>r</sub>
200	199.97	142.56	1.29559	0.3363	1707.	450	451.80	322.62	2.11161		
210	209.97	149.69	1.34444	0.3987	1512.	460	462.02	329.97	2.13407	5.775	223.6
220	219.97	156.82	1.39105	0.4690	1346.	470	472.24	337.32	2.15604	6.245	211.4
230	230.02	164.00	1.43557	0.5477	1205.	480	482.49	344.70	2.17760	6.742	200.1
240	240.02	171.13	1.47824	0.6355	1084.	490	492.74	352.08	2.19876	7.268	189.5
250	250.05	178.28	1.51917	0.7329	979.	500	503.02	359.49	2.21952	7.824	179.7
260	260.09	185.45	1.55848	0.8405	887.8	510	513.32	366.92	2.23993	8.411	170.6
270	270.11	192.60	1.59634	0.9590	808.0	520	523.63	374.36	2.25997	9.031	162.1
280	280.13	199.75	1.63279	1.0889	738.0	530	533.98	381.84	2.27967	9.684	154.1
285	285.14	203.33	1.65055	1.1584	706.1	540	544.35	389.34	2.29906	10.37	146.7
290	290.16	206.91	1.66802	1.2311	676.1	550	554.74	396.86	2.31809	11.10	139.7
295	295.17	210.49	1.68515	1.3068	647.9	560	565.17	404.42	2.33685	11.86	133.1
300	300.19	214.07	1.70203	1.3860	621.2	570	575.59	411.97	2.35531	12.66	127.0
305	305.22	217.67	1.71865	1.4686	596.0	580	586.04	419.55	2.37348	13.50	121.2
310	310.24	221.25	1.73498	1.5546	572.3	590	596.52	427.15	2.39140	14.38	115.7
315	315.27	224.85	1.75106	1.6442	549.8	600	607.02	434.78	2.40902	15.31	110.6
320	320.29	228.42	1.76690	1.7375	528.6	610	617.53	442.42	2.42644	16.28	105.8
325	325.31	232.02	1.78249	1.8345	508.4	620	628.07	450.09	2.44356	17.30	101.2
330	330.34	235.61	1.79783	1.9352	489.4	630	638.63	457.78	2.46048	18.36	96.92
340	340.42	242.82	1.82790	2.149	454.1	640	649.22	465.50	2.47716	19.84	92.84
350	350.49	250.02	1.85708	2.379	422.2	650	659.84	473.25	2.49364	20.64	88.99
360	360.58	257.24	1.88543	2.626	393.4	660	670.47	481.01	2.50985	21.86	85.34
370	370.67	264.46	1.91313	2.892	367.2	670	681.14	488.81	2.52589	23.13	81.89
380	380.77	271.69	1.94001	3.176	343.4	680	691.82	496.62	2.54175	24.46	78.61
390	390.88	278.93	1.96633	3.481	321.5	690	702.52	504.45	2.55731	25.85	75.50
400	400.98	286.16	1.99194	3.806	301.6	700	713.27	512.33	2.57277	27.29	72.56
410	411.12	293.43	2.01699	4.153	283.3	710	724.04	520.23	2.58810	28.80	69.76
420	421.26	300.69	2.04142	4.522	266.6	720	734.82	528.14	2.60319	30.38	67.07
430	431.43	307.99	2.06533	4.915	251.1	730	745.62	536.07	2.61803	32.02	64.53
440	441.61	315.30	2.08870	5.332	236.8	740	756.44	544.02	2.63280	33.72	62.13
										35.50	59.82

1. p<sub>r</sub> and v<sub>r</sub> data for use with Eqs. 6.43 and 6.44, respectively.

TABLE A-22 (Continued)

T(K), $h$ and $u$ (kJ/kg), $s^{\circ}$ (kJ/kg · K)											
T	$h$	$u$	$s^{\circ}$	when $\Delta s = 0^{\dagger}$		T	$h$	$u$	$s^{\circ}$	when $\Delta s = 0$	
				$p_r$	$v_r$					$p_r$	$v_r$
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	6.569
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	1298.30	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	1335.72	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	18.896	1700	1880.1	1392.7	3.59779	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	3.8901	2837	2.175
						2200	2503.2	1872.4	3.9191	3138	2.012
						2250	2566.4	1921.3	3.9474	3464	1.864

Source: Tables A-22 are based on J. H. Keenan and J. Kaye, *Gas Tables*, Wiley, New York, 1945.

**TABLE A-24** Constants for the van der Waals, Redlich-Kwong, and Benedict-Webb-Rubin Equations of State

1. van der Waals and Redlich-Kwong: Constants for pressure in bar, specific volume in m<sup>3</sup>/kmol, and temperature in K

Substance	van der Waals		Redlich-Kwong	
	$a$ bar $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}\right)^2$	$b$ $\frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}$	$a$ bar $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}\right)^2 \text{K}^{1/2}$	$b$ $\frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}$
Air	1.368	0.0367	15.989	0.02541
Butane (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	13.86	0.1162	289.55	0.08060
Carbon dioxide (CO <sub>2</sub> )	3.647	0.0428	64.43	0.02963
Carbon monoxide (CO)	1.474	0.0395	17.22	0.02737
Methane (CH <sub>4</sub> )	2.293	0.0428	32.11	0.02965
Nitrogen (N <sub>2</sub> )	1.366	0.0386	15.53	0.02677
Oxygen (O <sub>2</sub> )	1.369	0.0317	17.22	0.02197
Propane (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	9.349	0.0901	182.23	0.06242
Refrigerant 12	10.49	0.0971	208.59	0.06731
Sulfur dioxide (SO <sub>2</sub> )	6.883	0.0569	144.80	0.03945
Water (H <sub>2</sub> O)	5.531	0.0305	142.59	0.02111

Source: Calculated from critical data.

2. Benedict-Webb-Rubin: Constants for pressure in bar, specific volume in m<sup>3</sup>/kmol, and temperature in K

Substance	$a$	$A$	$b$	$B$	$c$	$C$	$\alpha$	$\gamma$
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.9073	10.218	0.039998	0.12436	$3.206 \times 10^5$	$1.006 \times 10^6$	$1.101 \times 10^{-3}$	0.0340
CO <sub>2</sub>	0.1386	2.7737	0.007210	0.04991	$1.512 \times 10^4$	$1.404 \times 10^5$	$8.47 \times 10^{-5}$	0.00539
CO	0.0371	1.3590	0.002632	0.05454	$1.054 \times 10^3$	$8.676 \times 10^3$	$1.350 \times 10^{-4}$	0.0060
CH <sub>4</sub>	0.0501	1.8796	0.003380	0.04260	$2.579 \times 10^3$	$2.287 \times 10^4$	$1.244 \times 10^{-4}$	0.0060
N <sub>2</sub>	0.0254	1.0676	0.002328	0.04074	$7.381 \times 10^2$	$8.166 \times 10^3$	$1.272 \times 10^{-4}$	0.0053

Source: H. W. Cooper and J. C. Goldfrank, *Hydrocarbon Processing*, 46 (12): 141 (1967).

TABLE A 25 Thermochemical Properties of Selected Substances at 298K and 1 atm

Substance	Formula	Molar Mass, M (kg/kmol)	Enthalpy of Formation, $h_f^\circ$ (kJ/kmol)	Gibbs Function of Formation, $g_f^\circ$ (kJ/kmol)	Absolute Entropy, $s^\circ$ (kJ/kmol · K)	Heating Values	
						Higher, HHV (kJ/kg)	Lower, LHV (kJ/kg)
Carbon	C(s)	12.01	0	0	5.74	32,770	32,770
Hydrogen	H <sub>2</sub> (g)	2.016	0	0	130.57	141,780	119,950
Nitrogen	N <sub>2</sub> (g)	28.01	0	0	191.50	—	—
Oxygen	O <sub>2</sub> (g)	32.00	0	0	205.03	—	—
Carbon monoxide	CO(g)	28.01	110,530	137,150	197.54	—	—
Carbon dioxide	CO <sub>2</sub> (g)	44.01	393,520	394,380	213.69	—	—
Water	H <sub>2</sub> O(g)	18.02	241,820	228,590	188.72	—	—
Water	H <sub>2</sub> O(l)	18.02	285,830	237,180	69.95	—	—
Hydrogen peroxide	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> (g)	34.02	-136,310	-105,600	232.63	—	—
Ammonia	NH <sub>3</sub> (g)	17.03	-46,190	-16,590	192.33	—	—
Oxygen	O(g)	16.00	249,170	231,770	160.95	—	—
Hydrogen	H(g)	1.008	218,000	203,290	114.61	—	—
Nitrogen	N(g)	14.01	472,680	455,510	153.19	—	—
Hydroxyl	OH(g)	17.01	39,460	34,280	183.75	—	—
Methane	CH <sub>4</sub> (g)	16.04	-74,850	-50,790	186.16	55,510	50,020
Acetylene	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> (g)	26.04	226,730	209,170	200.85	49,910	48,220
Ethylene	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (g)	28.05	52,280	68,120	219.83	50,300	47,160
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (g)	30.07	-84,680	-32,890	229.49	51,870	47,480
Propylene	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> (g)	42.08	20,410	62,720	266.94	48,920	45,780
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (g)	44.09	-103,850	-23,490	269.91	50,350	46,360
Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (g)	58.12	-126,150	-15,710	310.03	49,500	45,720
Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (g)	72.15	-146,440	-8,200	348.40	49,010	45,350
Octane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> (g)	114.22	-208,450	17,320	463.67	48,260	44,790
Octane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> (l)	114.22	-249,910	6,610	360.79	47,900	44,430
Benzene	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> (g)	78.11	82,930	129,660	269.20	42,270	40,580
Methyl alcohol	CH <sub>3</sub> OH(g)	32.04	-200,890	-162,140	239.70	23,850	21,110
Methyl alcohol	CH <sub>3</sub> OH(l)	32.04	-238,810	-166,290	126.80	22,670	19,920
Ethyl alcohol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH(g)	46.07	-235,310	-168,570	282.59	30,590	27,720
Ethyl alcohol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH(l)	46.07	-277,690	174,890	160.70	29,670	26,800

Source: Based on JANAF Thermochemical Tables, NSRDS-NBS-37, 1971; Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties, NBS Tech. Note 270-3, 1968; and API Research Project 44, Carnegie Press, 1953. Heating values calculated.

**TABLE A-26** Standard Molar Chemical Exergy,  $\bar{e}^{\text{ch}}$  (kJ/kmol), of Selected Substances at 298 K and  $p_0$

Substance	Formula	Model I <sup>a</sup>	Model II <sup>b</sup>
Nitrogen	N <sub>2</sub> (g)	640	720
Oxygen	O <sub>2</sub> (g)	3,950	3,970
Carbon dioxide	CO <sub>2</sub> (g)	14,175	19,870
Water	H <sub>2</sub> O(g)	8,635	9,500
Water	H <sub>2</sub> O(l)	45	900
Carbon (graphite)	C(s)	404,590	410,260
Hydrogen	H <sub>2</sub> (g)	235,250	236,100
Sulfur	S(s)	598,160	609,600
Carbon monoxide	CO(g)	269,410	275,100
Sulfur dioxide	SO <sub>2</sub> (g)	301,940	313,400
Nitrogen monoxide	NO(g)	88,850	88,900
Nitrogen dioxide	NO <sub>2</sub> (g)	55,565	55,600
Hydrogen sulfide	H <sub>2</sub> S(g)	799,890	812,000
Ammonia	NH <sub>3</sub> (g)	336,685	337,900
Methane	CH <sub>4</sub> (g)	824,350	831,650
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (g)	1,482,035	1,495,840
Methyl alcohol	CH <sub>3</sub> OH(g)	715,070	722,300
Methyl alcohol	CH <sub>3</sub> OH(l)	710,745	718,000
Ethyl alcohol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH(g)	1,348,330	1,363,900
Ethyl alcohol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH(l)	1,342,085	1,357,700

<sup>a</sup>J. Ahrendts, "Die Exergie Chemisch Reaktionsfähiger Systeme," *VDI-Forschungsheft*, VDI-Verlag, Dusseldorf, 579, 1977. Also see "Reference States," *Energy—The International Journal*, 5: 667–677, 1980. In Model I,  $p_0 = 1.019$  atm. This model attempts to impose a criterion that the reference environment be in equilibrium. The reference substances are determined assuming restricted chemical equilibrium for nitric acid and nitrates and unrestricted thermodynamic equilibrium for all other chemical components of the atmosphere, the oceans, and a portion of the Earth's crust. The chemical composition of the gas phase of this model approximates the composition of the natural atmosphere.

<sup>b</sup>J. Szargut, D. R. Morris, and F. R. Steward, *Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*, Hemisphere, New York, 1988. In Model II,  $p_0 = 1.0$  atm. In developing this model a reference substance is selected for each chemical element from among substances that contain the element being considered and that are abundantly present in the natural environment, even though the substances are not in completely mutual stable equilibrium. An underlying rationale for this approach is that substances found abundantly in nature have little economic value. On an overall basis, the chemical composition of the exergy reference environment of Model II is closer than Model I to the composition of the natural environment, but the equilibrium criterion is not always satisfied.

TABLE A-27 Logarithms to the Base 10 of the Equilibrium Constant  $K$

Temp. K	$\log_{10} K$								Temp. °R
	$H_2 \rightleftharpoons 2H$	$O_2 \rightleftharpoons 2O$	$N_2 \rightleftharpoons 2N$	$\frac{1}{2}O_2 + \frac{1}{2}N_2 \rightleftharpoons NO$	$H_2O \rightleftharpoons H_2 + \frac{1}{2}O_2$	$H_2O \rightleftharpoons OH + \frac{1}{2}H_2$	$CO_2 \rightleftharpoons CO + \frac{1}{2}O_2$	$CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O$	
298	-71.224	-81.208	-159.600	-15.171	-40.048	-46.054	-45.066	-5.018	537
500	-40.316	-45.880	-92.672	-8.783	-22.886	-26.130	-25.025	-2.139	900
1000	-17.292	-19.614	-43.056	-4.062	-10.062	-11.280	-10.221	-0.159	1800
1200	-13.414	-15.208	-34.754	-3.275	-7.899	-8.811	-7.764	+0.135	2160
1400	-10.630	-12.054	-28.812	-2.712	-6.347	-7.021	-6.014	+0.333	2520
1600	-8.532	-9.684	-24.350	-2.290	-5.180	-5.677	-4.706	+0.474	2880
1700	-7.666	-8.706	-22.512	-2.116	-4.699	-5.124	-4.169	+0.530	3060
1800	-6.896	-7.836	-20.874	-1.962	-4.270	-4.613	-3.693	+0.577	3240
1900	-6.204	-7.058	-19.410	-1.823	-3.886	-4.190	-3.267	+0.619	3420
2000	-5.580	-6.356	-18.092	-1.699	-3.540	-3.776	-2.884	+0.656	3600
2100	-5.016	-5.720	-16.898	-1.586	-3.227	-3.434	-2.539	+0.688	3780
2200	-4.502	-5.142	-15.810	-1.484	-2.942	-3.091	-2.226	+0.716	3960
2300	-4.032	-4.614	-14.818	-1.391	-2.682	-2.809	-1.940	+0.742	4140
2400	-3.600	-4.130	-13.908	-1.305	-2.443	-2.520	-1.679	+0.764	4320
2500	-3.202	-3.684	-13.070	-1.227	-2.224	-2.270	-1.440	+0.784	4500
2600	-2.836	-3.272	-12.298	-1.154	-2.021	-2.038	-1.219	+0.802	4680
2700	-2.494	-2.892	-11.580	-1.087	-1.833	-1.823	-1.015	+0.818	4860
2800	-2.178	-2.536	-10.914	-1.025	-1.658	-1.624	-0.825	+0.833	5040
2900	-1.882	-2.206	-10.294	-0.967	-1.495	-1.438	-0.649	+0.846	5220
3000	-1.606	-1.898	-9.716	-0.913	-1.343	-1.265	-0.485	+0.858	5400
3100	-1.348	-1.610	-9.174	-0.863	-1.201	-1.103	-0.332	+0.869	5580
3200	-1.106	-1.340	-8.664	-0.815	-1.067	-0.951	-0.189	+0.878	5760
3300	-0.878	-1.086	-8.186	-0.771	-0.942	-0.809	-0.054	+0.888	5940
3400	-0.664	-0.846	-7.736	-0.729	-0.824	-0.674	+0.071	+0.895	6120
3500	-0.462	-0.620	-7.312	-0.690	-0.712	-0.547	+0.190	+0.902	6300

Source: Based on data from the JANAF Thermochemical Tables, NSRDS-NBS-37, 1971.

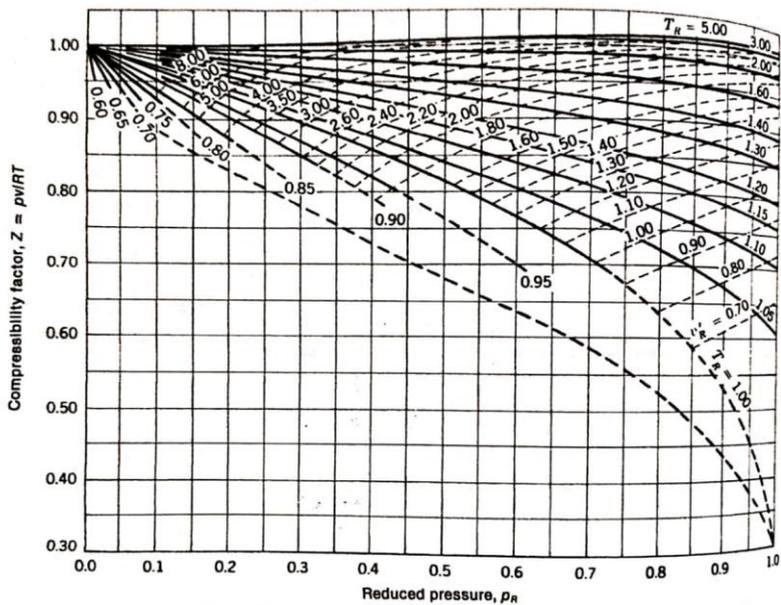


Figure A-1 Generalized compressibility chart,  $p_R \leq 1.0$ . Source: E. F. Obert, *Concepts of Thermodynamics*, McGraw-Hill, New York, 1960.

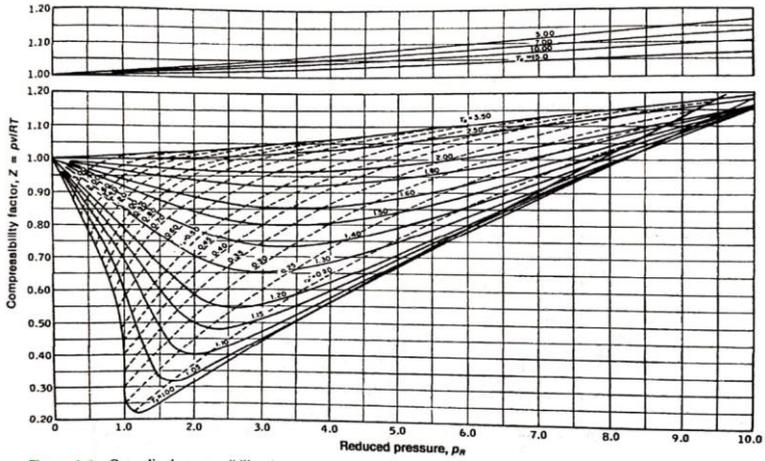
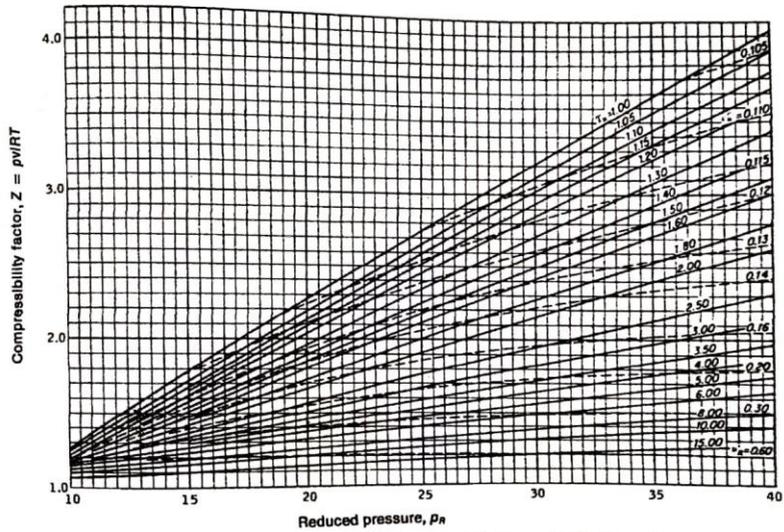
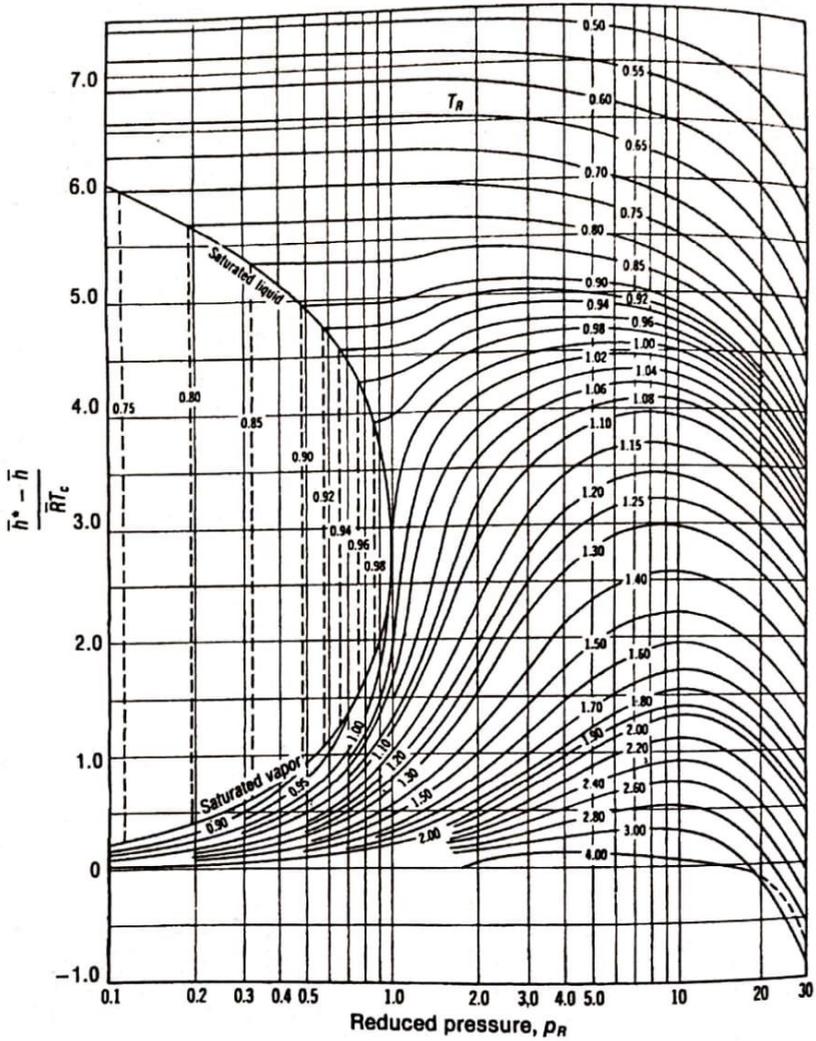


Figure A-2 Generalized compressibility chart,  $p_R \leq 10.0$ . Source: E. F. Obert, *Concepts of Thermodynamics*, McGraw-Hill, New York, 1960.

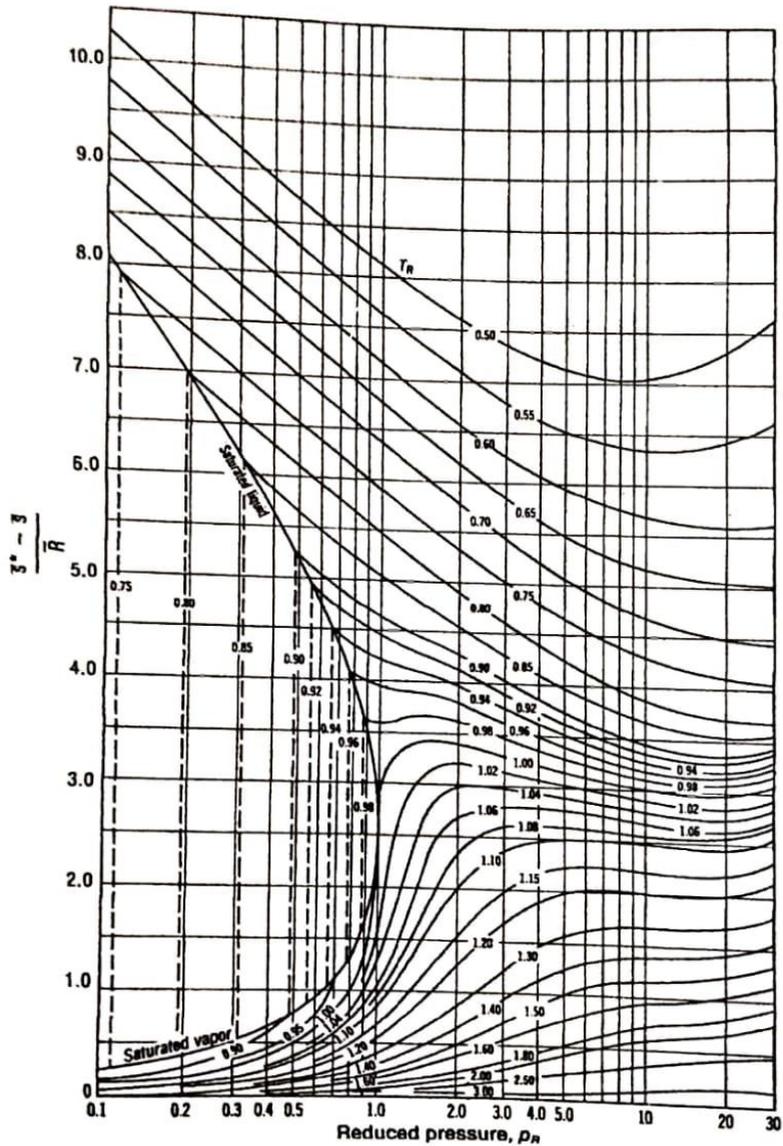
© 2010 Pearson Education, Inc.



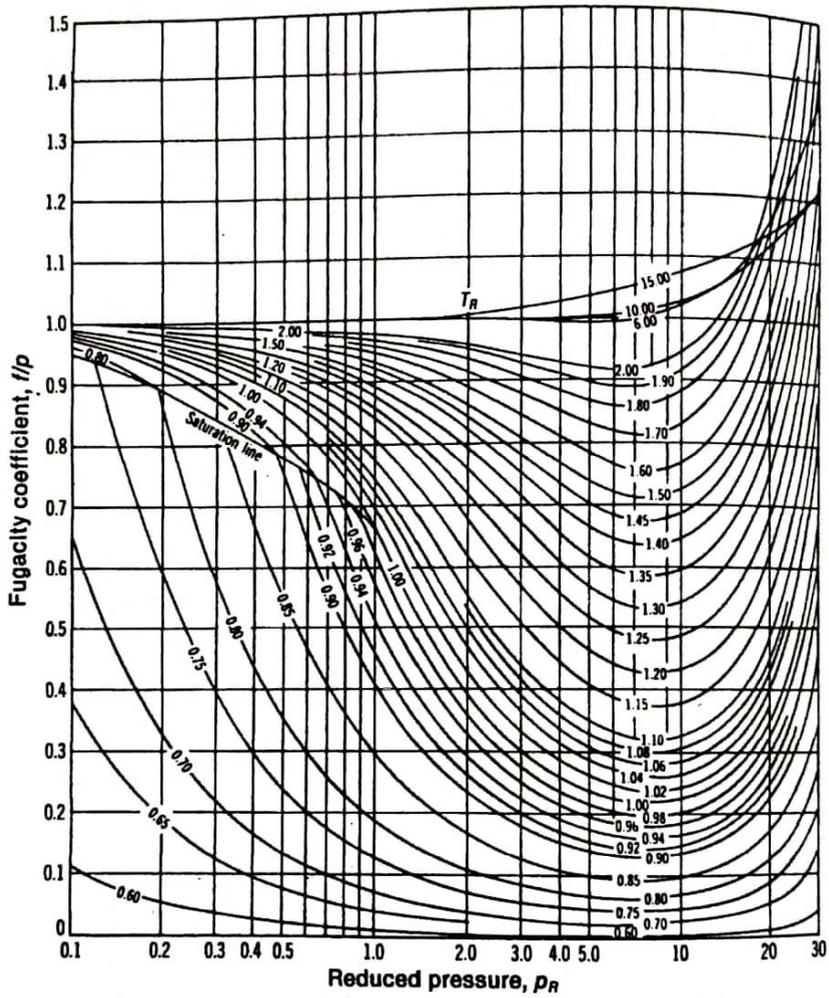
**Figure A-3** Generalized compressibility chart,  $10 \leq p_R \leq 40$ . Source: E. F. Obert. *Concepts of Thermodynamics*, McGraw-Hill, New York, 1960.



**Figure A-4** Generalized enthalpy correction chart. Source: Adapted from G. J. Van Wylen and R. E. Sonntag, *Fundamentals of Classical Thermodynamics*, 3rd. ed., English/SI, Wiley, New York, 1986.

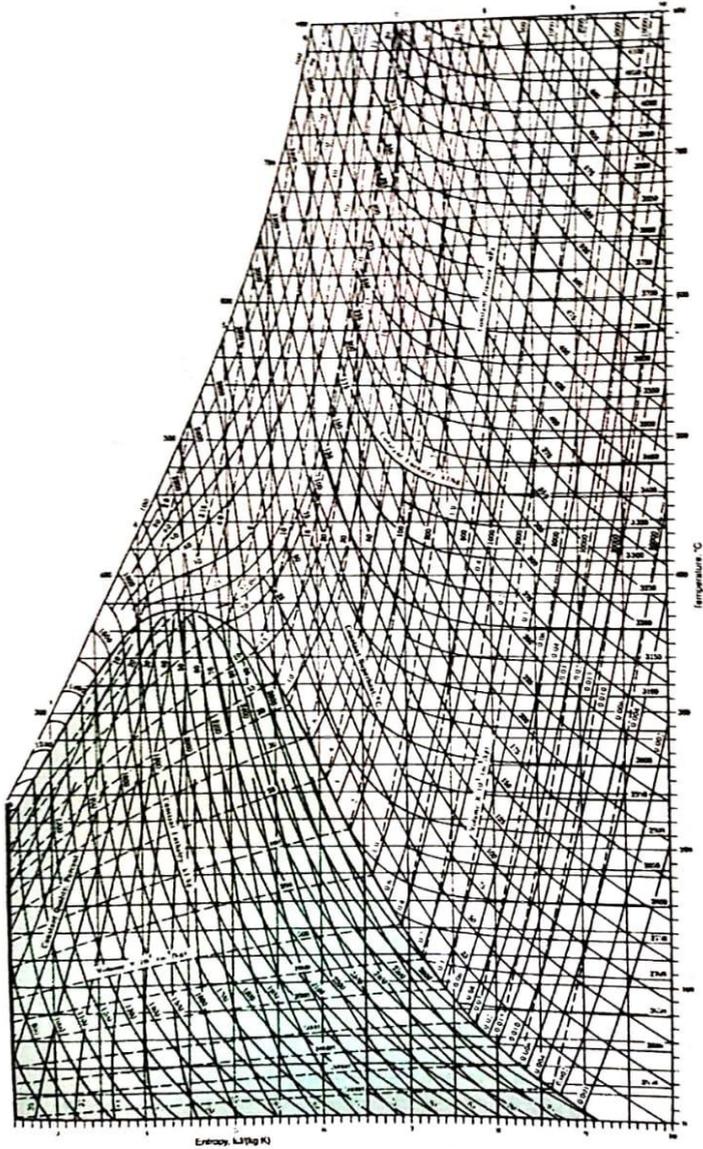


**Figure A-5** Generalized entropy correction chart. *Source:* Adapted from G. J. Van Wylen and R. E. Sonntag, *Fundamentals of Classical Thermodynamics*, 3rd. ed., English/SI, Wiley, New York, 1986.

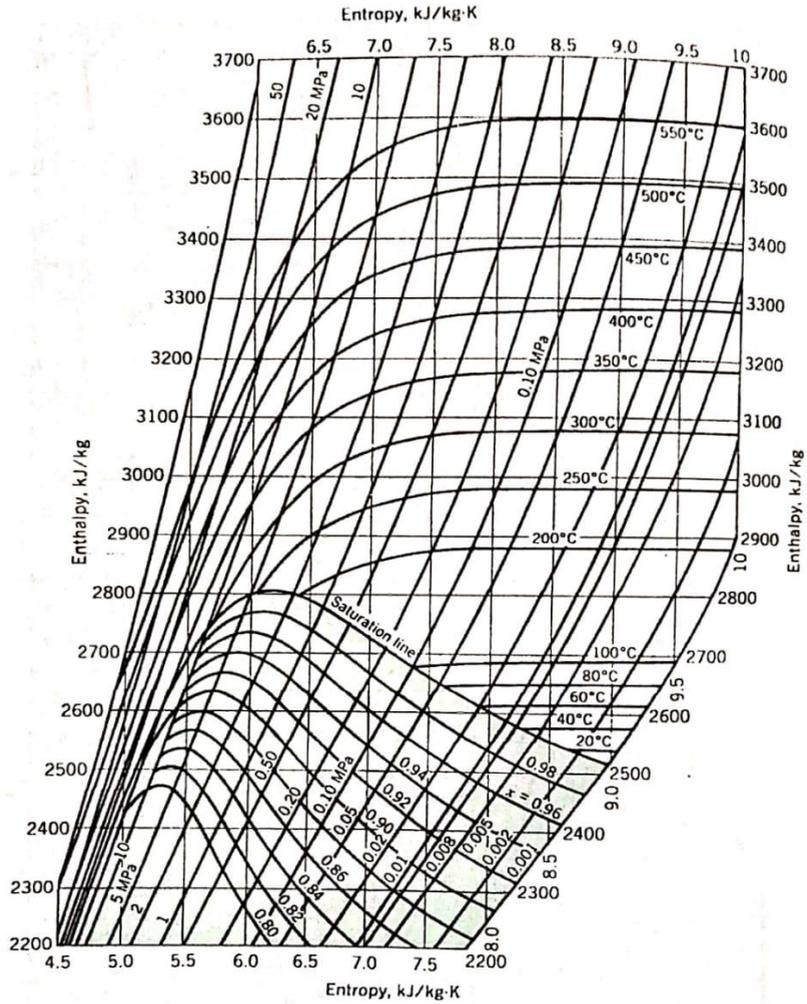


**Figure A-6** Generalized fugacity coefficient chart. Source: G. J. Van Wylen and R. E. Sonntag, *Fundamentals of Classical Thermodynamics*, 3rd. ed., English/SI, Wiley, New York, 1986.

CS Scanned with CamScanner



**Figure A-7** Temperature-entropy diagram for water (SI units). *Source:* J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1978.



**Figure A-8** Enthalpy–entropy diagram for water (SI units). *Source:* J. B. Jones and G. A. Hawkins, *Engineering Thermodynamics*, 2nd ed., Wiley, New York, 1986.

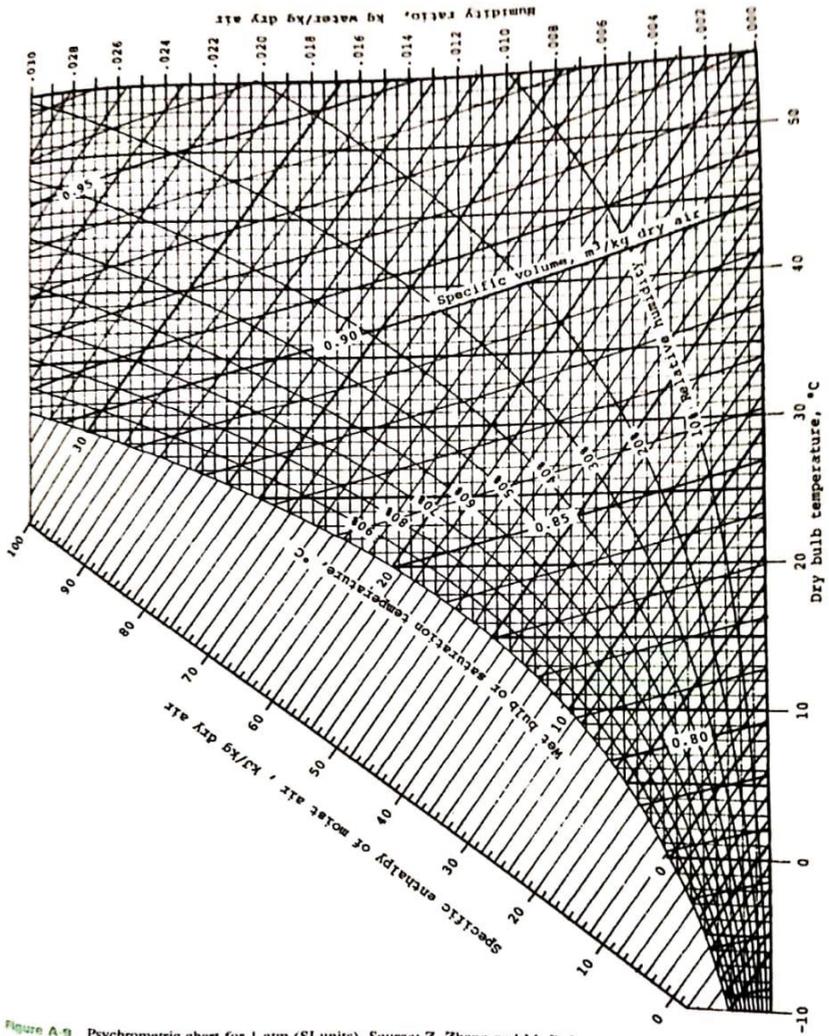


Figure A-9 Psychrometric chart for 1 atm (SI units). Source: Z. Zhang and M. B. Pate, "A Methodology for Implementing a Psychrometric Chart in a Computer Graphics System," *ASHRAE Transactions*, Vol. 94, Pt. 1, 1988.

TABLE A-1B Properties of Superheated Propane

$T$ °C	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K	$v$ m <sup>3</sup> /kg	$u$ kJ/kg	$h$ kJ/kg	$s$ kJ/kg · K
$p = 0.05 \text{ bar} = 0.005 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 93.28^\circ\text{C}$ )				$p = 0.1 \text{ bar} = 0.01 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = 83.87^\circ\text{C}$ )				
Sat.	6.752	326.0	359.8	2.081	3.542	367.3	370.8	2.011
-90	6.877	329.4	363.8	2.103				
-80	7.258	339.8	376.1	2.169	3.617	339.5	375.7	2.037
-70	7.639	350.6	388.8	2.233	3.808	350.3	388.4	2.101
-60	8.018	361.8	401.9	2.296	3.999	361.5	401.5	2.164
-50	8.397	373.3	415.3	2.357	4.190	373.1	415.0	2.226
-40	8.776	385.1	429.0	2.418	4.380	385.0	428.8	2.286
-30	9.155	397.4	443.2	2.477	4.570	397.3	443.0	2.346
-20	9.533	410.1	457.8	2.536	4.760	410.0	457.6	2.405
-10	9.911	423.2	472.8	2.594	4.950	423.1	472.6	2.463
0	10.29	436.8	488.2	2.652	5.139	436.7	488.1	2.520
10	10.67	450.8	504.1	2.709	5.329	450.6	503.9	2.578
20	11.05	270.6	520.4	2.765	5.518	465.1	520.3	2.634
$p = 0.5 \text{ bar} = 0.05 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -56.93^\circ\text{C}$ )				$p = 1.0 \text{ bar} = 0.1 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -42.38^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.796	363.1	402.9	1.871	0.4185	378.5	420.3	1.822
-50	0.824	371.3	412.5	1.914				
-40	0.863	383.4	426.6	1.976	0.4234	381.5	423.8	1.837
-30	0.903	396.0	441.1	2.037	0.4439	394.2	438.6	1.899
-20	0.942	408.8	455.9	2.096	0.4641	407.3	453.7	1.960
-10	0.981	422.1	471.1	2.155	0.4842	420.7	469.1	2.019
0	1.019	435.8	486.7	2.213	0.5040	434.4	484.8	2.078
10	1.058	449.8	502.7	2.271	0.5238	448.6	501.0	2.136
20	1.096	464.3	519.1	2.328	0.5434	463.3	517.6	2.194
30	1.135	479.2	535.9	2.384	0.5629	478.2	534.5	2.251
40	1.173	494.6	553.2	2.440	0.5824	493.7	551.9	2.307
50	1.211	510.4	570.9	2.496	0.6018	509.5	569.7	2.363
60	1.249	526.7	589.1	2.551	0.6211	525.8	587.9	2.419
$p = 2.0 \text{ bar} = 0.2 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -25.43^\circ\text{C}$ )				$p = 3.0 \text{ bar} = 0.3 \text{ MPa}$ ( $T_{\text{sat}} = -14.16^\circ\text{C}$ )				
Sat.	0.2192	396.6	440.4	1.782	0.1496	408.7	453.6	1.762
-20	0.2251	404.0	449.0	1.816				
-10	0.2358	417.7	464.9	1.877	0.1527	414.7	460.5	1.789
0	0.2463	431.8	481.1	1.938	0.1602	429.0	477.1	1.851
10	0.2566	446.3	497.6	1.997	0.1674	443.8	494.0	1.912
20	0.2669	461.1	514.5	2.056	0.1746	458.8	511.2	1.971
30	0.2770	476.3	531.7	2.113	0.1816	474.2	528.7	2.030
40	0.2871	491.9	549.3	2.170	0.1885	490.1	546.6	2.088
50	0.2970	507.9	567.3	2.227	0.1954	506.2	564.8	2.145
60	0.3070	524.3	585.7	2.283	0.2022	522.7	583.4	2.202
70	0.3169	541.1	604.5	2.339	0.2090	539.6	602.3	2.258
80	0.3267	558.4	623.7	2.394	0.2157	557.0	621.7	2.314
90	0.3365	576.1	643.4	2.449	0.2223	574.8	641.5	2.369