

HÀM LƯỢNG NƯỚC TRONG HC

HÀM LƯỢNG NƯỚC TRONG HC

- ▣ Phương pháp tính toán, dự đoán
 - ▣ Xác định từ đồ thị:
 - ▣ Giảm đồ McKetta và Wehe (1958): khí ngọt
 - ▣ Giảm đồ Campbell: khí chua
 - ▣ Dùng công thức
- ▣ Xác định hàm lượng nước bằng các dụng cụ đo
- ▣ Đơn vị: [mg/Sm³]; [lb/MMscf]
Sm³ : mét khối chuẩn; đo tại điều kiện chuẩn ISO 2533 101.35 kPa; 15°C
MMscf : triệu feet khối chuẩn, đo tại 14.7 psi (101.35kPa); 60 °F (15.56 °C)
1 lb = 0.454 kg
1 atm = 14.696 psia = 101.3 kPa

? 01 Hàm lượng nước trong khí ngọt

Giản đồ McKetta và Wehe

A
01 Xác định hàm lượng nước bão hoà cho dòng khí hydrocacbon ngọt có SG_g 0.9; nhiệt độ 70 °C và áp suất 6000 kPa.

- Từ Hình 1: $W = 4500 \text{ mg/Sm}^3$

- Hệ số hiệu chỉnh cho SG_g 0.9: $C_G = 0.98$

-> Hàm lượng nước: $W = 0.98 \times 4500 = 4410 \text{ mg/Sm}^3$

HÀM LƯỢNG NƯỚC TRONG HC

Hàm lượng nước trong khí chua

?

02

Tính hàm lượng nước cho dòng khí: 80% C₁, 10% H₂S và 10% CO₂, tại 70 °C và 6000 kPa.

A

02

a) Áp dụng công thức:

$$W = y_{HC} W_{HC} + y_{H_2S} W_{H_2S} + y_{CO_2} W_{CO_2}$$
$$= 0.8 \times 4500 + 0.1 \times 6000 + 0.1 \times 4700 = 4670 \text{ mg/Sm}^3$$

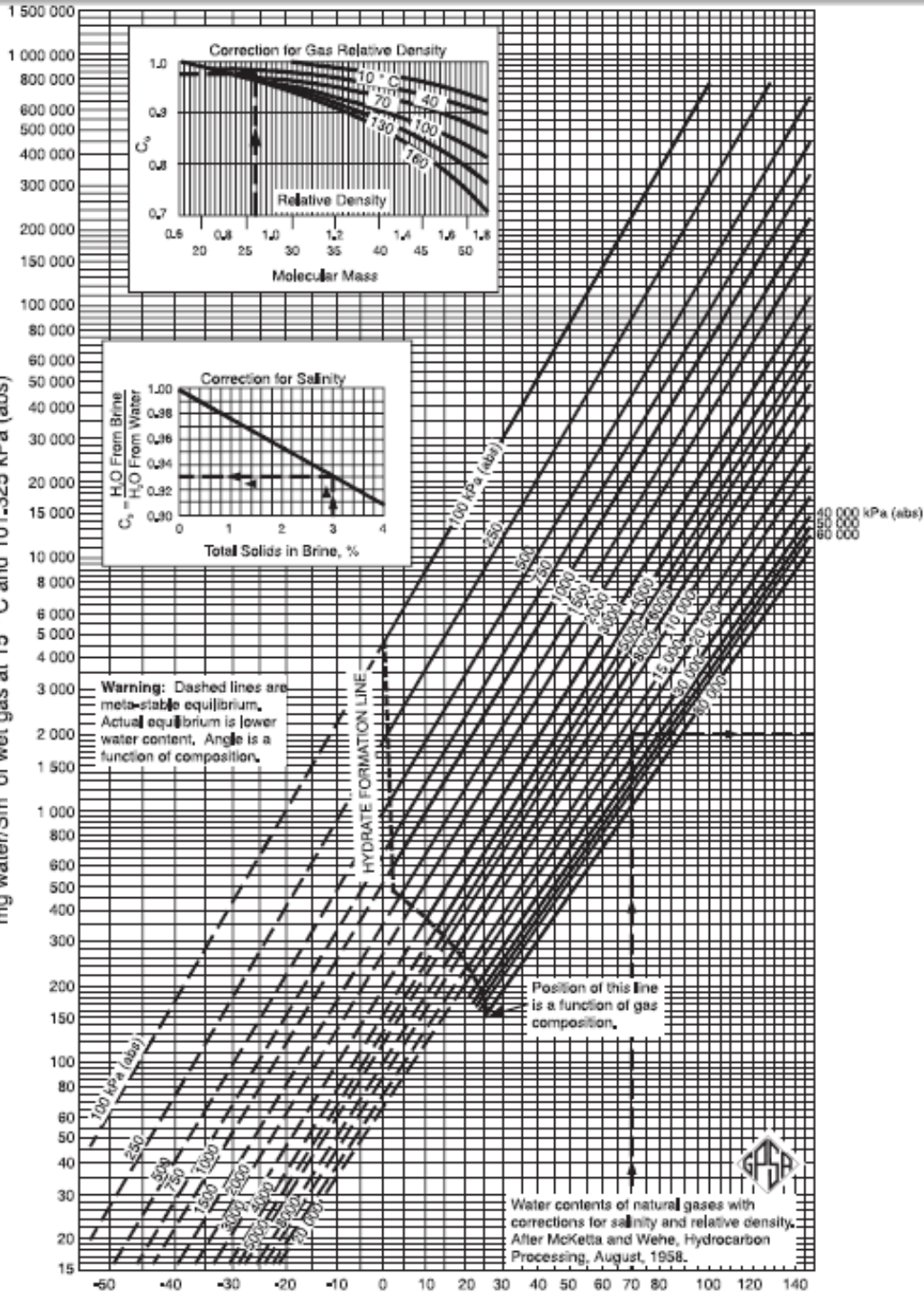
Đọc W_{HC} , W_{H_2S} , W_{CO_2} từ các Hình 1, 2 và 3

b) Dùng giản đồ Campbell với nồng độ H₂S tương đương:

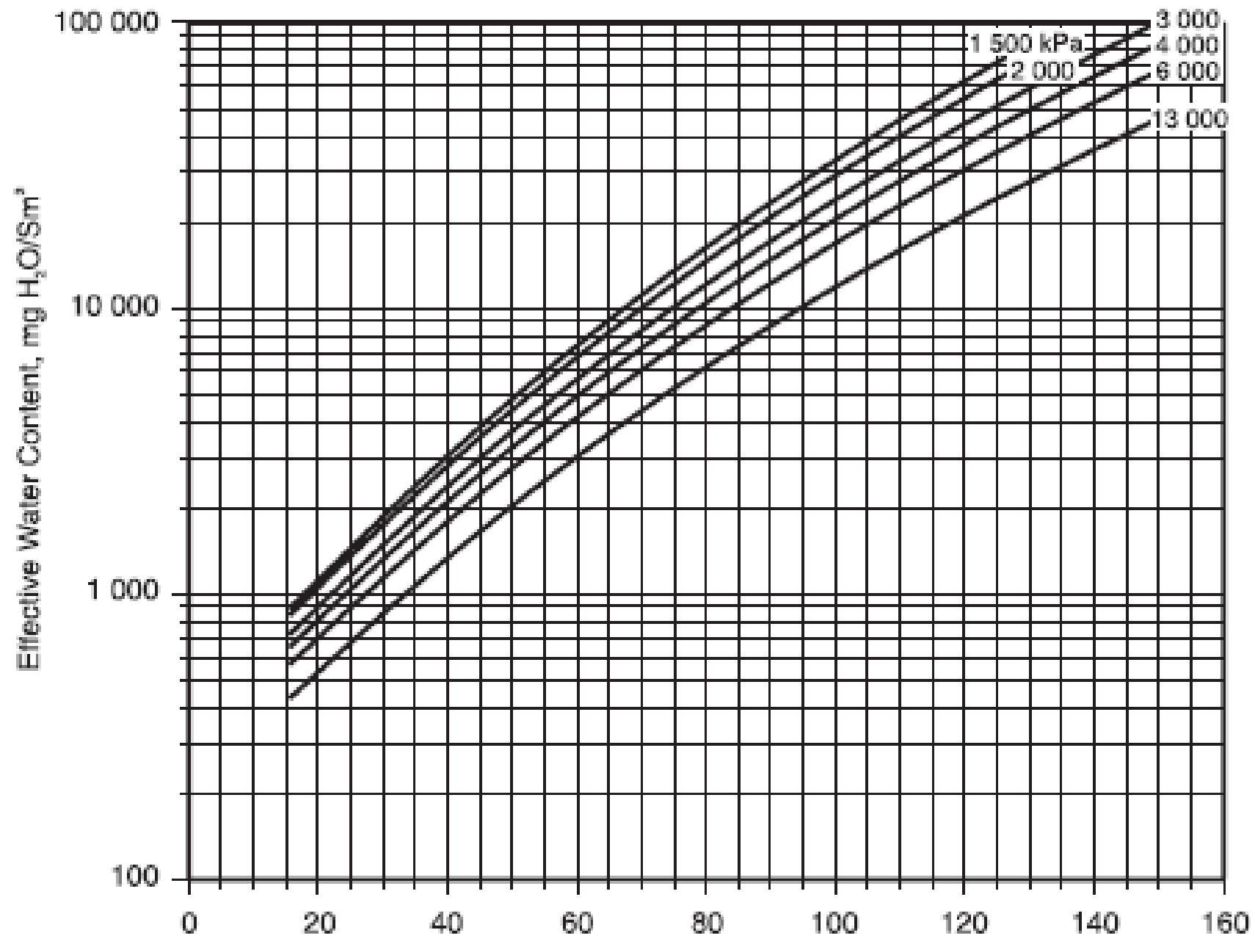
$$y_{H_2S^*} = y_{H_2S} + 0.75 \times y_{CO_2} = 0.175 = 17.5\%$$

Đọc hàm lượng nước từ Hình 4: $W = 4500 \text{ mg/Sm}^3$ (6900 kPa); 12000 mg/Sm^3 (2100 kPa) -> tại 6000 kPa: $W = 4514 \text{ mg/Sm}^3$

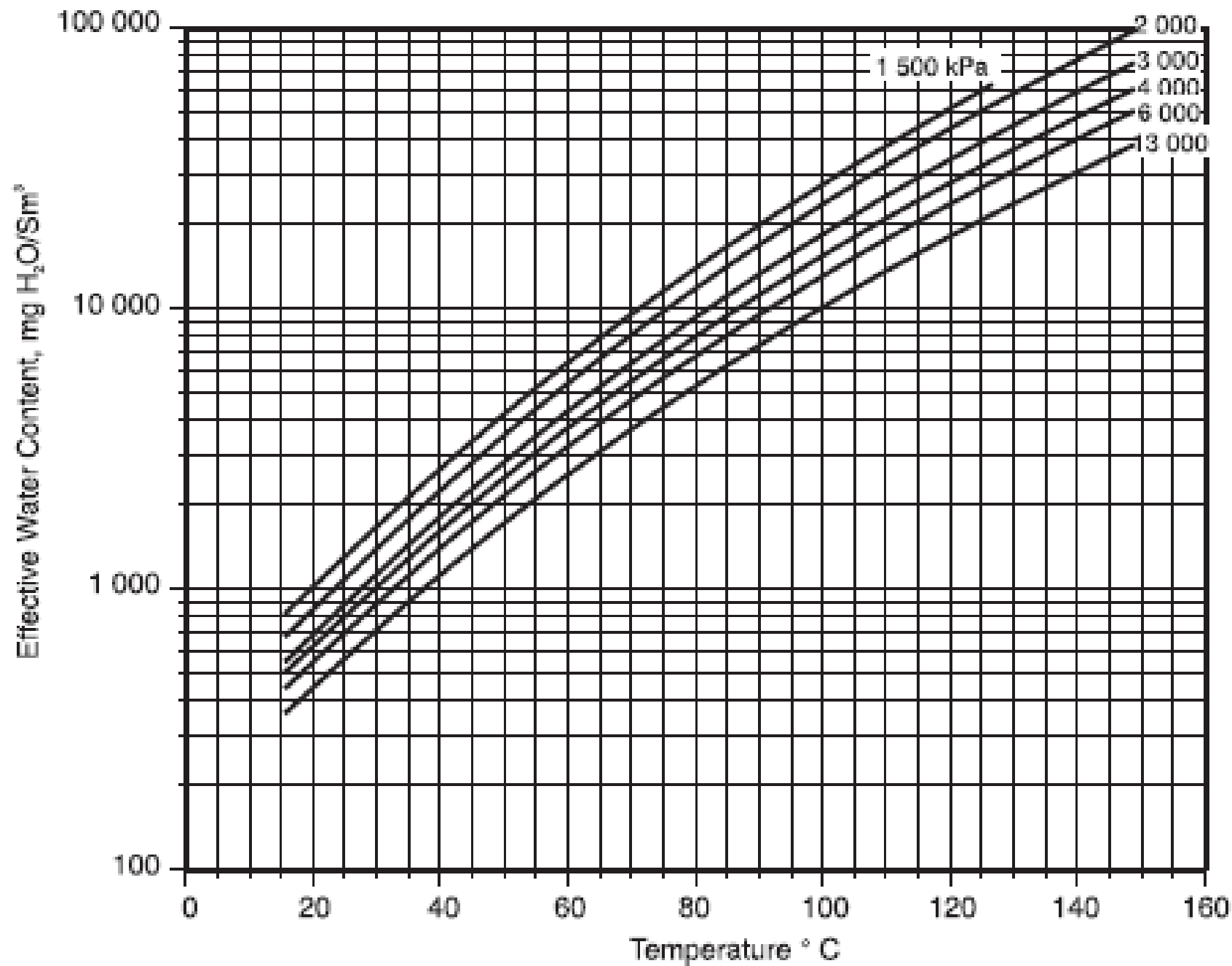
mg water/Sm³ of wet gas at 15 ° C and 101.325 kPa (abs)



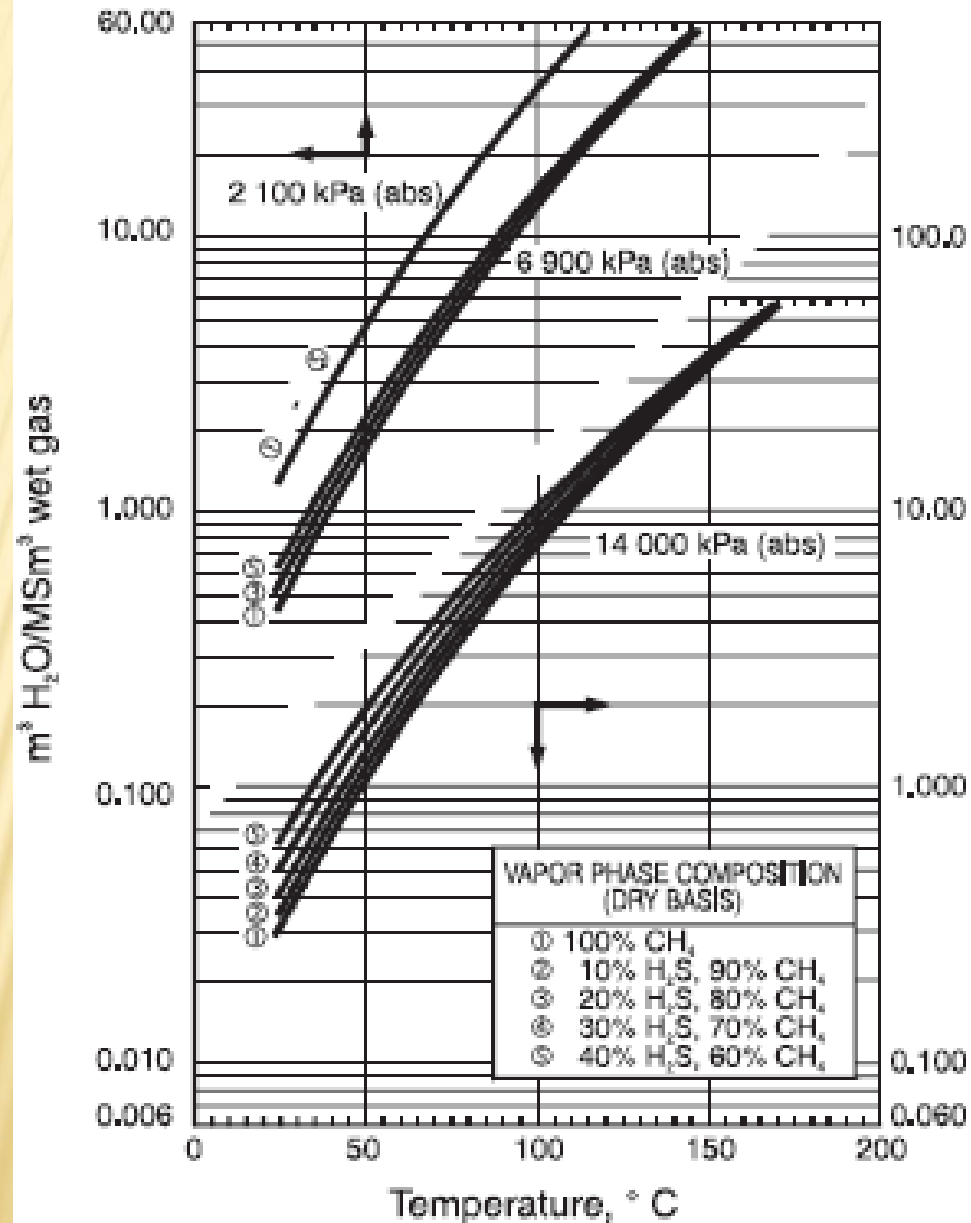
Effective Water Content of H₂S in Natural Gas Mixtures vs. Temperature at Various Pressures



Effective Water Content of CO₂ in Natural Gas Mixtures vs. Temperature at Various Pressures



Calculated Water Content of Sour Gas Mixtures to 14 000 kPa (abs)



HÀM LƯỢNG NƯỚC TRONG HC

Dùng công thức

$$W [g/m^3] = A/P [atm] + B \quad \text{cho } SG_g = 0.6$$

$$W = (A/P + B) \times C_G \times C_S \quad \text{cho } SG_g > 0.6$$

A, B: Các hệ số tra từ Bảng 1

C_G ; C_S : Các hệ số hiệu chỉnh tỷ trọng tương đối và **nồng độ muối**, đọc từ Hình 1

?
03

Làm lại ví dụ 01 và 02 sử dụng các công thức trên.

Table 6-43
Coefficients A and B in Equation 6-276 [133]

Temp., °C.	A	B	Temp., °C.	A	B
-40	0.1451	0.00347	+32	36.10	0.1895
-38	0.1780	0.00402	+34	40.50	0.207
-36	0.2189	0.00465	+36	45.20	0.224
-34	0.2670	0.00538	+38	50.80	0.242
-32	0.3235	0.00623	+40	56.25	0.263
-30	0.3930	0.00710	+42	62.70	0.285
-28	0.4715	0.00806	+44	69.25	0.310
-26	0.5660	0.00921	+46	76.70	0.335
-24	0.6775	0.01043	+48	85.29	0.363
-22	0.8090	0.01168	+50	94.00	0.391
-20	0.9600	0.01340	+52	103.00	0.422
-18	1.1440	0.01510	+54	114.00	0.454
-16	1.350	0.01705	+56	126.00	0.487
-14	1.590	0.01927	+58	138.00	0.521
-12	1.868	0.021155	+60	152.00	0.562
-10	2.188	0.02290	+62	166.50	0.599
-8	2.550	0.0271	+64	183.30	0.645
-6	2.990	0.3035	+66	200.50	0.691
-4	3.480	0.03380	+68	219.00	0.741
-2	4.030	0.03770	+70	238.50	0.793
0	4.670	0.04180	+72	260.00	0.841
+2	5.400	0.04640	+74	283.00	0.902
+4	6.225	0.0515	+76	306.00	0.965
+6	7.150	0.0571	+78	335.00	1.023
+8	8.200	0.0630	+80	363.00	1.083
+10	9.390	0.0696	+82	394.00	1.148
+12	10.720	0.767	+84	427.00	1.205
+14	12.390	0.0855	+86	462.00	1.250
+16	13.940	0.0930	+88	501.00	1.290
+18	15.750	0.1020	+90	537.50	1.327
+20	17.870	0.1120	+92	582.50	1.327
+22	20.150	0.1227	+94	624.00	1.405
+24	22.80	0.1343	+96	672.0	1.445
+26	25.50	0.1453	+98	725.0	1.487
+28	28.70	0.1595	+100	776.0	1.530
+30	32.30	0.1740	+110	1093.0	2.620

HÀM LƯỢNG NƯỚC TRONG HC

A
03

- $P = 6000 \text{ kPa} = 60 \text{ atm}$
- $T = 70 \text{ }^\circ\text{C} : A = 238.5; B = 0.793$

?
01

$$W = (238/60 + 0.793) \times 0.98 = 4.66 \text{ g/m}^3 = 4660 \text{ mg/m}^3$$

?
02

$$SG_g = (16 \times 0.8 + 34 \times 0.1 + 44 \times 0.1) / 228.97 = 0.7$$

-> $C_G = 0.96$ (từ Hình 1)

$$W = (238/60 + 0.793) \times 0.96 = 4.66 \text{ g/m}^3 = 4560 \text{ mg/m}^3$$

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

- Xác định điều kiện P, T tạo thành hydrat:
 - Xác định SG_g
 - Sử dụng Hình 5 để đọc giá trị P, T tương ứng
 - Phương pháp Katz
- Xác định điều kiện tạo thành hydrat trong quá trình giãn nở khí (giảm áp)
 - Sử dụng các giản đồ trong Hình 6-7

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

?
04

C1	0.784
C2	0.060
C3	0.036
C4	0.024
N ₂	0.094
CO ₂	0.002

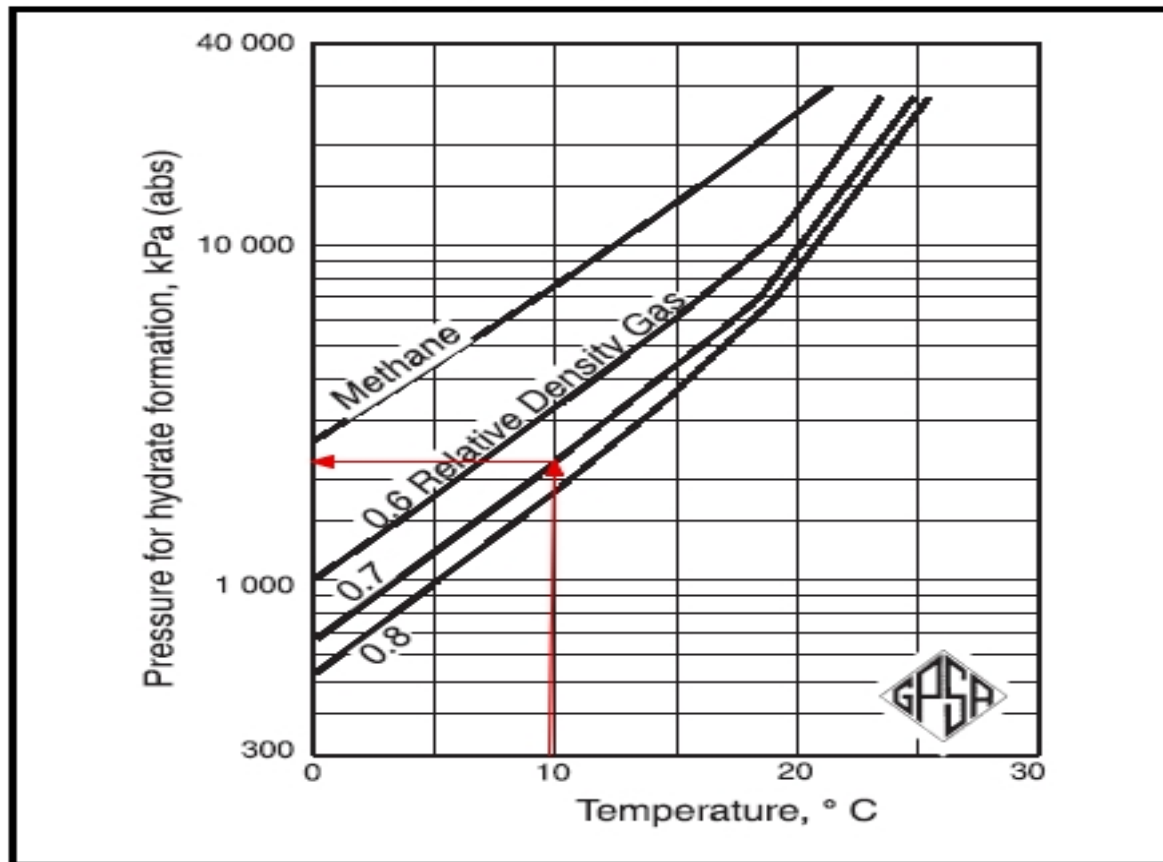
Cho dòng khí:

- Xác định P tạo thành hydrat tại 10°C.
- Dòng khí trên được giãn nở từ 10000 kPa xuống 3400 kPa. Xác định T tối thiểu để không có sự tạo thành hydrat trong quá trình giãn nở.
- Dòng khí trên tại 15000 kPa, 40°C có thể giãn nở đến áp suất nào mà không bị tạo thành hydrat?

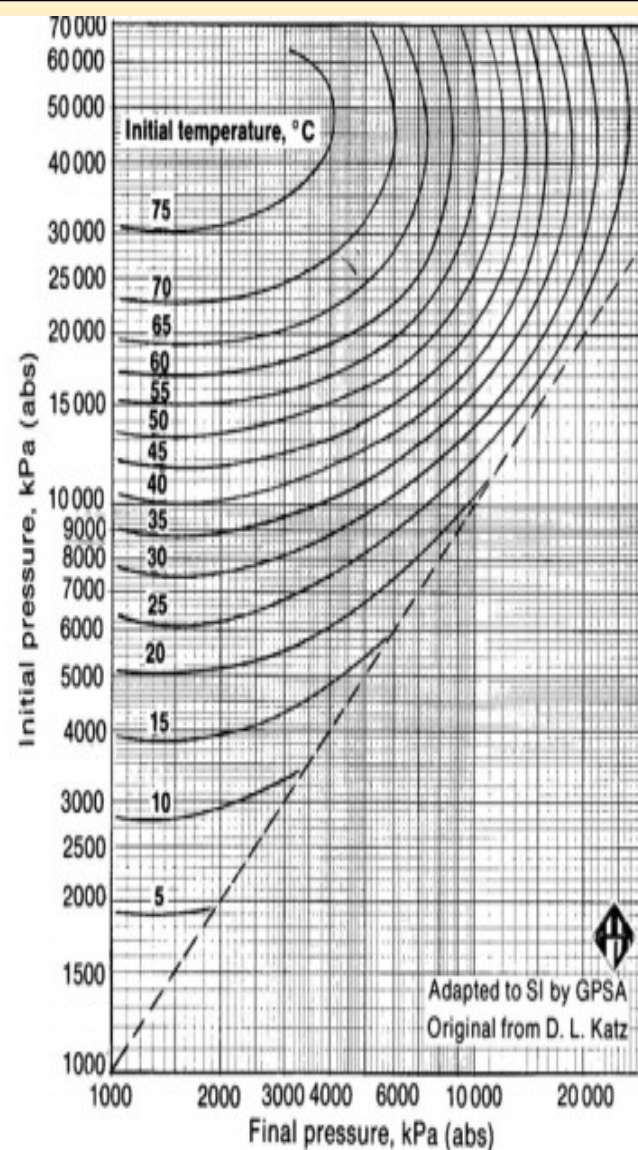
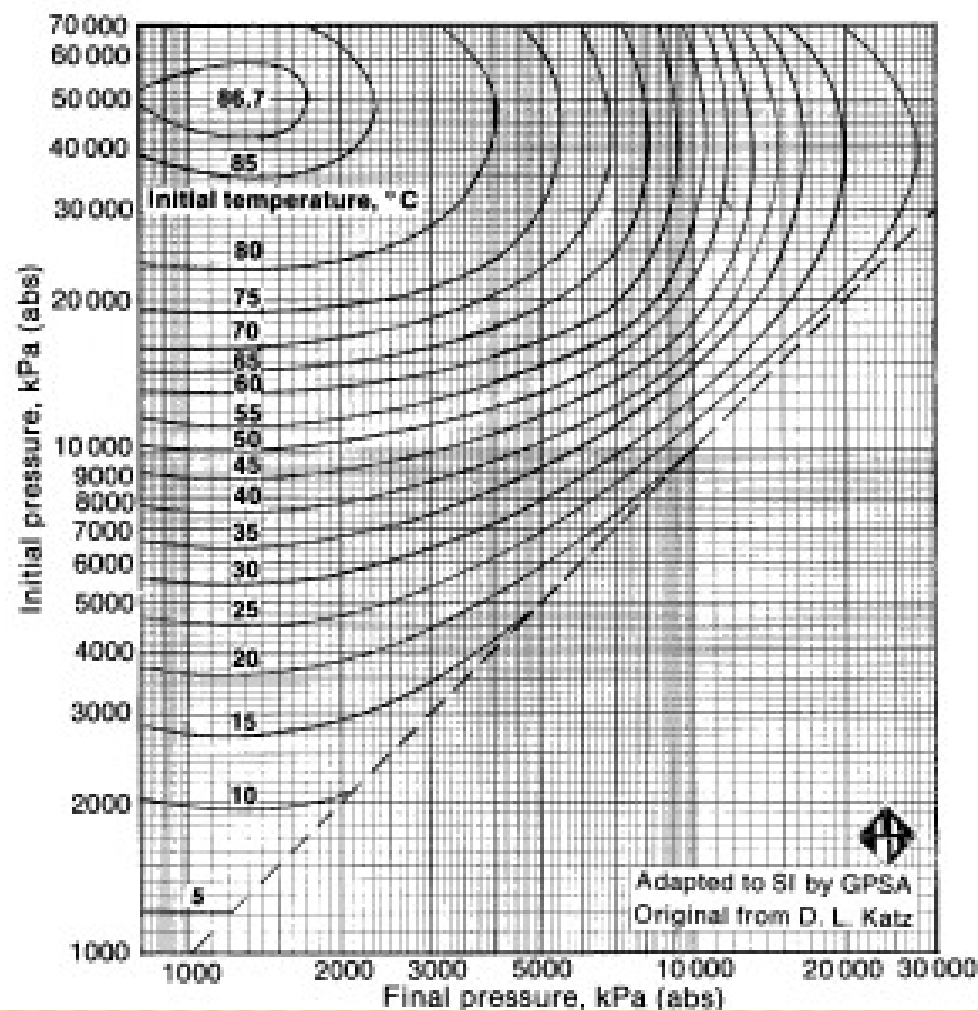
XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

A
04

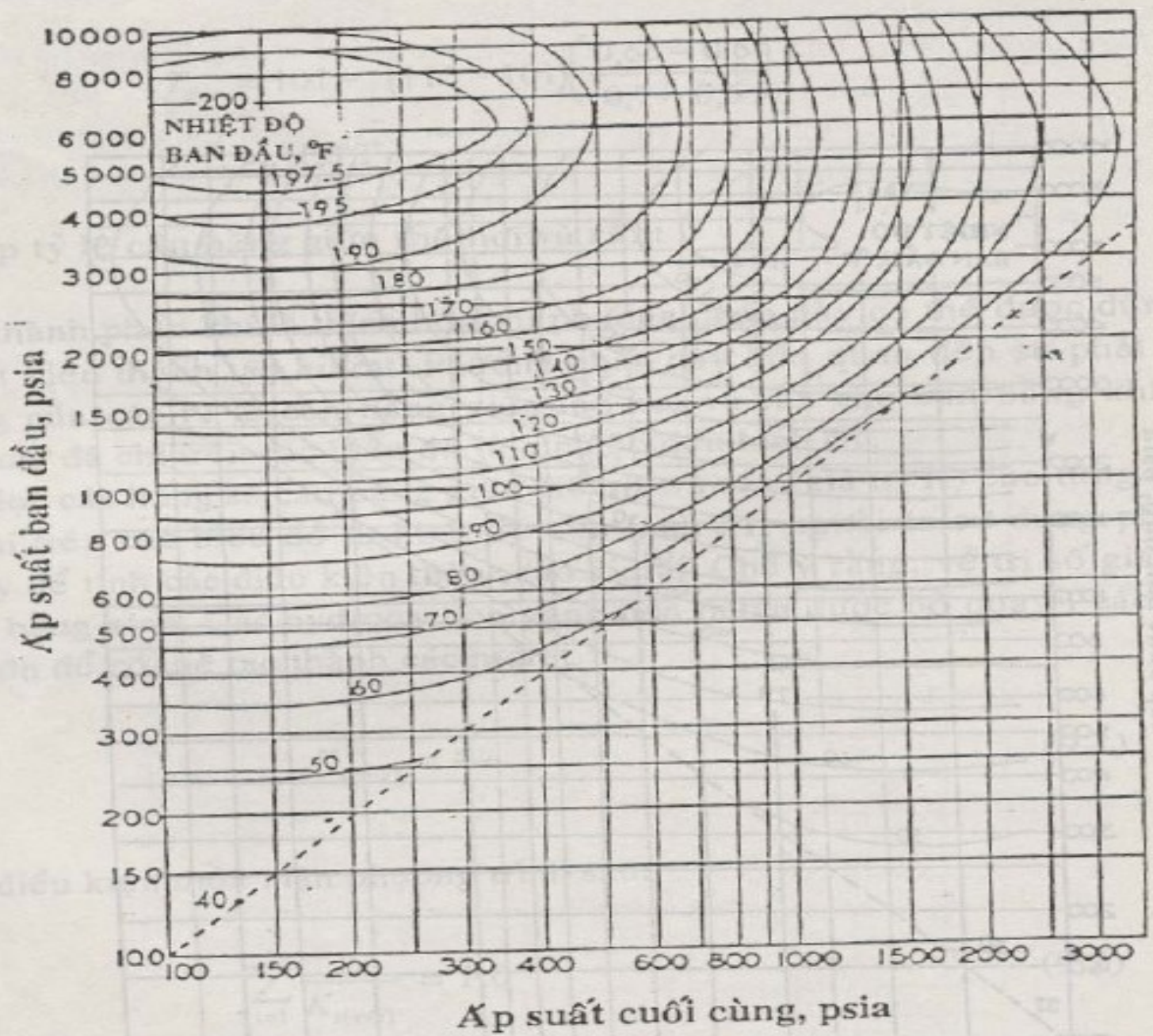
Pressure-Temperature Curves for
Predicting Hydrate Formation



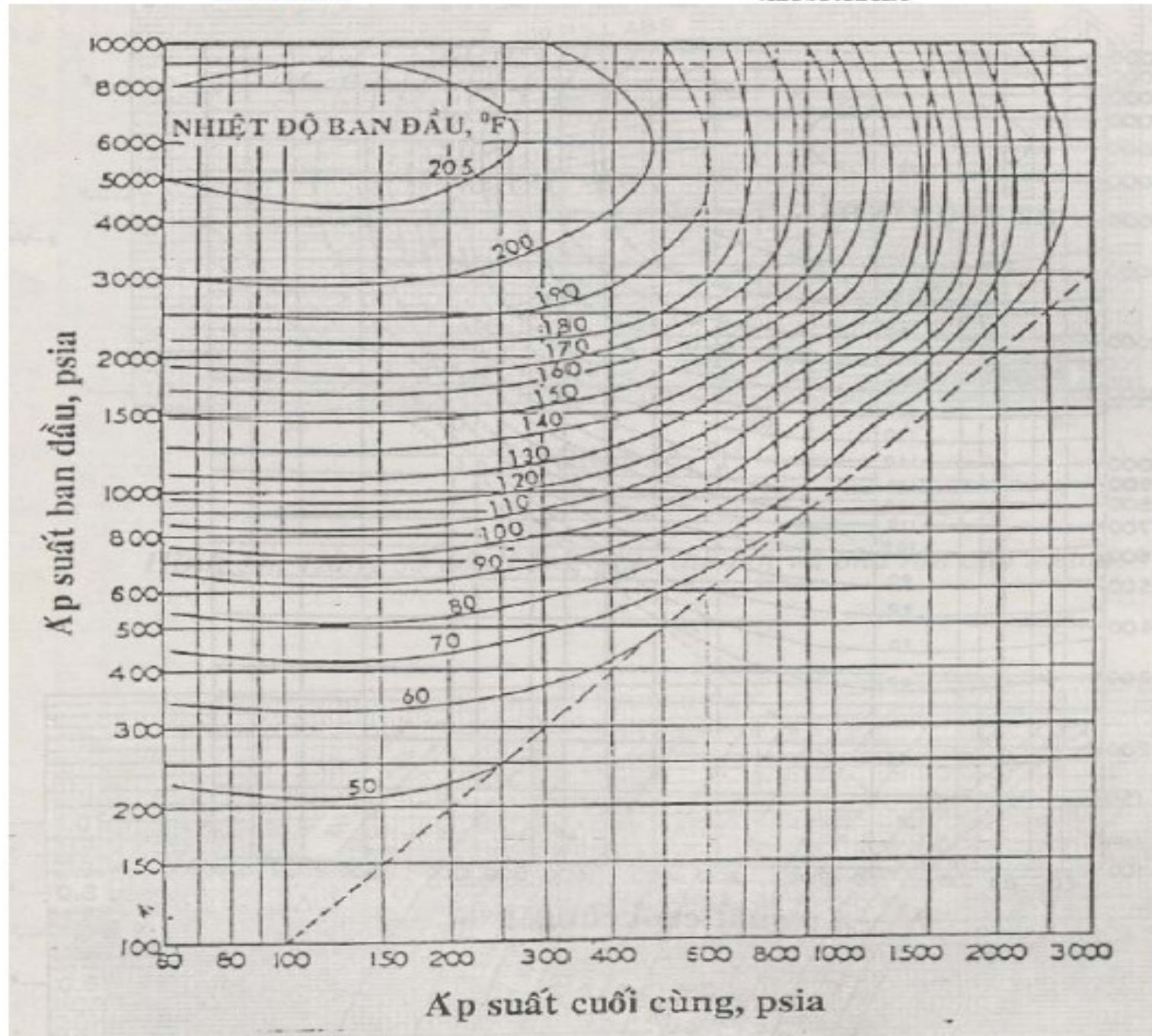
Permissible Expansion of a 0.7 Relative Density Natural Gas Without Hydrate Formation



Hình 5.16: Dự đoán điều kiện hình thành hydrate cho khí giãn nở có $\gamma = 0,6$



Hình 5.18: Dự đoán điều kiện hình thành hydrate cho khí giãn nở có $\gamma = 0,8$



Hình 5.19: Dự đoán điều kiện hình thành hydrate cho khí giãn nở có $\gamma = 0,9$

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

A

04

a) $SG_g = 0.693$

Đọc từ giản đồ trong Hình 5: $P = 2200 \text{ kPa}$

b) Từ giản đồ trong Hình 7, tìm điểm nối giữa đường áp suất đầu 10000 kPa và áp suất sau 3400 kPa . Đọc T tương ứng ($\sim 45^\circ\text{C}$).

c) Cũng từ Hình 7, tìm điểm nối giữa đường áp suất đầu 15000 kPa và nhiệt độ 40°C , đọc áp suất sau ($\sim 8000 \text{ kPa}$)

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

- ▣ Phương pháp Katz
 - ▣ Chính xác hơn phương pháp dùng đồ thị
 - ▣ Chọn một giá trị T tại P cho trước (hoặc P tại T cho trước)
 - ▣ Sử dụng các giản đồ trong Hình 8-11 để xác định hằng số cân bằng khí-rắn K_{v-s} cho mỗi hydrocarbon.
 - ▣ Xét tổng $\Sigma(y_i/K_{i,v-s})$
 - ▣ Lặp lại 3 bước trên cho đến khi $\Sigma(y_i/K_{i,v-s}) = 1$

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

?

05

C1	0.784
C2	0.060
C3	0.036
C4	0.024
N2	0.094
CO2	0.002

Cho dòng khí:

Xác định P tạo thành hydrat tại 2000 kPa theo phương pháp Katz.

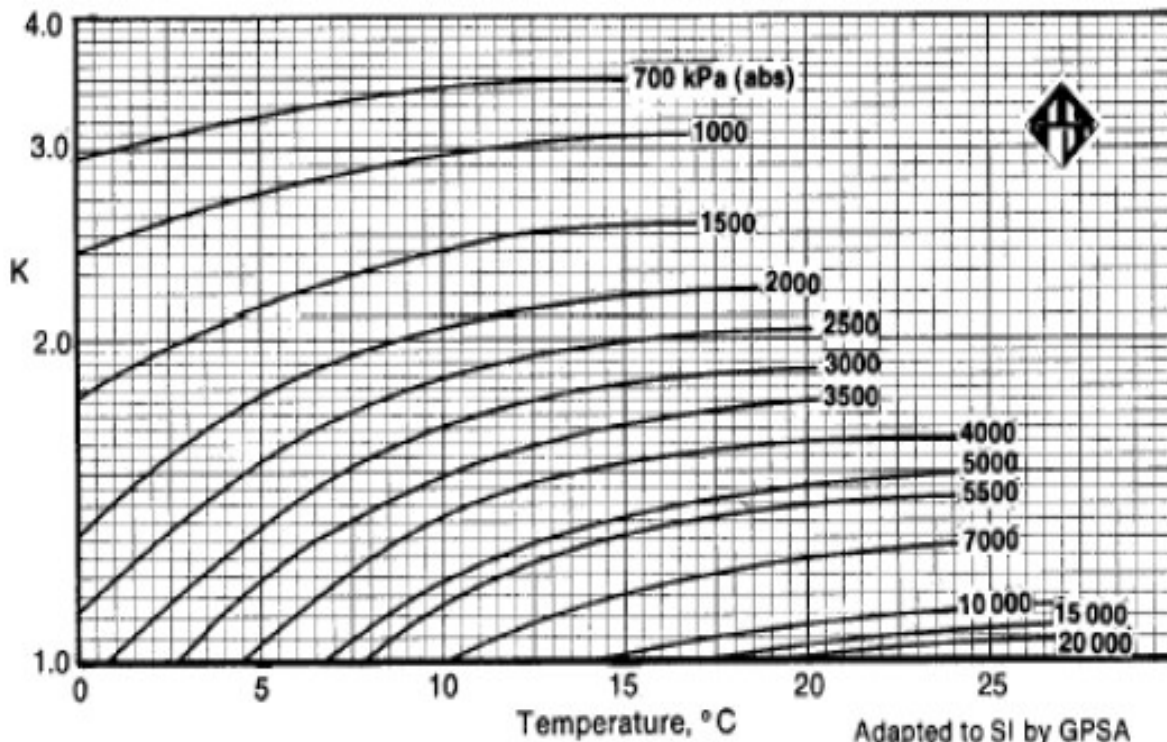
So sánh với kết quả của

?

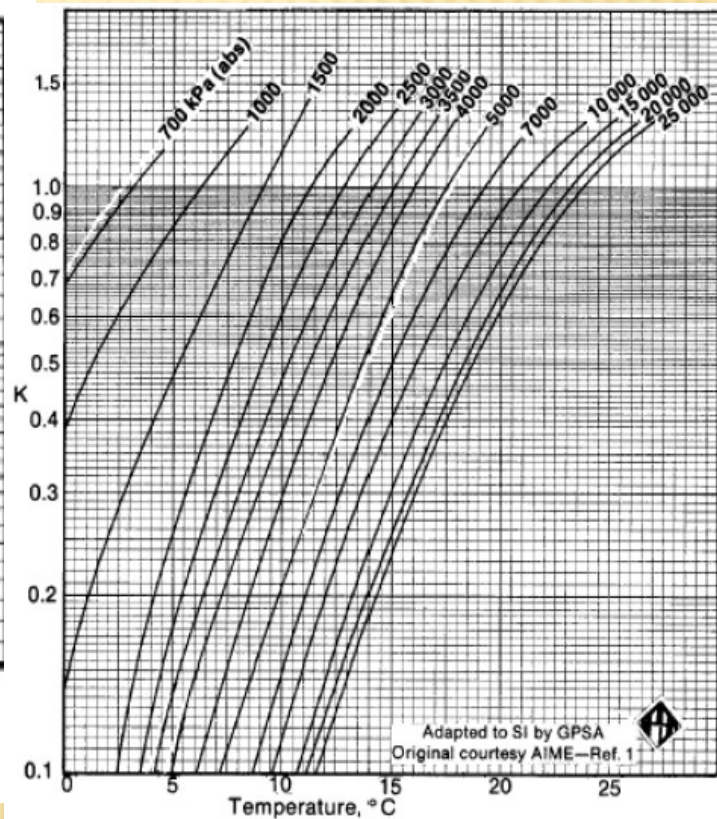
04

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

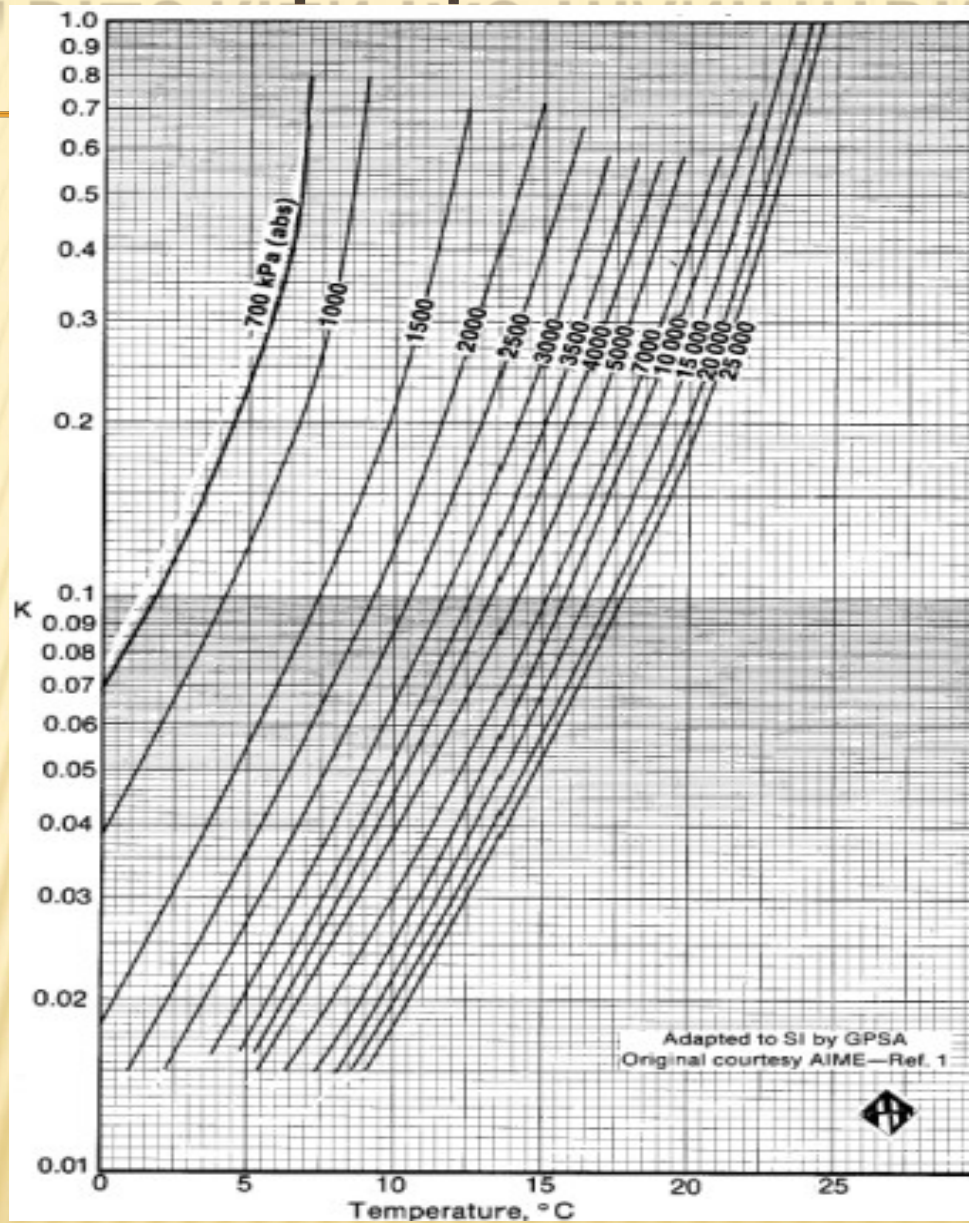


Hình 5.2: Đồ thị tra hằng số cân bằng khí rắn của Methane



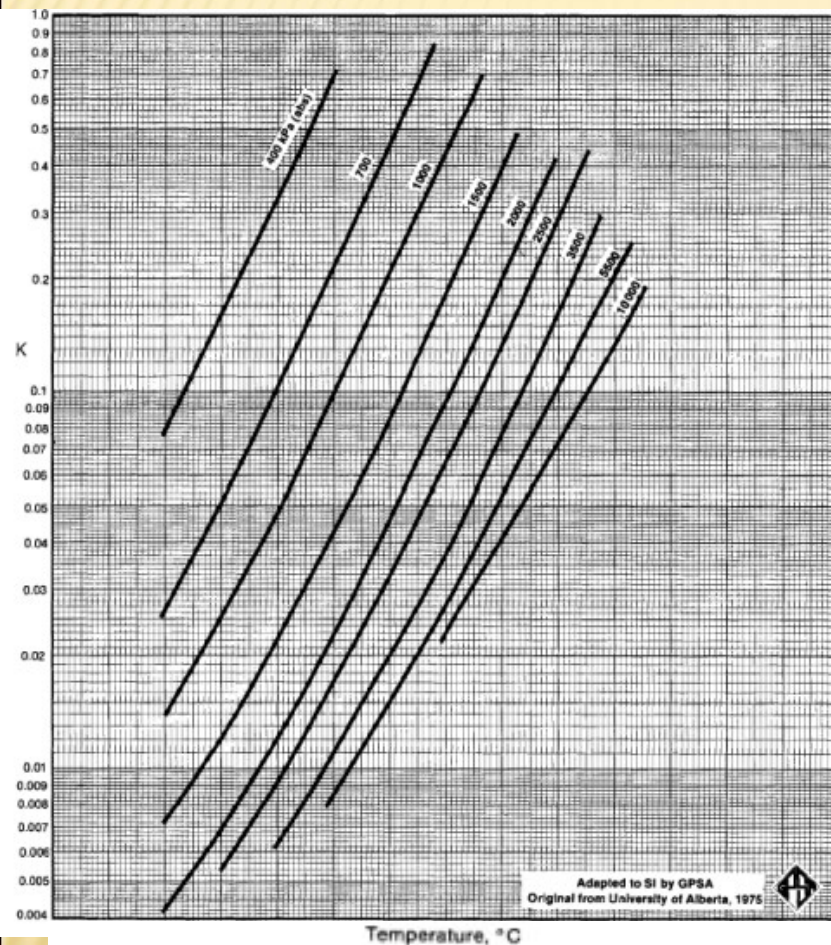
Hình 5.3: Đồ thị tra hằng số cân bằng khí rắn của Ethane

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT



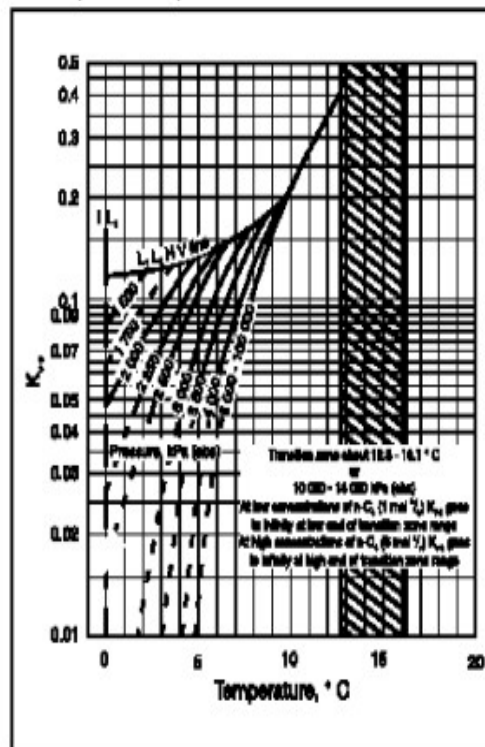
Hình 5.4 Đồ thị tra hằng số cân bằng khí rắn của Propane

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

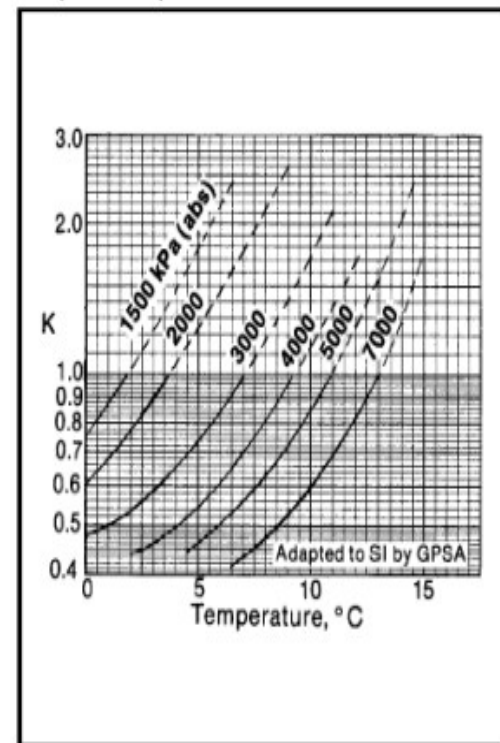


Hình 5.5 : Đồ thị tra hằng số cân bằng khí rắn của *i*-Butane

Vapor-Solid Equilibrium Constants for N-Butane



Vapor-Solid Equilibrium Constants for Carbon Dioxide



Hình 5.6 : Đồ thị tra hằng số cân bằng khí - rắn của *n*-Butane và CO₂

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

A
05

Xét T = 10°C

	y	K_{v-s}	y/K_{v-s}
C1	0.784	2.05	0.382
C2	0.060	0.82	0.073
C3	0.036	0.12	0.3
C4	0.024	0.045	0.533

$$\sum y/K_{v-s} = 1.288 > 1$$

Xét T = 12°C

	y	K_{v-s}	y/K_{v-s}
C1	0.784	2.12	0.3698
C2	0.060	1.1	0.0545
C3	0.036	0.23	0.1565
C4	0.024	0.084	0.2857

$$\sum y/K_{v-s} = 0.8665 < 1$$

Xét tại 11°C, thu được $\sum y/K_{v-s} = 1.0417 \sim 1$,

có thể kết luận đây là nhiệt độ tạo hydrát của dòng khí tại 2000 kPa

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

- ▣ Đối với dòng khí chua có nồng độ H_2S , CO_2 cao:
 - ▣ Không sử dụng được phương pháp Katz !!!
 - ▣ Sử dụng phương pháp Baille-Wichert: hiệu chỉnh nhiệt độ tạo hydrat thông qua % C_3

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

?

06

C1	0.843
C2	0.031
C3	0.007
C4	0.004
N ₂	0.003
CO ₂	0.070
H ₂ S	0.042

Cho dòng khí:

a) Xác định T tạo thành hydrat tại 4200 kPa ?

XÁC ĐỊNH ĐIỀU KIỆN TẠO THÀNH HYDRÁT

A
06

Dùng phương pháp Baille-Wichert

a) $SG_g = 0.682$

b) Giảm đồ Hình 12: $4200 \text{ kPa} \rightarrow 4.2 \% \text{H}_2\text{S} \rightarrow SG_g = 0.682$

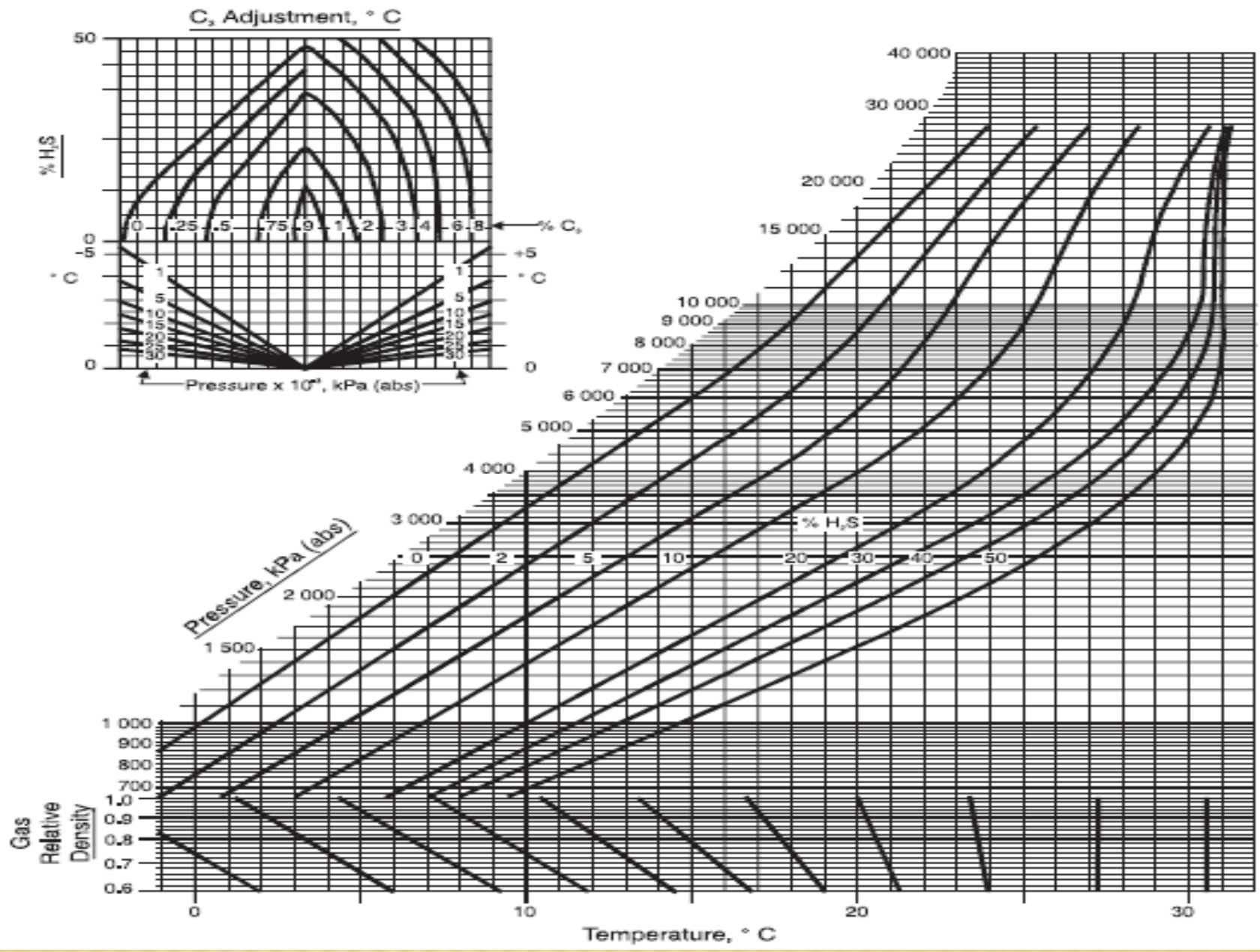
c) Theo độ dốc ở phần dưới của giảm đồ xác định được T tạo hydrat tương ứng là 17.5°C .

d) Hiệu chỉnh theo $\%C_3$

Từ giảm đồ hiệu chỉnh trong Hình 12, tìm điểm nối giữa $\% \text{H}_2\text{S}$ và $\%C_3$. Dóng thẳng xuống đường $P = 4200\text{kPa}$.

Đọc nhiệt độ hiệu chỉnh: -1.5°C .

e) Vậy T tạo hydrat của dòng khí này là 16°C




HẤP THỤ BẰNG DUNG MÔI

- Các bước tính toán thiết kế tháp hấp thụ:
 - Xác định yêu cầu dòng khí khô: điểm sương
 - Xác định %TEG nguyên chất cần thiết từ điểm sương của dòng khí sản phẩm. **Sử dụng giản đồ trong Hình 13.**
 - Xác định tốc độ tuần hoàn của TEG (15-40L TEG/1kg nước)
 - Xác định chiều cao tháp:
 - Xác định hiệu quả hấp thụ nước $(W_{in}-W_{out})/W_{in}$
 - **Xác định số mâm lý thuyết: sử dụng các giản đồ trong Hình 14-18**
 - Số mâm thực tế = số mâm lý thuyết / hiệu suất trên mỗi mâm (20-30%)
 - Xác định đường kính của tháp (theo công thức): xem



HẤP THỤ BẰNG DUNG MÔI

- Các bước tính toán thiết kế tháp thu hồi:
 - Tính toán yêu cầu năng lượng nổi hơi
 - Xem  07

HẤP THỤ BẰNG DUNG MÔI

?
07

▣ Cho dòng khí thiên nhiên:

- Lưu lượng $0.85 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{ngày}$
- $SG_g = 0.65$
- $Z = 0.92$

đi vào tháp hấp thụ với TEG tại 4100 kPa và 38°C

- ▣ Yêu cầu cho dòng khí sản phẩm là $110 \text{ mg H}_2\text{O}/\text{m}^3$
- ▣ Tốc độ hồi lưu TEG 25 L/kg H_2O

Tính

- ▣ Đường kính và chiều cao tháp hấp thụ
- ▣ Yêu cầu năng lượng cho lò hơi tháp thu hồi TEG nếu nhiệt độ của dòng TEG lẫn nước đi vào tháp thu hồi là 150 °C và nhiệt độ lò hơi là 200 °C

HẤP THỤ BẰNG DUNG MÔI

A
07

▫ Tính % TEG nguyên chất cần dùng:

▫ Từ giản đồ trong Hình 1

▫ điểm sương của dòng khí sản phẩm 110 mg H₂O/m³;
4100 kPa là -4°C

▫ điểm sương lý thuyết : -4°C – 6°C = -10°C

▫ Từ giản đồ Hình 13, $T_{thấp} = 38°C \rightarrow$ % TEG tối thiểu 99 %

▫ Tính số mâm lý thuyết (N)

▫ Hiệu quả hấp thụ nước: 0.922

▫ $W_{in} = 1436$ (giản đồ Hình 1); $W_{out} = 110$

▫ Từ giản đồ Hình 15: N = 1.5; 25 L TEG/1kg nước; % TEG = 99 \rightarrow hiệu quả hấp thụ nước 0.885 : không thích hợp

▫ Từ giản đồ Hình 16: N = 2; 25 L TEG/1kg nước; % TEG = 99 \rightarrow hiệu quả hấp thụ nước 0.925 : thích hợp, chọn N =2

▫ Tính số mâm thực tế : 8 mâm, mỗi mâm cách nhau 0.6 m

Equilibrium H₂O Dewpoint vs. Temperature at Various TEG Concentrations

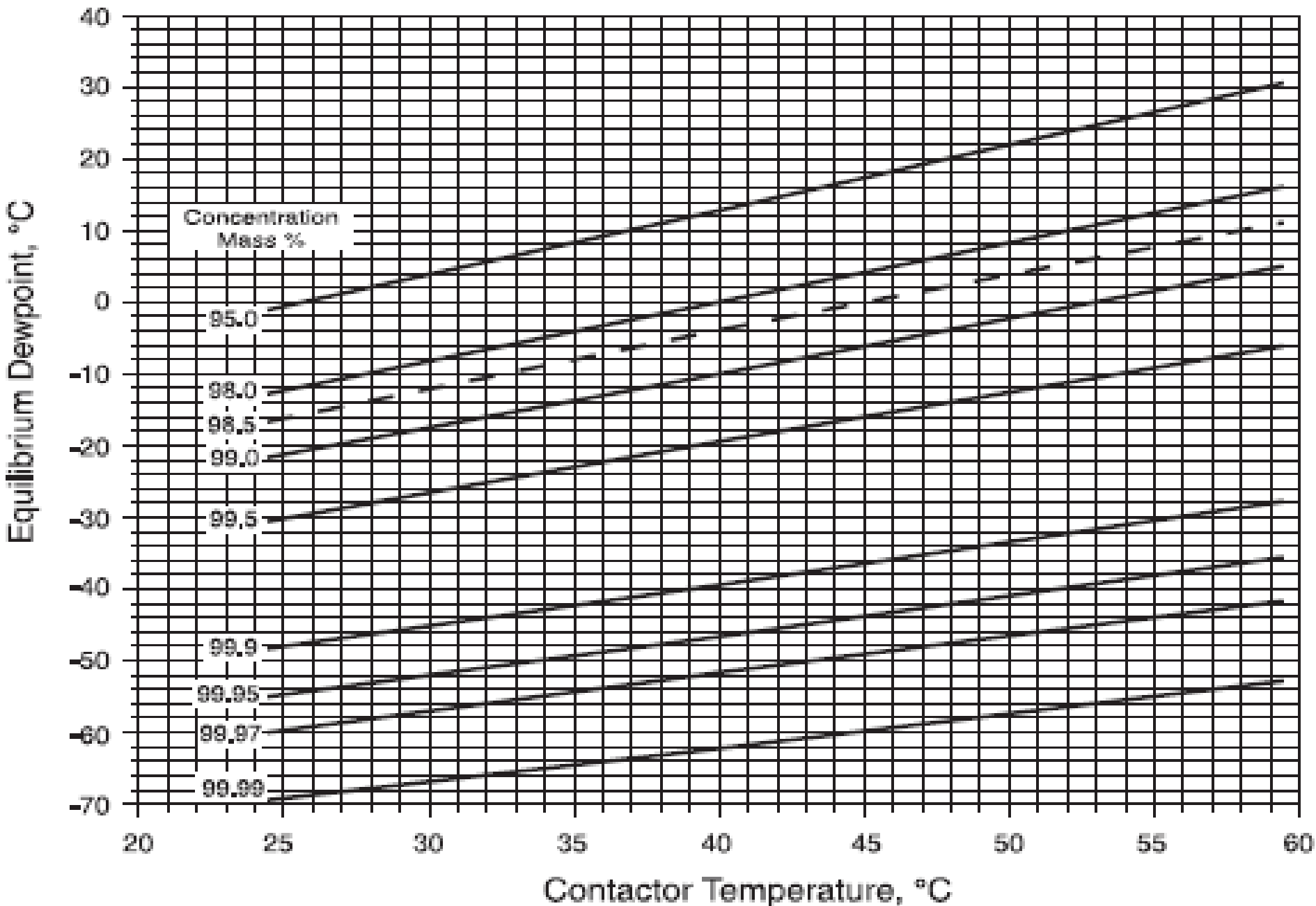


FIG. 20-55

Water Removal vs. TEG Circulation Rate at Various TEG Concentrations (N = 1.0)

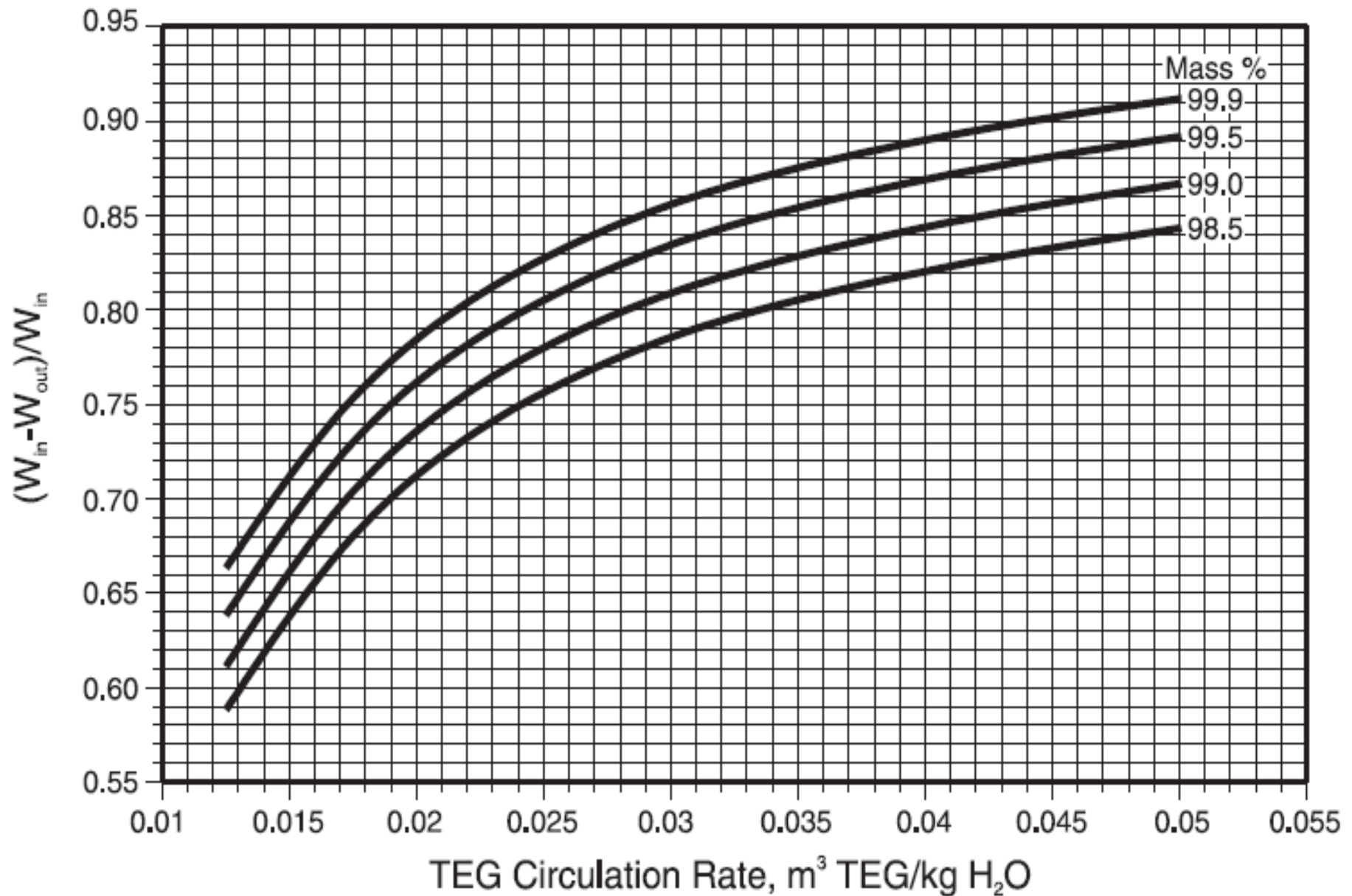


FIG. 20-56

Water Removal vs. TEG Circulation Rate at Various TEG Concentrations (N = 1.5)

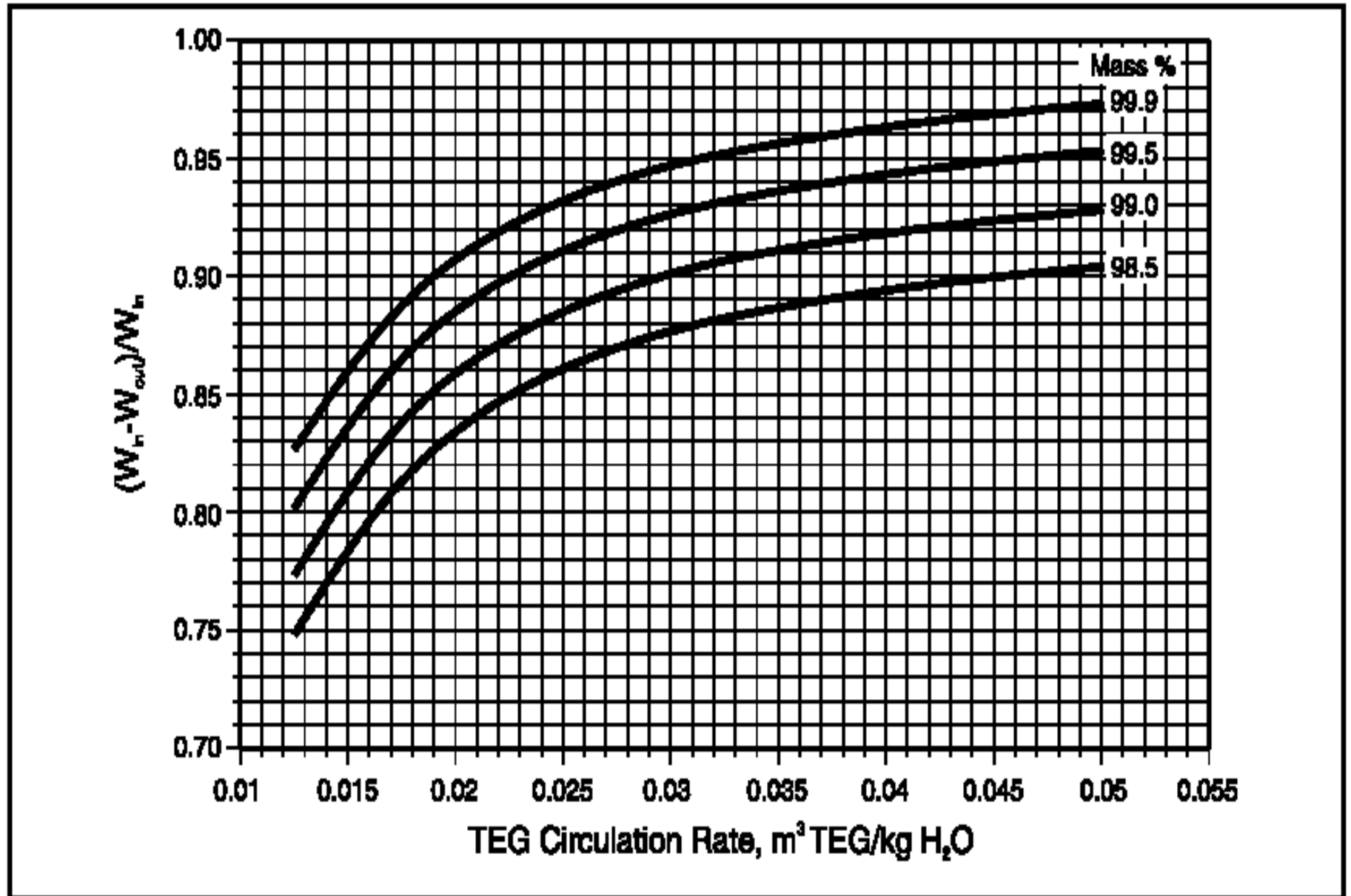


FIG. 20-57

Water Removal vs. TEG Circulation Rate at Various TEG Concentrations (N = 2.0)

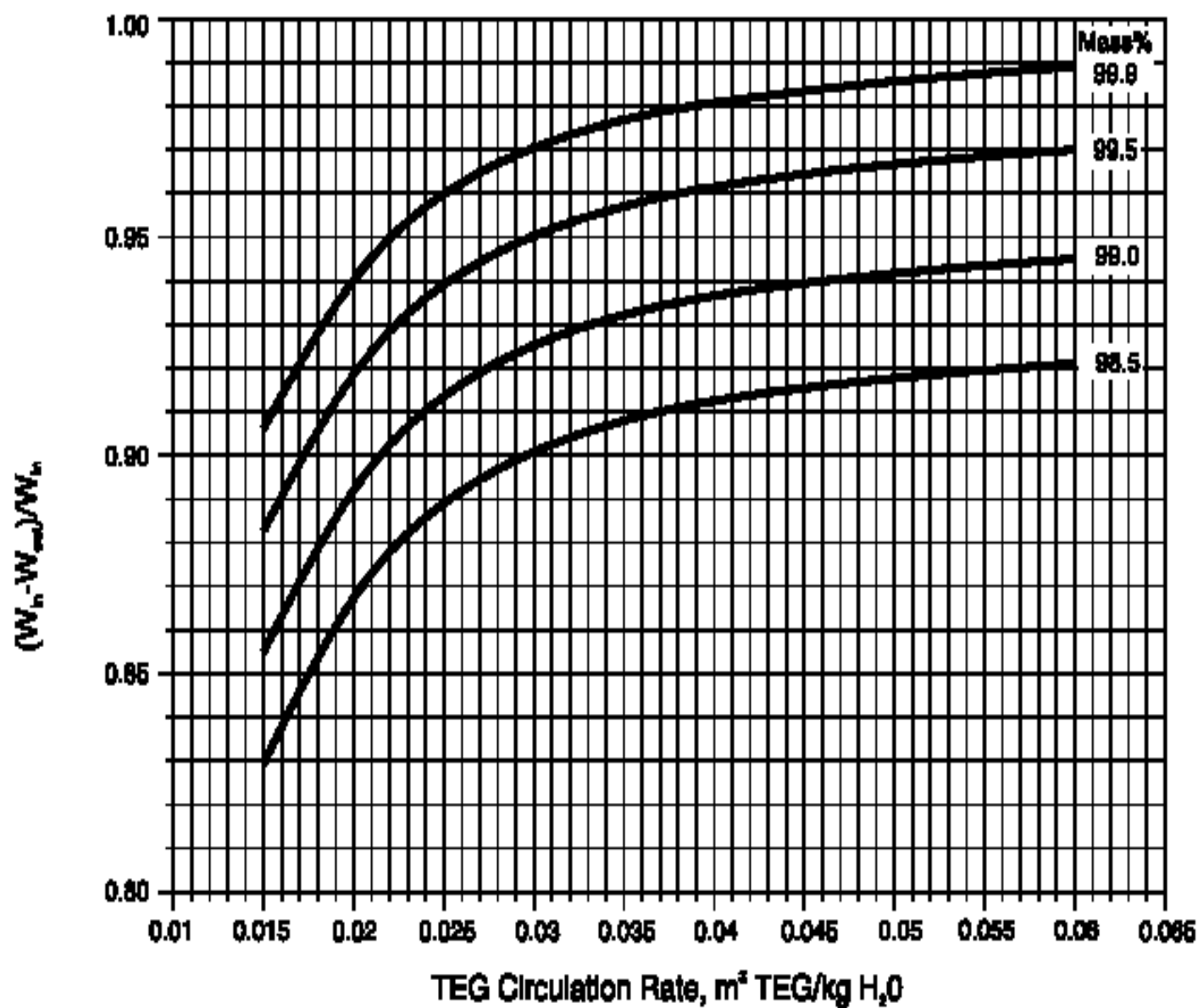


FIG. 20-58

Water Removal vs. TEG Circulation Rate at Various TEG Concentrations (N = 2.5)

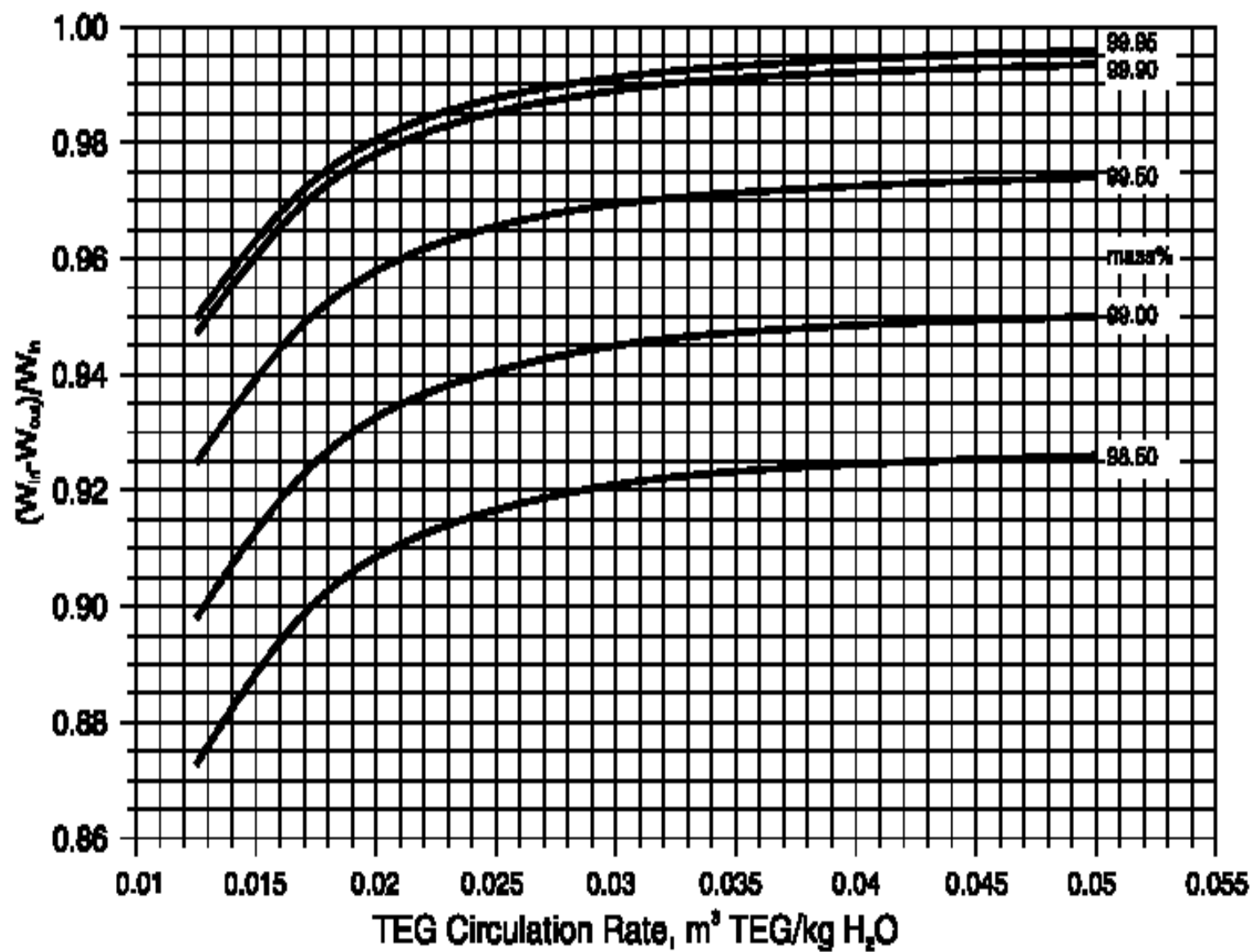
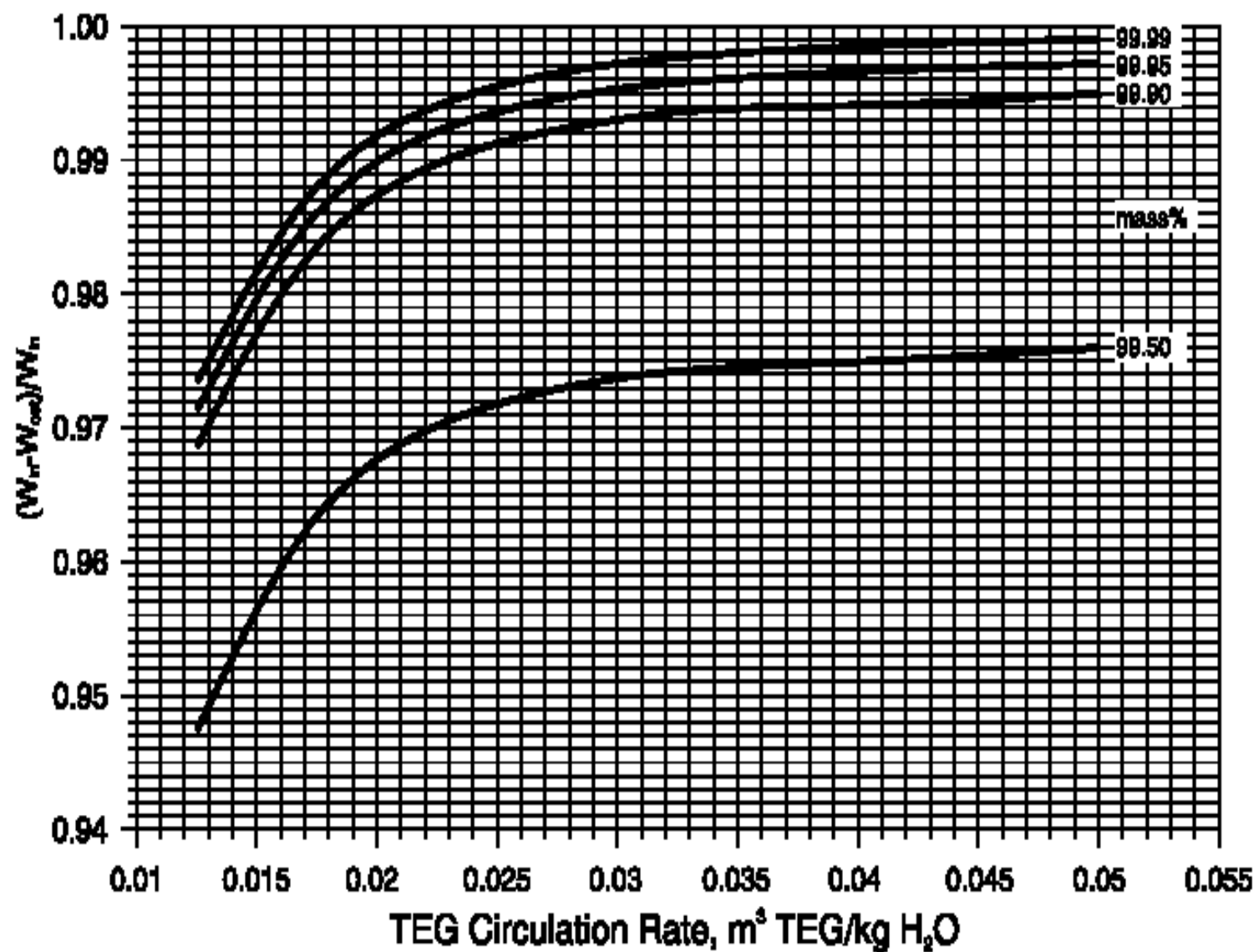


FIG. 20-59

Water Removal vs. TEG Circulation Rate at Various TEG Concentrations (N = 3.0)



HẤP THỤ BẰNG DUNG MÔI

A
07

- Tính đường kính tháp hấp thụ:
 - Tính vận tốc dòng khí theo công thức Sounder-Brown
$$G \text{ [kg/m}^2\cdot\text{h]} = C [\rho_v(\rho_L - \rho_v)]^{0.5}$$

C [m/h] đọc từ Bảng 2

ρ_v , ρ_L là khối lượng riêng của khí và TEG
 - Tính tiết diện $A = m^*/G$; m^* là lưu lượng dòng khí [kg/h]
 - Đường kính tháp hấp thụ $D = (4A/\pi)^{0.5}$
 - Kết quả 1.09 m cho tháp mâm.

HẤP THỤ BẰNG DUNG MÔI

A
07

Bảng 2

Recommended Sizing Parameters for TEG Contactors

	K factor, m/s	C factor, m/h
Bubble Cap Trays		
50 cm spacing	0.043	154
60 cm spacing	0.049	176
75 cm spacing	0.052	187
Packing		
Structured	0.091 to 0.122*	329-439*
Random		
2.5 cm Pall rings	0.04 to 0.055	143-198
5 cm Pall rings	0.058 to 0.079	208-285

* Depending on packing density and vendor

$$G = C [\rho_v(\rho_L - \rho_v)]^{0.5}$$

$$= 176 [32.0 (1119.7 - 32.0)]^{0.5} = 32\,800 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$$

$$\dot{m} = \left(\frac{0.85 (10^6) \text{ Sm}^3}{\text{d}} \right) \left(\frac{1 \text{ kmol}}{23.64} \right) \left(\frac{(0.65)(28.97) \text{ kg}}{\text{kmol}} \right) \left(\frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \right)$$

$$= 28\,300 \text{ kg/hr}$$

$$A = \frac{\dot{m}}{G} = \frac{28\,211}{32\,800} = 0.86 \text{ m}^2$$

$$D = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} = \left(\frac{(4)(0.86)}{3.14} \right)^{0.5} = 1.05 \text{ m}$$

HẤP THỤ BẰNG DUNG MÔI

A
07

Tính yêu cầu năng lượng nôi hơi tháp thu hồi TEG

Tính cho 1m³ TEG

- Nhiệt lượng cần cho dòng TEG từ 150°C lên 200°C

$$Q_s = mC_p\Delta T = 1114(\text{kg/m}^3) \times 2.784(\text{kJ/kg}^\circ\text{C}) \times (200-150) \\ = 155 \text{ MJ/m}^3$$

- Nhiệt lượng cần để bay hơi nước

$$Q_v = \Delta H_{\text{vap}} \times \Delta W = 2260 (\text{kJ/kgH}_2\text{O}) \times 1(\text{kg H}_2\text{O}) / 0.025 (\text{m}^3) \\ = 90 \text{ MJ/m}^3$$

- Nhiệt lượng thiết bị ngưng tụ, tỷ số hoàn lưu 25%

$$Q_c = 0.25 Q_v = 22.5 \text{ MJ/m}^3$$

- Tổng nhiệt lượng cần thiết (tính thêm 10% thất thoát nhiệt)

$$Q_r = (155+90+22.5) \times 1.1 = 294 \text{ MJ/m}^3$$

TÍNH CHẤT CỦA MỘT SỐ CHẤT HẤP PHỤ

	Silica Gel	Activated Alumina	Molecular Sieve 4A
Shape	Spherical	Spherical	Pellets (extruded cylinders) and beads
Bulk density lb/ft ³ (kg/m ³)	49 (785)	48 (769)	40 – 45 (640 – 720)
Particle size	4 – 8 mesh 5 – 2 mm	7–14 mesh, 1/8-inch, 3/16-inch, 1/4-inch diameter (3-mm, 5-mm, 6-mm)	1/16-inch, 1/8-inch, 1/4-inch diameter cylinders (1.6-mm, 3.2-mm, 6-mm)
Packed bed % voids	35	35	35
Specific heat Btu/lb-°F (kJ/kg-K)	0.25 (1.05)	0.24 (1.00)	0.24 (1.00)
Surface area m ² /g	650 – 750	325 – 360	600 – 800
Pore volume cm ³ /g	0.36	0.5	0.28
Regeneration temperature, °F (°C)	375 (190)	320 to 430 (160 to 220)	400 to 600 (200 to 315)
Average pore diameter (Å)	22	NA	3,4,5,10
Minimum dew point temperature of effluent, °F (°C) ^a	-80 (-60)	-100 (-75)	-150 (-100)
Average minimum moisture content of effluent gas, ppmv	5 – 10	10 – 20	0.1

SƠ ĐỒ QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ - GIẢI HẤP

■ Thuyết minh

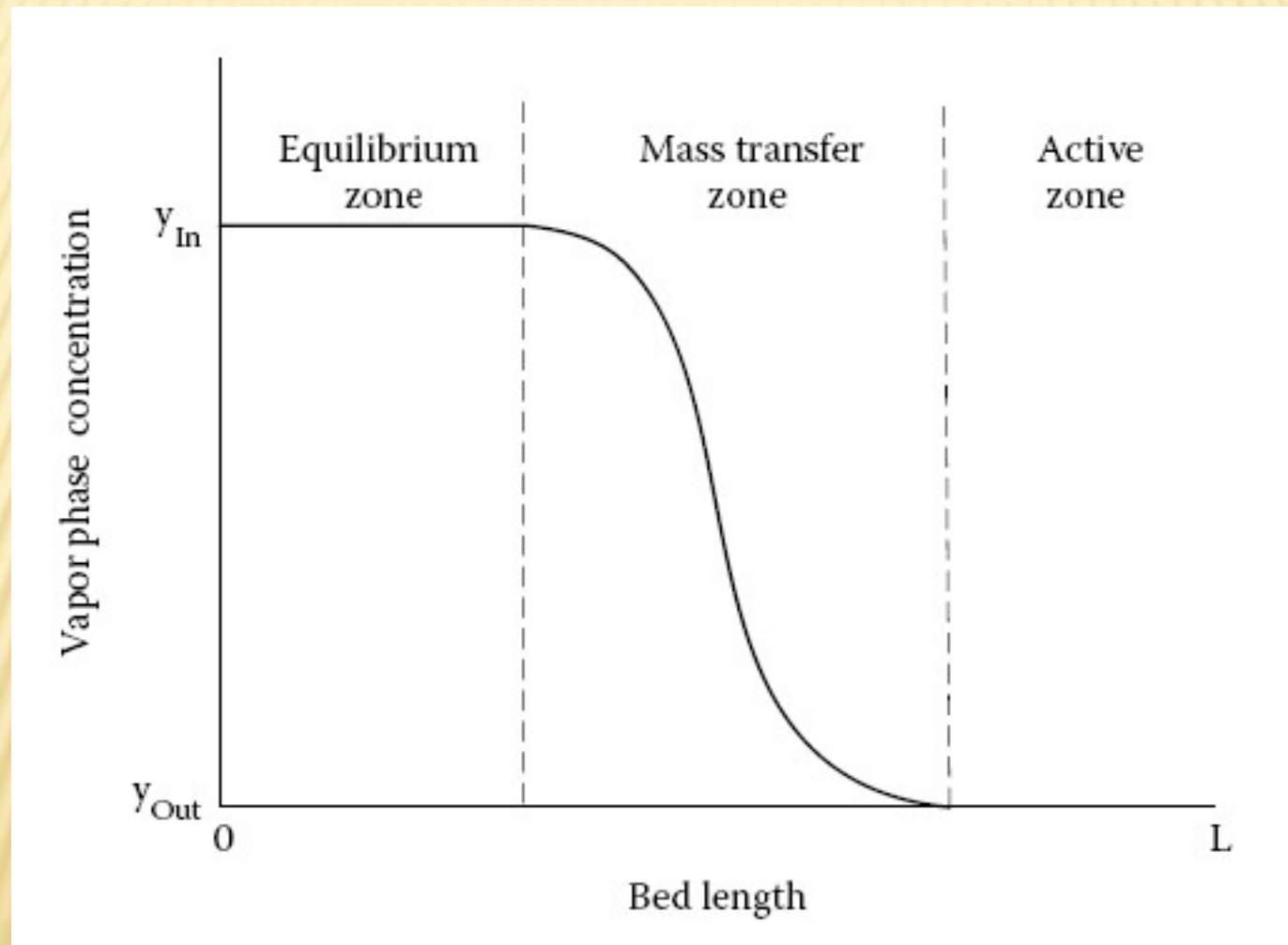
- Dòng khí đi qua tháp hấp phụ theo chiều từ trên xuống dưới
- Trước khi đi vào tháp hấp phụ, dòng khí phải qua một thiết bị

tách tạp chất lỏng, rắn

- 2 tháp hoạt động luân phiên: 1 tháp hấp phụ; 1 tháp giải hấp
- Quá trình hấp phụ thực sự diễn ra trong vùng trao đổi chất (MTZ)
- Quá trình giải hấp diễn ra bằng cách đưa dòng khí nóng đi qua tháp. Sau đó làm nguội tháp đến nhiệt độ hấp phụ.

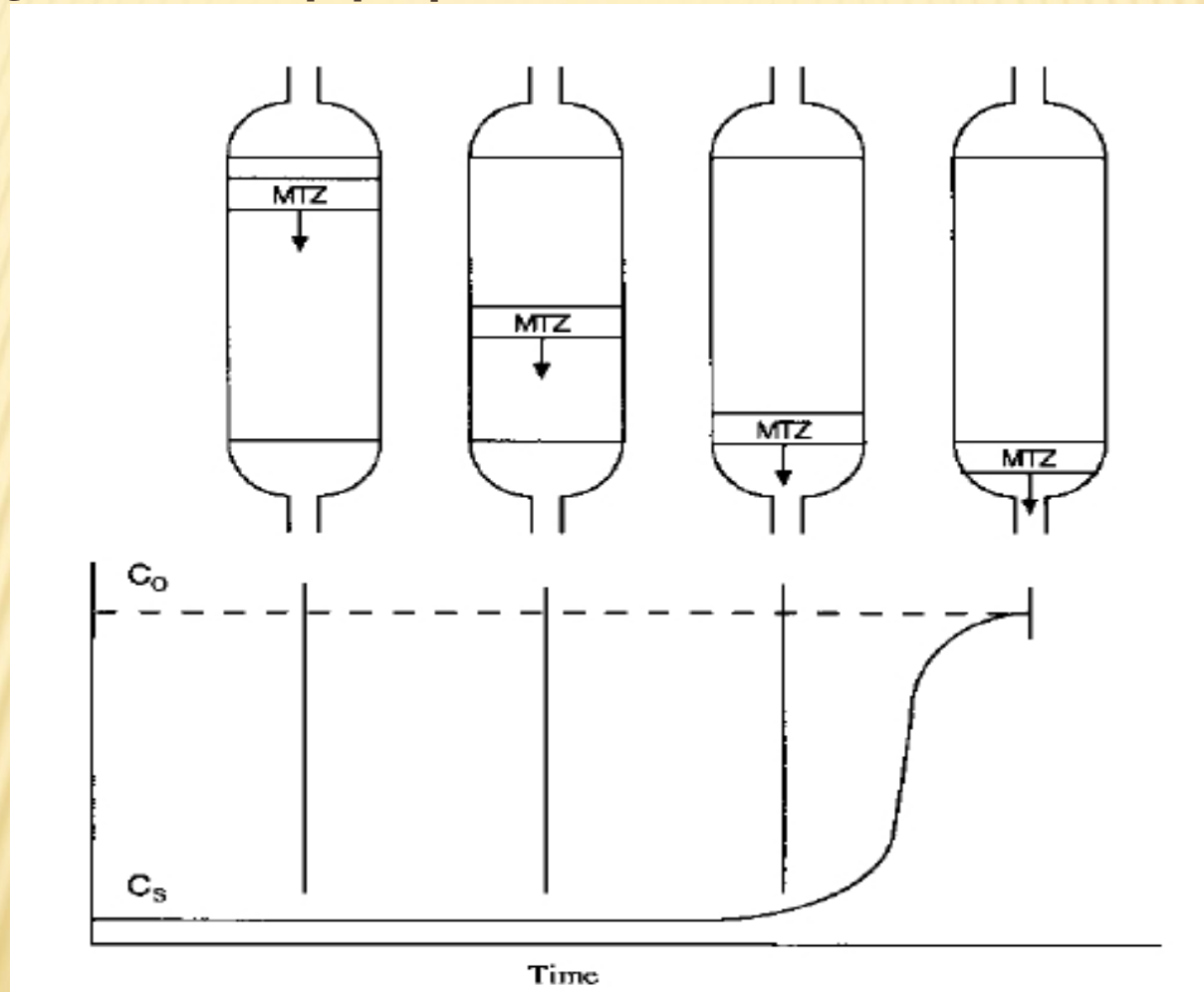
KHỬ NƯỚC BẰNG PHƯƠNG PHÁP HẤP PHỤ

Quá trình hấp phụ



KHỬ NƯỚC BẰNG PHƯƠNG PHÁP HẤP PHỤ

Quá trình hấp phụ



KHỬ NƯỚC BẰNG PHƯƠNG PHÁP HẤP PHỤ

- Chiều dày vùng truyền khối (MTZ) có thể được tính theo các phương trình sau:

$$L_{MTZ} \text{ (ft)} = 2.5 + 0.025 V_s \text{ (ft/min)}$$

$$L_{MTZ} \text{ (ft)} = F [V_s \text{ (ft/min)} / 35]^{0.3}$$

V_s : vận tốc bề mặt (ft/min)

F: hệ số

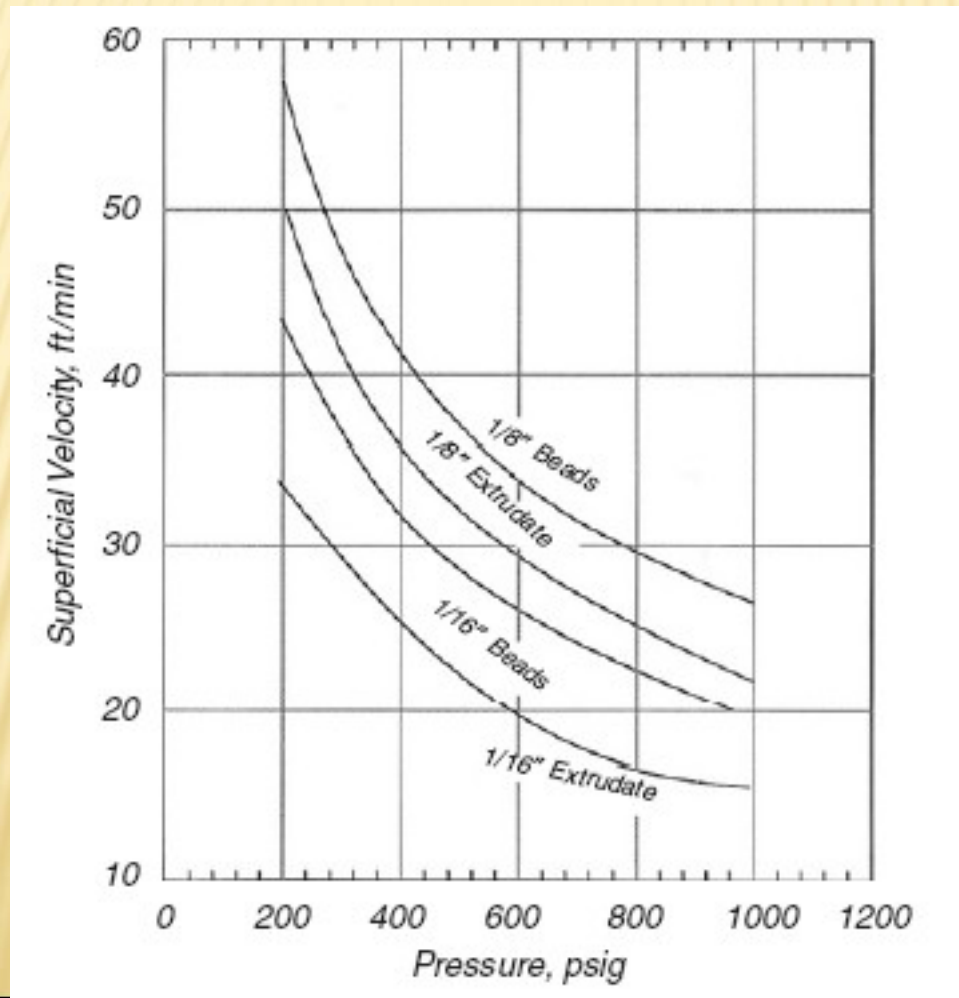
F = 1,7 cho loại hạt rây phân tử 1/8 inch

F = 0,85 cho loại hạt rây phân tử 1/16 inch

SƠ ĐỒ QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ - GIẢI HẤP

Những điểm cần lưu ý khi thiết kế

- Tốc độ dòng khí : nên chọn tốc độ nhỏ, nhưng phải chú ý đến đường kính tháp và hiệu suất sử dụng chất hấp phụ



Hình 19

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

- Độ giảm áp suất theo chiều dài tầng chất hấp phụ:
Phương trình Ergun

$$\Delta P/L \text{ (psi/ft)} = B\mu V_s + C\rho V_s^2$$

μ : độ nhớt (cp)

ρ : khối lượng riêng (lb/ft³)

V_s : vận tốc bề mặt (ft/min)

ΔP : độ giảm áp suất

L : chiều dày lớp hấp phụ

B, C : hệ số hiệu chỉnh (xem Bảng)

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

Coefficient Values for Typical Adsorbents

Particle Type	B	C
1/8-inch (3-mm) bead	0.0560	0.0000889
1/8-inch (3-mm) pellets	0.0722	0.000124
1/16-inch (1.5-mm) bead	0.152	0.000136
1/16-inch (1.5-mm) pellets	0.238	0.000210

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

▣ Tỷ lệ chiều dày lớp hấp phụ/đường kính

$$D^2 = \frac{25(Q_G)(T)(Z)}{(P)(V_{SG})}$$

$$L_B = \frac{127.3(W)}{(\rho_b)(D^2)(X)}$$

D: đường kính lớp hấp phụ

L: Chiều dày lớp hấp phụ

Q_G : lưu lượng khí

T: nhiệt độ dòng khí ướt

P: áp suất dòng khí ướt

V_{SG} : tốc độ dòng khí

Z: hệ số nén khí

ρ_b : khối lượng riêng của chất hấp phụ

W: khối lượng hơi nước dự định hấp phụ trong 1 chu kỳ

X: Năng suất hấp phụ

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

- Khả năng hấp phụ của chất hấp phụ
Năng suất hấp phụ có ích tối đa: Theo công thức Campbell

$$(X)(L_B) = (X_S)(L_B) - (0.45)(L_Z)(X_S)$$

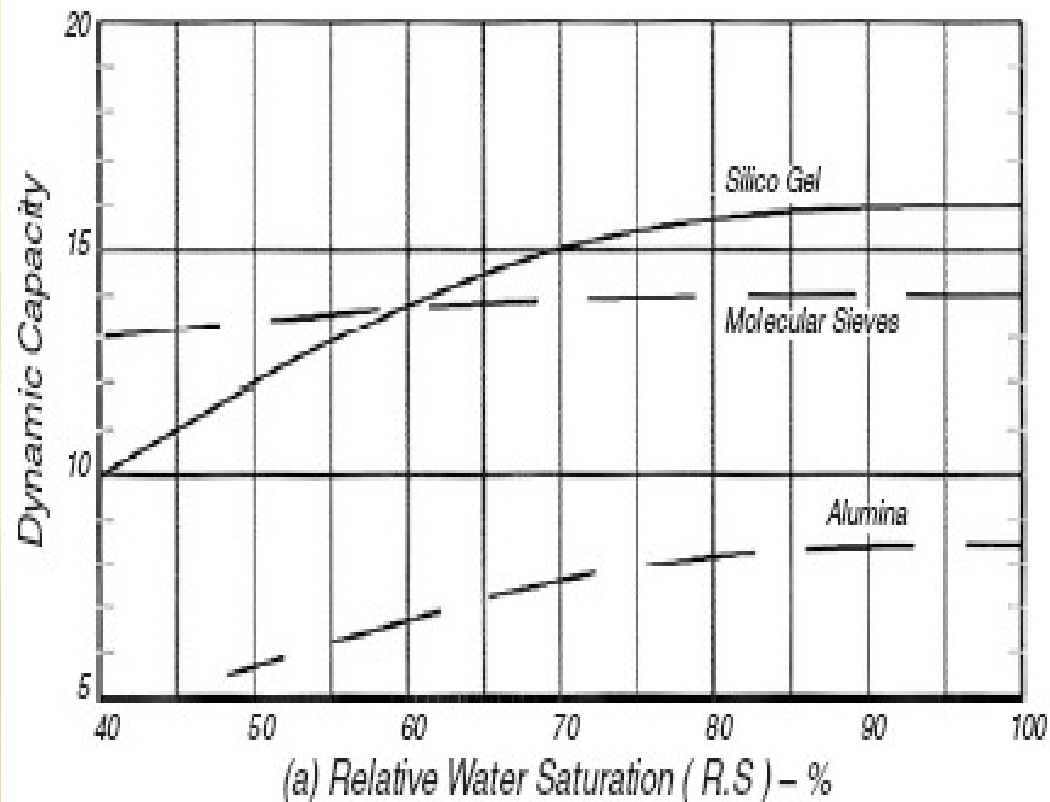
Hình 20

X: Năng suất hấp phụ

L_B : Chiều dày lớp hấp phụ

X_S : khả năng hấp phụ động học
(xác định từ đồ thị)

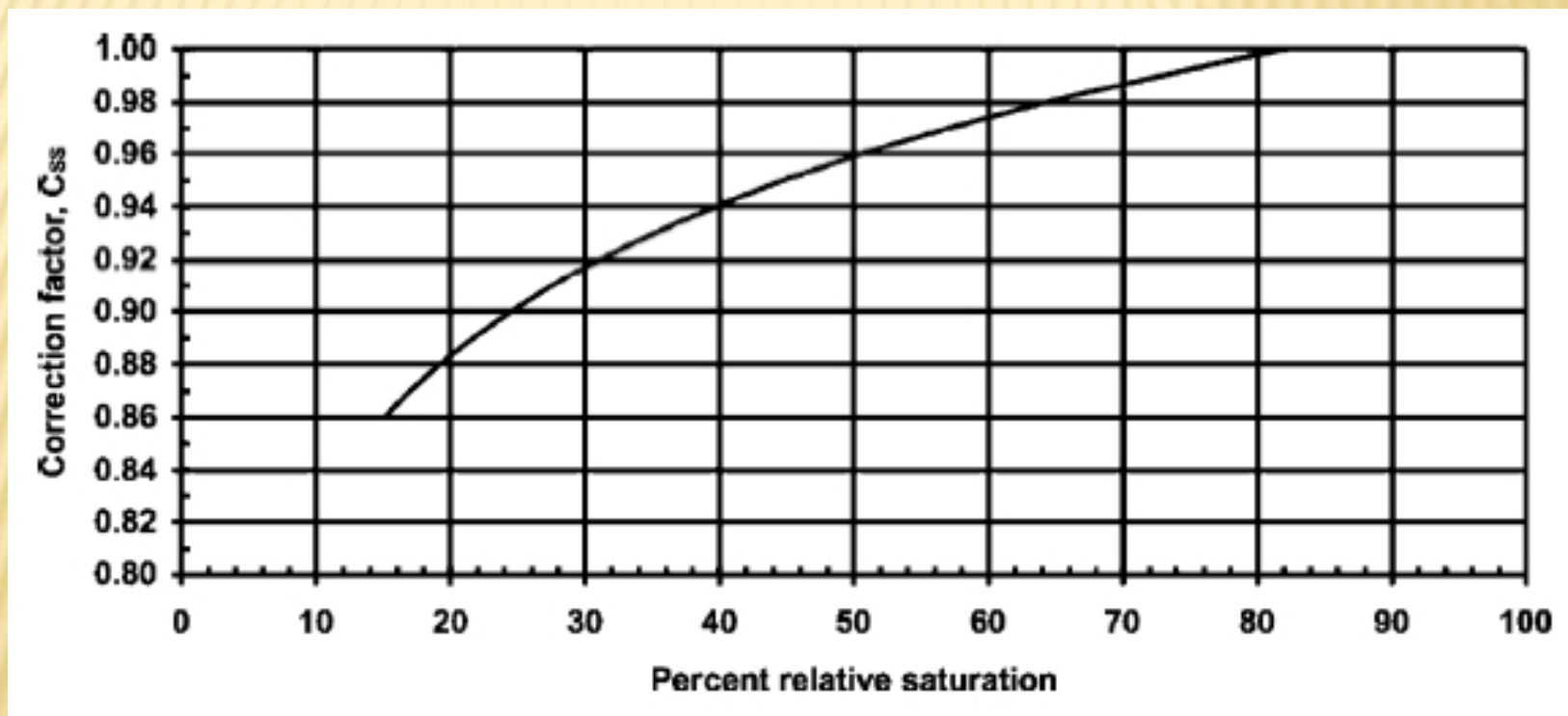
L_Z : chiều dày vùng truyền khối MTZ



HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

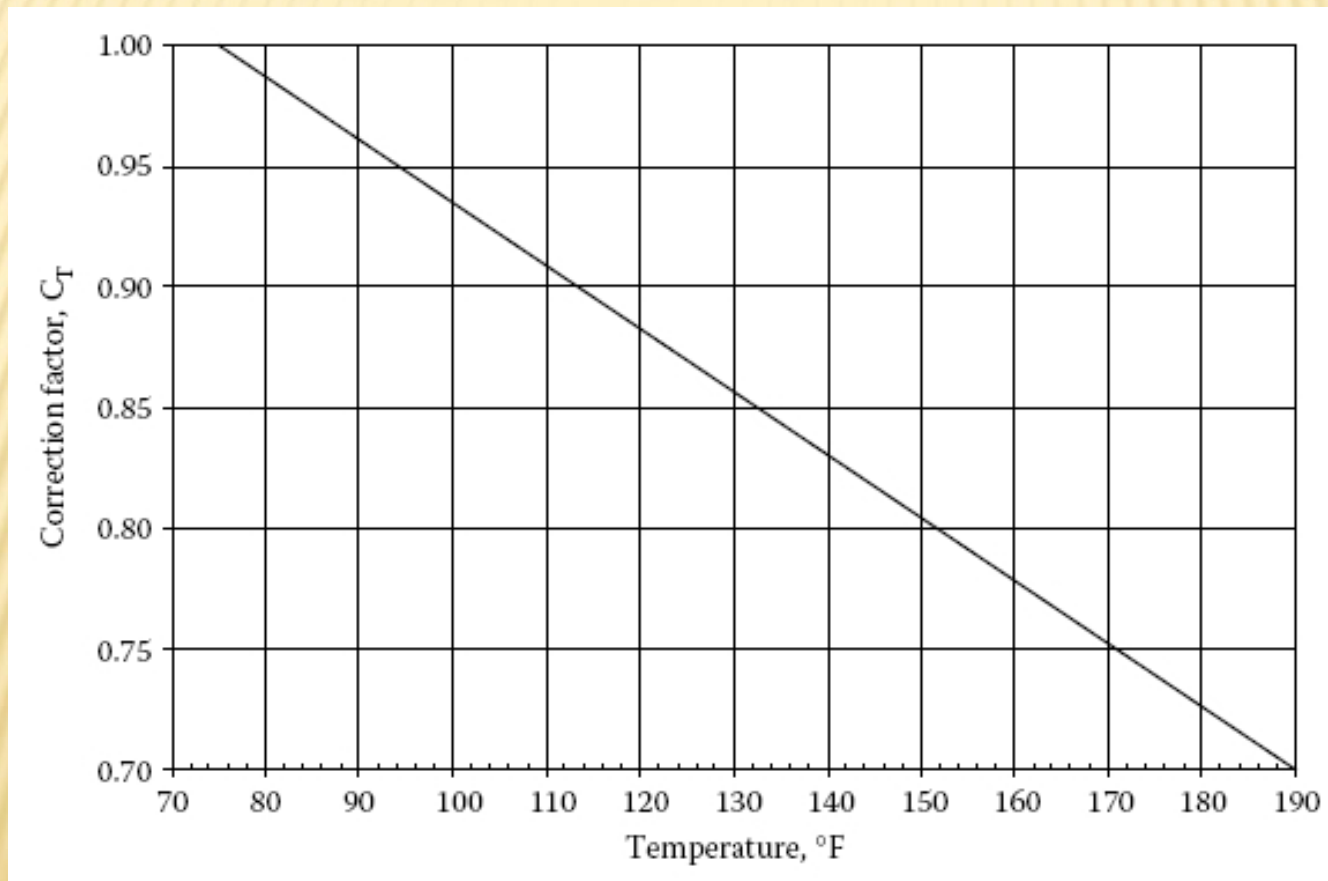
- Ảnh hưởng của độ bão hòa hơi nước trong dòng khí lên khả năng hấp phụ của rây phân tử

Hình 21



HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

- Ảnh hưởng của nhiệt độ dòng khí lên khả năng hấp phụ của rây phân tử



Hình 22

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

- Chiều dày vùng truyền khối MTZ 0.5 -6 ft : 0.2 – 1.8 m

$$L_{MTZ} \text{ (ft)} = 2.5 + 0.025 V_S \text{ (ft/min)}$$

$$L_{MTZ} \text{ (ft)} = F [V_S \text{ (ft/min)} / 35]^{0.3}$$

Hoặc theo công thức

$$L_{MTZ} = 375 \left[\frac{m_w^{0.7895}}{V_{SG}^{0.5506} (RS)^{0.2646}} \right] \times A$$

V_{SG} : tốc độ dòng khí

R_S : độ bão hoà tương đối
của nước trong dòng khí

m_w : khối lượng nước

A: = 1 silica gel
= 0.8 alumina
= 0.6 rây phân tử

$$m_w = 0.053 \left[\frac{Q_G(W)}{D^2} \right]$$

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

- Thời gian tới hạn (thời gian chu kỳ hoạt động của tháp)

$$t_b = \frac{(0.01)(X)(\rho_b)(L_B)}{m_w}$$

HẬP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

▣ Bảng chuyển đổi đơn vị

$$^{\circ}\text{F} = ^{\circ}\text{C} \times 1.8 + 32$$

$$^{\circ}\text{R (Rankine Temperature)} = ^{\circ}\text{F} + 460$$

$$1 \text{ psi} = 0.068 \text{ bar} = 6.8 \text{ kPa}$$

$$1 \text{ lb} = 0.454 \text{ kg}$$

$$1 \text{ ft} = 0.305 \text{ m}$$

$$1 \text{ inch} = 0.0254 \text{ m}$$

MMscfd ~ milion standard cubic feet per day

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

- Bảng điều kiện chuẩn

Hệ	T	P	V
SI	273.15K	101.325 kPa	22.415 m ³ /kmol
Universal scientific	0°C	760 mm Hg	22.415 L/mol
Nat. gas industry	60°F	14.7 psi	379.4 ft ³ /lb mol
American engineering	32°F	1 atm	359.05 ft ³ /lb mol

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

Typical Operating Conditions for Molecular Sieve Dehydration Units

Feed rate	10 to 1500 MMscfd (0.3 to 42 MMSm ³ /d)
Superficial velocity	Approximately 30 to 35 ft/min (9 to 11 m/min)
Pressure drop	Approximately 5 psi (35 kPa), not to exceed 10 psi (69 kPa)
Cycle time	Four to 24 hours; 8 or a multiple thereof is common
Temperatures and pressures	
Adsorption	Temperatures: 50 to 115°F (10 to 45°C) Pressures: to 1500 psig (100 barg),
Regeneration	Temperatures: 400 to 600°F (200 to 315°C) Pressures: Adsorption pressure or lower.

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

?

08

Cho dòng khí:

Lưu lượng: 35 MMscfd (Q_G)

Mw: 18; tỷ trọng 1.5lbs/ft³

Điểm sương: 100°F

Điều kiện vận hành tháp hấp phụ: 110°F; 500 psi

Yêu cầu hàm lượng nước trong khí khô: 1ppm

Hãy thiết kế tháp hấp phụ cho quá trình làm khô dòng khí trên

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

A
08

Các bước thiết kế:

1. Chọn khả năng hấp phụ có ích X (vd 12 lb H₂O/100lb chất hấp phụ)
2. Tính khối lượng chất hấp phụ phụ trên 1 chu kỳ
$$W_B = (1/X)Q_G \times W / 3 \text{ (chu kỳ 8h)} \rightarrow V_B$$
3. Chọn V_{SG} từ Hình 19
4. Tính D $\rightarrow L_B$
5. Tính m_w
6. Tính L_{MTZ}
7. Kiểm tra lại X
8. Tính thời gian tới hạn, kiểm tra lại chu kỳ với thời gian tới hạn
9. Kiểm tra lại độ giảm áp (nên nhỏ hơn 8psi)

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

A

08

1. Chọn $X = 12 \text{ lb nước} / 100 \text{ lb chất hấp phụ} = 0.12$

2. $W_B = (Q_G \times W) / (3 \times 0.12) = 9722$

W đọc từ Hình 1b = 100 lb nước/MMscf

3: chọn 1 chu kỳ là 8 h

$V_B = W_B / \rho_B = 9722 / 45 = 216 \text{ ft}^3$

3. Xác định V_{SG} :

Từ Hình 19, giả sử dùng hạt kích thước 1/8 inch

-> $V_{SG} = 38 \text{ ft/min}$

4. Tính đường kính lớp hấp phụ

$$D^2 = \frac{25(Q_G)(T)(Z)}{(P)(V_{SG})}$$

$$D = 4.9 \text{ ft}$$

$$\rightarrow L_B = 216 \times 4 / (3.14 \times D^2) = 11.5 \text{ ft}$$

$$L_B = \frac{127.3(W)}{(\rho_b)(D^2)(X)}$$

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

A
08

5. Tính m_w

$$m_w = 0.053 \left[\frac{Q_G(W)}{D^2} \right] = 7.72$$

6. Tính L_{MTZ}

$$L_{MTZ} = 375 \left[\frac{m_w^{0.7895}}{V_{SG}^{0.5506} (RS)^{0.2646}} \right] \times A$$

$$RS = 100; A = 0.6$$

$$\rightarrow L_{MTZ} = 45.07 \text{ inch} = 3.76 \text{ ft}$$

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

A
08

7. Kiểm tra lại X

$$(X)(L_B) = (X_S)(L_B) - (0.45)(L_Z)(X_S)$$

X_S đọc từ Hình 20 : 14 lb nước / 100 lb chất hấp phụ

$$L_B = 11.5$$

$$L_Z = 3.76$$

$$\rightarrow X = 11.94 \sim 12$$

8. Tính thời gian tới hạn

$$t_b = \frac{(0.01)(X)(\rho_b)(L_B)}{m_w} = 8.04 \sim 8 \text{ h}$$

HẤP PHỤ BẰNG RÂY PHÂN TỬ

A
08

8. Tính độ giảm áp

$$\Delta P/L \text{ (psi/ft)} = B\mu V_s + CpV_s^2$$

$$= 0.056 \times 0.01 \times 38 + 0.000089 \times 1.5 \times 38 \times 38$$
$$= 0.21$$

$$\Delta P = 0.21 \times 11.5 = 2.46 \text{ psi}$$

$$\Delta P \sim 2.5 \text{ psi} < 8 \text{ psi}$$

CHỐNG THÀNH TẠO HYDRAT BẰNG CÁC CHẤT ỨC CHẾ

Lượng chất ức chế cần sử dụng

Tính theo phương trình Hammerschmidt

$$\Delta T = K \times I / [(100 - I) \times M_i]$$

ΔT : độ giảm nhiệt độ tạo thành hydrát (°F)

K : hằng số cho mỗi chất ức chế

I : nồng độ tối thiểu của chất ức chế trong nước tự do wt%

M_i : khối lượng phân tử chất ức chế

Chất ức chế	M	K
Methanol	32	2335
EG	62	2200
PG	76	3590
DEG	106	4370

CHỐNG THÀNH TẠO HYDRAT BẰNG CÁC CHẤT ỨC CHẾ

Dòng khí: 2 MMscfd, $SG_g = 0.6$ tại 1000 psi và 100°F

Vận chuyển vào bờ tại 800 psi và 40°F.

Tính lưu lượng MeOH cần bơm vào để ức chế sự tạo thành hydrat

?
09

Chống thành tạo Hydrat bằng các chất ức chế

A
09

1. Hàm lượng nước của dòng khí:

Từ Hình 1b : 1000 psi ; 100°F : 60 lb/MMscf

800 psi ; 40 °F : 10.5 lb/MMscf

-> Lượng nước tự do: $(60 - 10.5)\text{lb/MMscf} \times 2 \text{ MMscfd}$
= 99 lb/ngày

2. Nhiệt độ tạo thành hydrát:

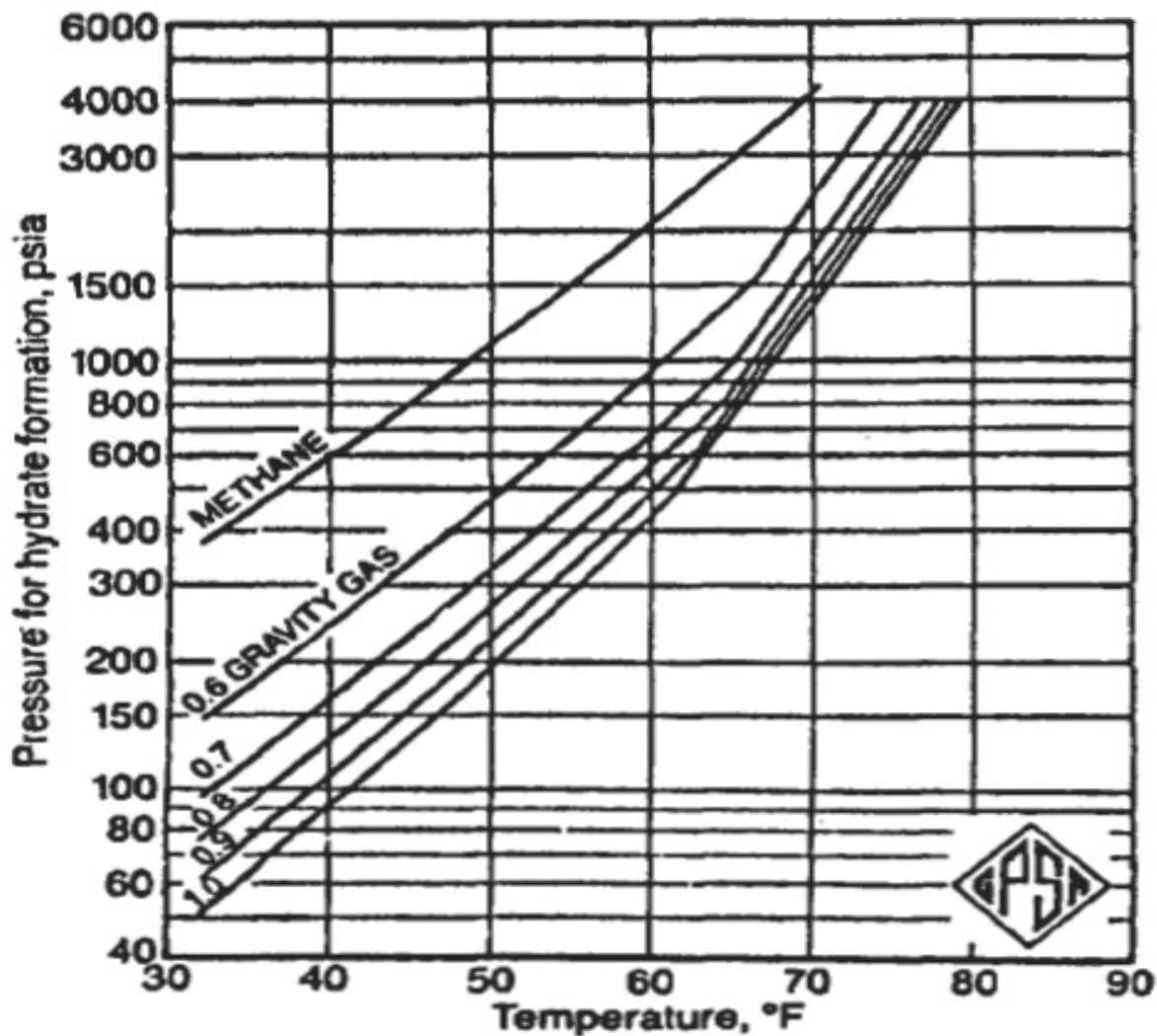
Từ Hình 5-b: 800psi, 0.6 SG_g : $T_{\text{hydrat}} = 57.5^\circ\text{F}$

-> $\Delta T = 17.5^\circ\text{F}$

3. Theo pt Hammerschmidt : $K = 2335$; $M = 32$ -> $I = 19.4\%$

-> Lượng MeOH cần cho 99 lb nước/ngày là $99 \times 19.4 / (100 - 19.4)$
= 23.83 lb MeOH/ngày

CHỐNG THÀNH TẠO HYDRAT BẰNG CÁC CHẤT ỨC CHẾ



Hình 5-b

CHỐNG THÀNH TẠO HYDRAT BẰNG CÁC CHẤT ƯC CHẾ

A
09

4. Lượng methanol bốc hơi vào pha khí:
Từ Hình 23

$$C = \frac{\text{nồng độ MeOH trong pha khí [lb MeOH / MMscf]}}{\text{nồng độ methanol trong pha nước [wt\%]}}$$

Tại 800 psi, 40°F, $C = 1.1$

-> nồng độ MeOH trong pha khí = $1.1 \times 19.4 = 21.34$ lb/MMscf

Lượng MeOH trong pha khí = $21.34 \times 2 = 42.68$ lb MeOH/ngày

5. Tổng lượng MeOH cần dùng là:

$23.83 + 42.68 = 66.51$ lb MeOH/ngày

CHỐNG THÀNH TẠO HYDRAT BẰNG CÁC CHẤT ƯC CHẾ

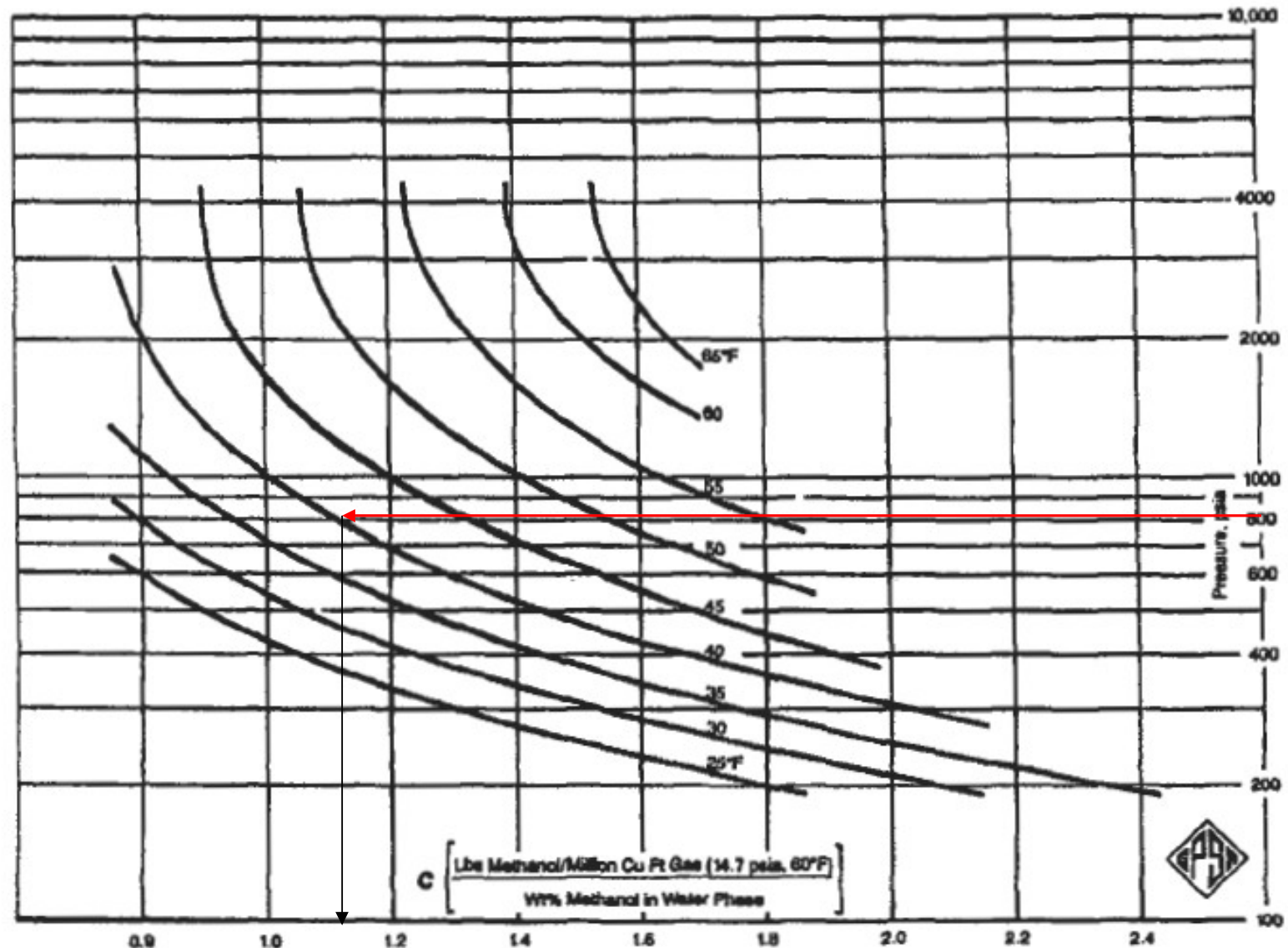


Figure 23 Ratio of methanol vapor composition to methanol liquid composition [135].