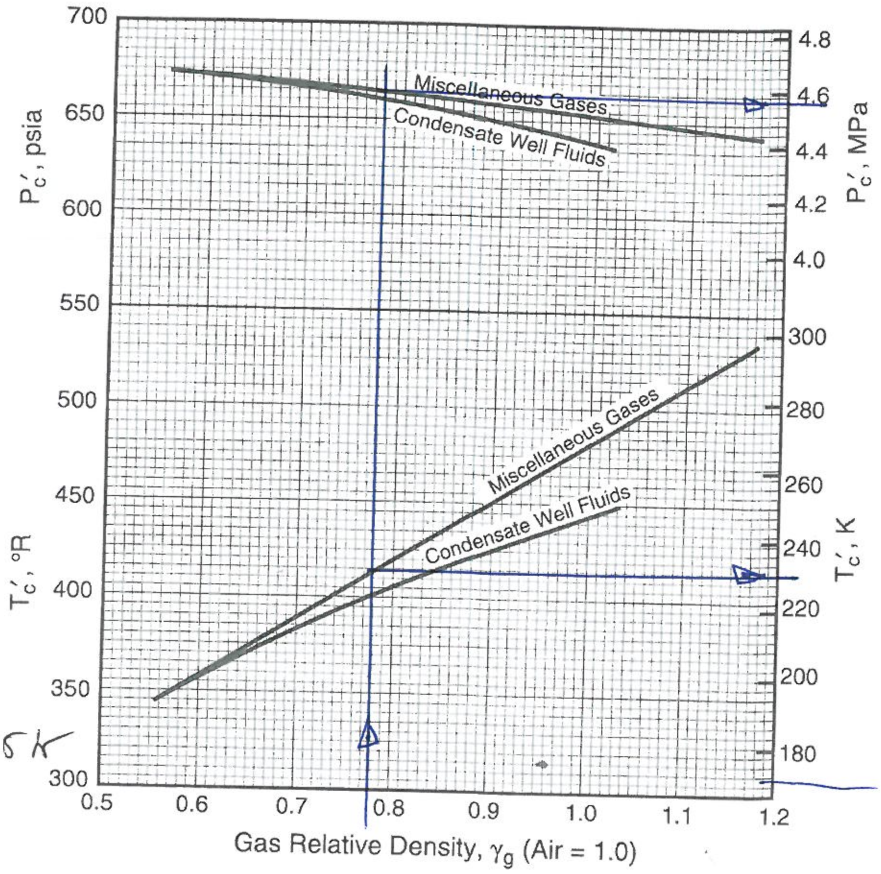
ØVING 2 (NY) PET200 Prod. olje & gass – 2014 (1)

Oppg. 1 – Separator for olje / gass (2 fase)



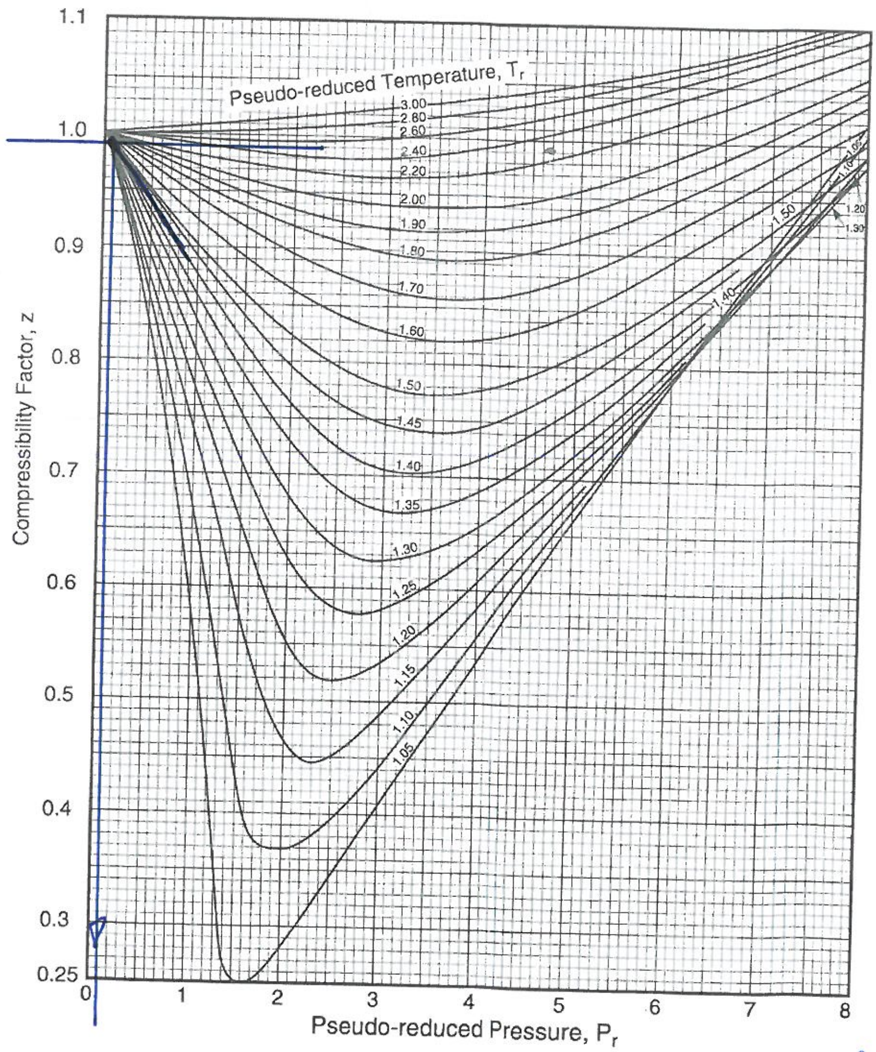
a) $\gamma_G = 0.78$

$\rightarrow P_c \approx 4.56$ MPa
$= 45.6$ bar

$T_c \approx 230$ K

T er oppgitt til 50°C
$= 50 + 273.15 = 323.15$ K

$\Rightarrow T_r = \frac{323.15}{230} = 1.4$



$Z = 0.99, \; T_r = 1.4$

$\rightarrow P_r \approx 0.1$

$P = P_r \cdot P_c = \underline{4.56 \text{ bar}}$

NB! Dette gir et grovt overslag

b) Væsketetthet fra γ_L: (tetthet relativt til vann v/ 60°F)

$$\rho_L = \gamma_L \cdot 1000\ kg/m^3 = \underline{\underline{830\ kg/m^3}}$$

Gasstetthet fra reell gasslikning (2.60, s. 24)

$$\gamma_G = \frac{\rho_G}{\rho_{Air}}\Bigg|_{Std.bet} = \frac{Mw_G}{Mw_{Air}}$$

(NB! Gjelder ved standard betingelser)

$$\rightarrow Mw_G = 29\ \frac{g}{mol} \cdot 0.78 = \underline{22.62\ \frac{g}{mol}}$$

$$\rho_g = \frac{Mw_G \cdot p}{ZRT}$$

Enhetene må stemme:

$[Mw_G] = \frac{g}{mol}$

$[p] = Pa = \frac{N}{m^2} = 10^5\ bar$

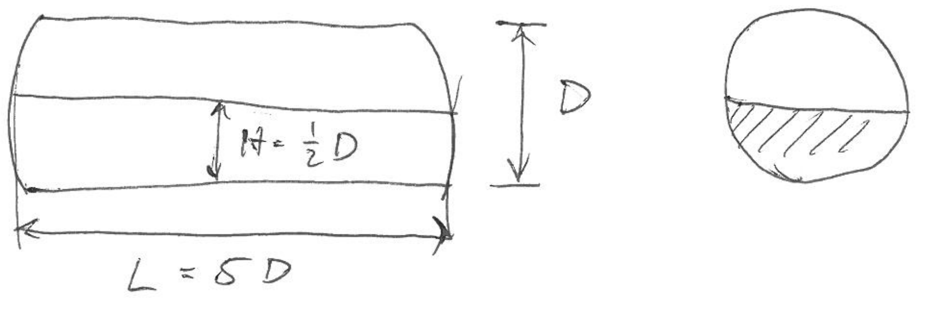
$[Z] = 1$ (Dimensjonsløs)

$[R] = 8.3144\ \frac{J}{mol\ K}$ (universell gasskonstant)

$[T] = K$

$$\rightarrow \rho_g = \frac{22.62\ \frac{g}{mol} \cdot 5 \cdot 10^5\ \frac{N}{m^2}}{0.99 \cdot 8.3144\ \frac{Nm}{mol\ K} \cdot 323.15\ K} = 4252\ \frac{g}{m^3} = \underline{\underline{4.25\ \frac{kg}{m^3}}}$$

c)



Væske kapasitet:

Bruke lign. 10.4, som dersom man regner om til s, kan skrives $\dot{q}_L = \frac{V_L}{t}$

$t = 1 \text{ min} = 60 \text{ s}$ (Tabell 10.2, s. 122)

$$V_L = \underbrace{\frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} D^2}_{A} \cdot L = \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 5D$$

$$\dot{q}_L = 12\,000 \, m^3/d = \frac{12\,000}{86\,400} = 0.139 \, m^3/s$$

$$\Rightarrow \dot{q}_L = \frac{5\pi D^3}{8 \cdot t} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{8 \cdot 0.139 \cdot 60}{5\pi}} = \underline{1.62 \text{ m}}$$

Gass kapasitet: Siden gassraten e oppgitt i Sm^3/d kan det i dette tilfellet være greit å bruke lign. 10.3 direkte (forutsatt at man holder styr på enheten)

$$T = \frac{9}{5} \cdot 50°C + 32 = \underline{122°F} + 460°F = \underline{582°R}$$

$$P = 5 \text{ bar} \cdot 14.5038 = \underline{72.5 \text{ psia}}$$

$$\dot{q}_G = 12\,000 \frac{m^3}{d} \cdot 36 \frac{Sm^3}{m^3} = 432000 \frac{Sm^3}{d} \cdot 35.3147 \frac{ft^3}{m^3}$$

$$= 15.26 \cdot 10^6 \frac{Sft^3}{d} = \underline{15.26 \text{ MMScfd}}$$

Lign. 10.3:

$$\dot{q}_{ST} = \frac{2.4 \cdot D^2 \cdot K \cdot p}{Z\,(T + 460)} \cdot \sqrt{\frac{S_L - S_G}{S_G}}$$

$(T + 460)$: °R

$\sqrt{\frac{S_L - S_G}{S_G}}$: Vil bli det samme så lenge enheten for S_L og S_G er den samme

$K = 0.45$ (fra tabell 10.1)

$$\Rightarrow \quad D = \sqrt{\frac{15.26 \cdot 0.99 \cdot 582}{2.4 \cdot 0.45 \cdot 72.5 \cdot \sqrt{\frac{830 - 4.25}{4.25}}}}$$

$$= 2.84\ \text{ft} \cdot 0{,}3048 = 0.865\ \text{m}$$

NB!

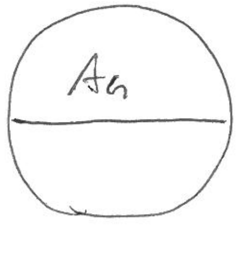
Væskekapasiteten blir dermed dimensjonerende:

$D = 1.62$ m
$L = 8.1$ m

(min. dimensjon)

d) Konkurrerende leverandør: $D = 2.4$ m / $L = 12.2$ m
(Skulle være stor nok, i det minste)

I: $v = \frac{q_A}{A_G}$ — "actual flow"



5

Omregning fra Std. til reelle m^3/s :

$$\dot{m} = \dot{q}_{st} \cdot \rho_{st} = \dot{q}_A \cdot \rho$$

$$\rho = \frac{1}{v} \quad , \quad pv = ZRT \quad \Rightarrow \quad \rho = \frac{P}{ZRT}$$

$$\dot{q}_A = \frac{\rho_{st}}{\rho} \dot{q}_{st} = \frac{P_{st}}{Z_{st} \cdot R T_{st}} \cdot \frac{ZRT}{P} \cdot \dot{q}_{st} = \frac{P_{st}}{P} \cdot \frac{T}{T_{st}} \cdot Z \cdot \dot{q}_{st}$$

$$(Z_{st} \equiv 1)$$

$$\dot{q}_{st} = 0.139 \cdot 36 = 5.0 \ Sm^3/s$$

$$\dot{q}_A = \frac{1.01325}{5} \cdot \frac{323.15}{288.15} \cdot 0.99 \cdot 0.139 \cdot 36 = \underline{1.13 \ m^3/s}$$

$$A_a = \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 2.4^2 = 2.26 \ m^2$$

$$V = \frac{1.13 \ m^3/s}{2.26 \ m^2} = \underline{\underline{0.5 \ m/s}}$$

II :

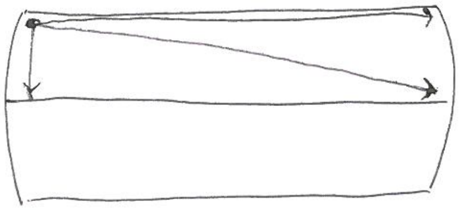
$$V_L = \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 2.4^2 \cdot 12.2 = 27.60 \ m^3$$

$$t = \frac{27.60 \ m^3}{0.5 \ m^3/s} = 55.2 \ s = \underline{\underline{0.92 \ min}}$$

III Terminal hastighet for fallende dråpe:

$$u_Z = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g d (\rho_L - \rho_G)}{C_D \rho_V}}$$

(Se f.eks. Powerpoint om separasjon, slide nr. 13)



For at en dråpe skal nå utløpet må den holde seg svevende over hele separator-lengden. Det går akkurat dersom

$$\frac{L}{V} = \frac{D/2}{u_Z}$$

$$\Rightarrow u_Z = \frac{D/2}{L} \cdot V = \frac{1.2}{12.2} \cdot 0.5 \ m/s = \underline{0.0492 \ m/s}$$

Dråpene kan dermed ikke være større enn:

$$\frac{u_Z^2 \cdot 3 \cdot C_D \cdot \rho_G}{4 g (\rho_L - \rho_G)} = \frac{(0.0492 \ m/s)^2 \cdot 3 \cdot 1 \cdot 4.25}{4 \cdot 9.81 \ m/s^2 \ (830 - 4.25)}$$

$$= 9.52 \cdot 10^{-7} \ m = \underline{\underline{0.95 \ \mu m}}$$

Oppg 2 – Dehydrering m/ TEG

a) 1 Sft^3 tilsvare en bestemt mengde molekyle (uansett type), gitt av

$pV = NRT$

Nå $V = 1\ ft^3 = (0.3048\ m)^3 = 0.0283168\ m^3$

$p = 1\ atm = 101325\ \frac{N}{m^2}$

$T = 288.706\ K \quad (60°F)$

$$N = \frac{101325 \cdot 0.0283168}{8.3144 \cdot 288.706} = \underline{\underline{1.195\ mol}}\ \text{QED}$$

$\left[\frac{Nm}{mol\,K}\right]$

Vannmolekylene e en del av gassen når den e tørr: 5 lbm/MMScf. innebære at det er vannmolekyle tilsvarende 5 lbm = 5·0.453592 = $\underline{2{,}27\ kg}$ i 10^6 Sft^3

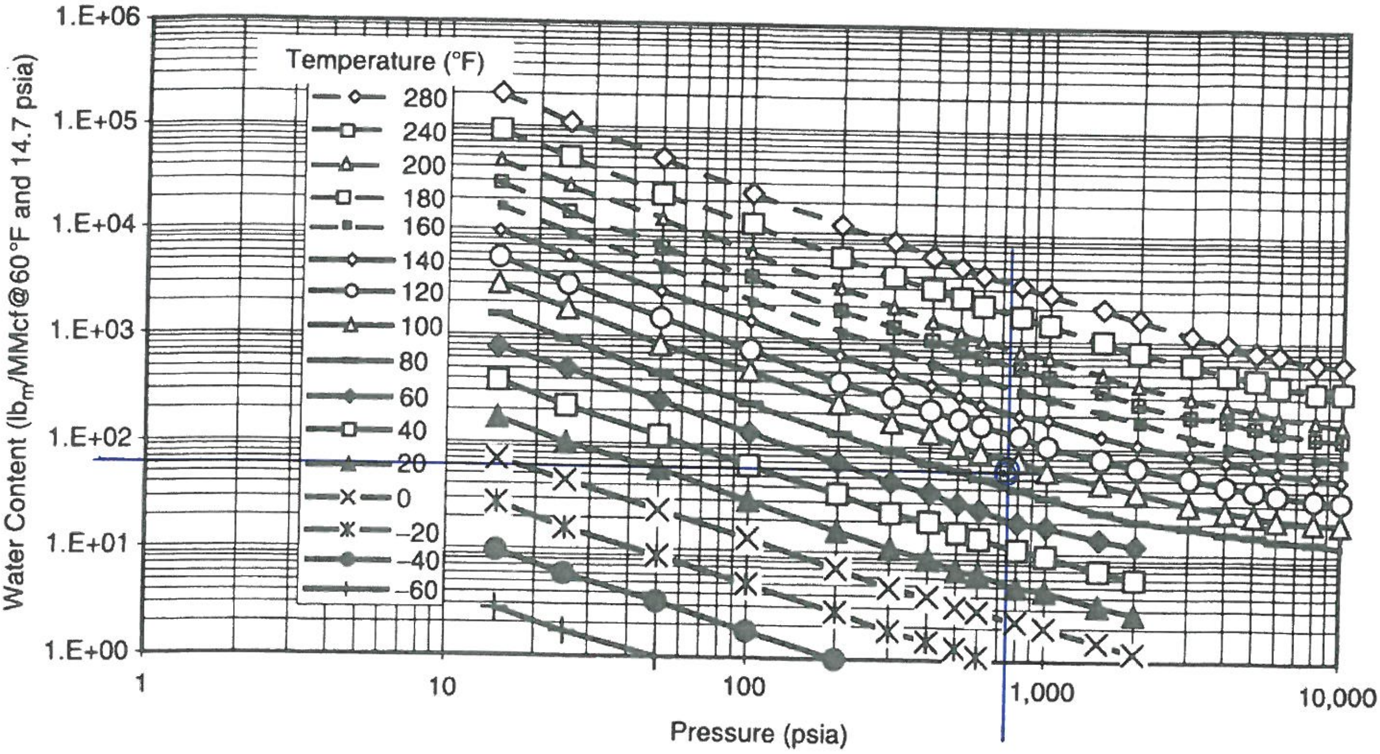
Vannets molvekt e 18.02 g/mol

$$N_{H_2O} = \frac{2270\ g}{18.02\ g/mol} \approx 126\ mol$$

Mol fraksjon: $$X_{H_2O} = \frac{126\ mol}{1.195 \cdot 10^6\ mol} = 0.000105$$

$= \underline{\underline{105\ ppm}}$

②



b) $p = 50 \text{ bar} \cdot 14.5038 = 725 \text{ psia}$

$T = \frac{9}{5} \cdot 34°C + 32 = 93.2 °F$

$\Rightarrow WC \approx 60 \text{ lbm/MMScf}$

Tilsvarer $60 \cdot 0.453592 = 27.2 \text{ kg} = 27200 \text{ g}$

$\Rightarrow N_{H_2O} = \frac{27200}{18.02} = 1509 \text{ mol}$

$x_{H_2O} = \frac{1509 \text{ mol}}{1.195 \cdot 10^6 \text{ mol}} = 0.00126 = 1260 \text{ ppm}$

(3)

c) Regne om til "fot":

$\dot{q}_a = 5.1 \cdot 10^6 \; Sm^3/d \cdot 35.3147 \frac{ft^3}{m^3} = 180 \; MMScfd$

$\dot{q}_s = \frac{\dot{q}_a}{C_t \cdot C_g} \approx 180 \; MMScf$

Table 10.9 *Temperature Correction Factors for Trayed Glycol Contactors*

Operating temperature (°F)	*Correction factor* (C_t)
40	1.07
50	1.06
60	1.05
70	1.04
80	1.02
90	1.01
100	1.00
110	0.99
120	0.98

Source: Used, with permission, from Sivalls, 1977.

$T = 93.2\,°F \rightarrow C_t \approx 1.01$ (kanskje litt mindre)

He burde man strengt tatt interpolert i tabellen, men med faktorer ≈ 1.0 har det ingen hensikt

Table 10.10 *Specific Gravity Correction Factors for Trayed Glycol Contactors*

Gas-specific gravity (air = 1)	*Correction factor* (C_g)
0.55	1.14
0.60	1.08
0.65	1.04
0.70	1.00
0.75	0.97
0.80	0.93
0.85	0.90
0.90	0.88

Source: Used, with permission, from Sivalls, 1977.

$\gamma_g = 0.71 \rightarrow C_g \approx 0.99$

Hvis vi velger 2 parallelle enheter kan de ha OD = 72" = 1.83 m

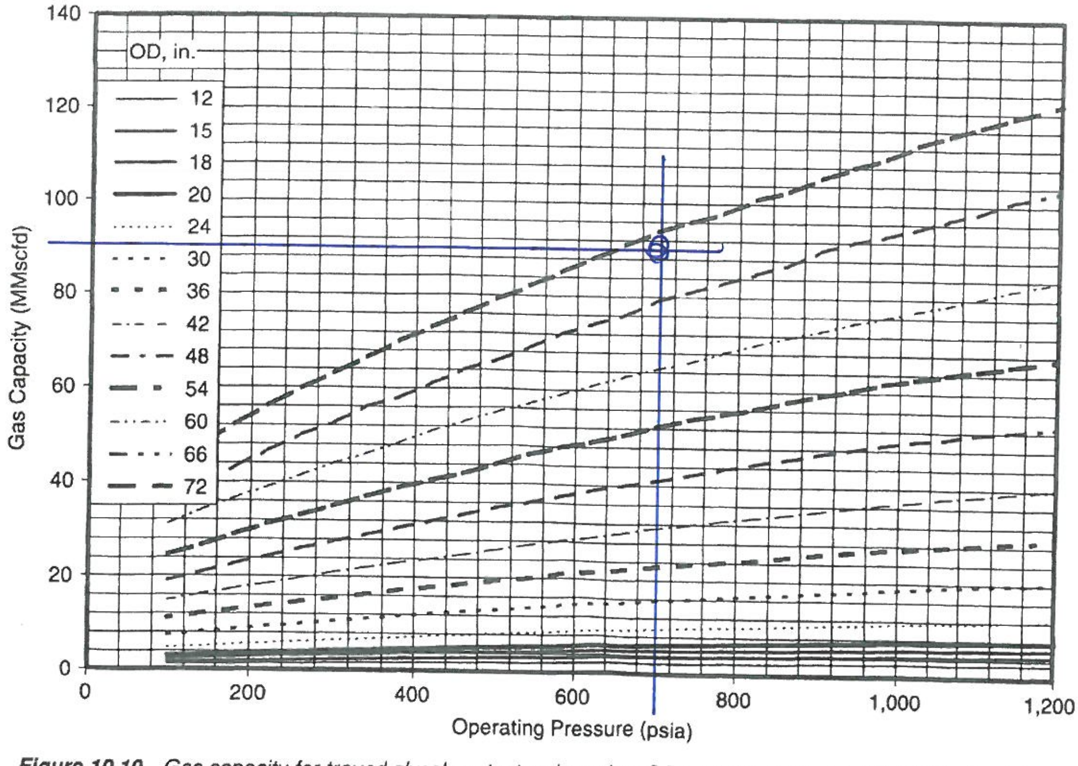


Figure 10.10 *Gas capacity for trayed glycol contactors based on 0.7-specific gravity at 100 °F (Sivalls, 1977).*

Alternativt kan man bruke Souders/Brown; gjerne i form av Lign. 10.3

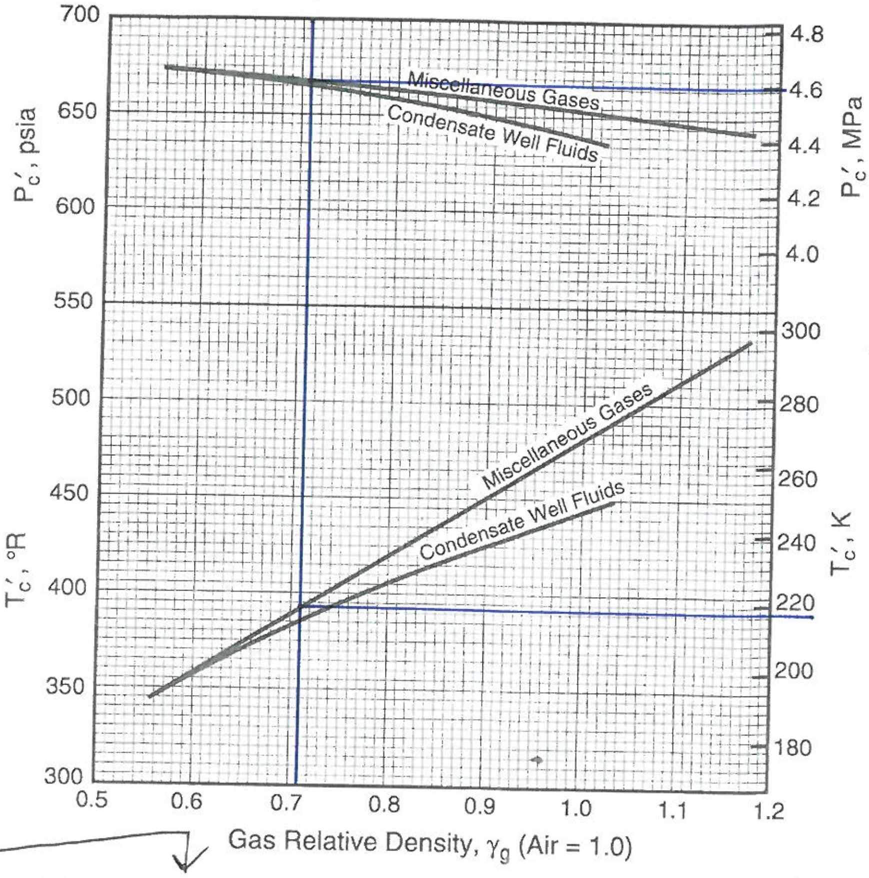
K fra vedlegg:

$K = 0.18$

(velger laveste verdi for å være på den sikre siden)

$\rho_L = 1120\ \mathrm{kg/m^3}$ for TEG

$\gamma_G = 0.71$



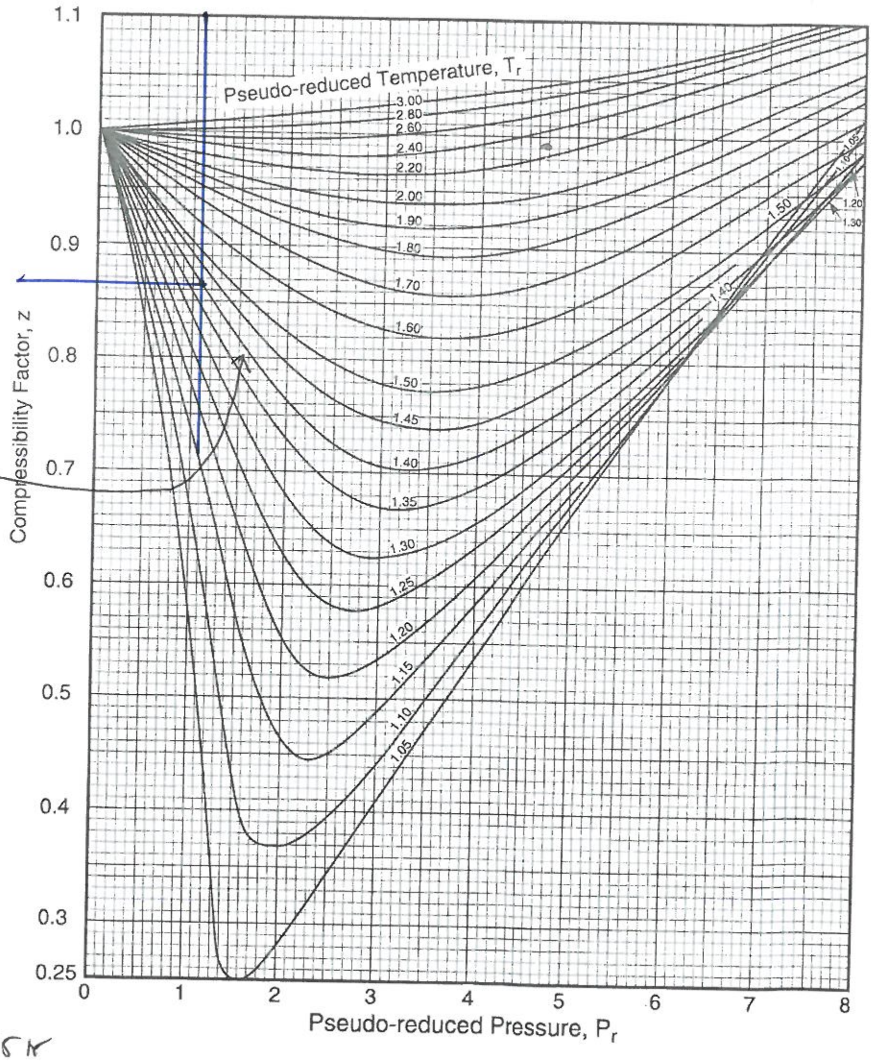
Gasstetthet:

$P_C \approx 46$ bar

$T_C \approx 218$ K

$P_r = \frac{50}{46} = \underline{1.09}$

$T_r = \frac{34 + 273.15}{218} = \underline{1.4}$



$\rightarrow Z = 0.865$

$$\rho_G = \frac{1}{v} = \frac{P \cdot \overbrace{\gamma_G \cdot 29}^{Mw_g}}{Z R T}$$

$$= \frac{50 \cdot 10^5 \frac{N}{m^2} \cdot 0.71 \cdot 29 \frac{g}{mol}}{0.865 \cdot 8.3144 \frac{Nm}{mol\,K} \cdot 307.15\,K}$$

$$= 46605 \frac{g}{m^3} = \underline{46.6\ \mathrm{kg/m^3}}$$

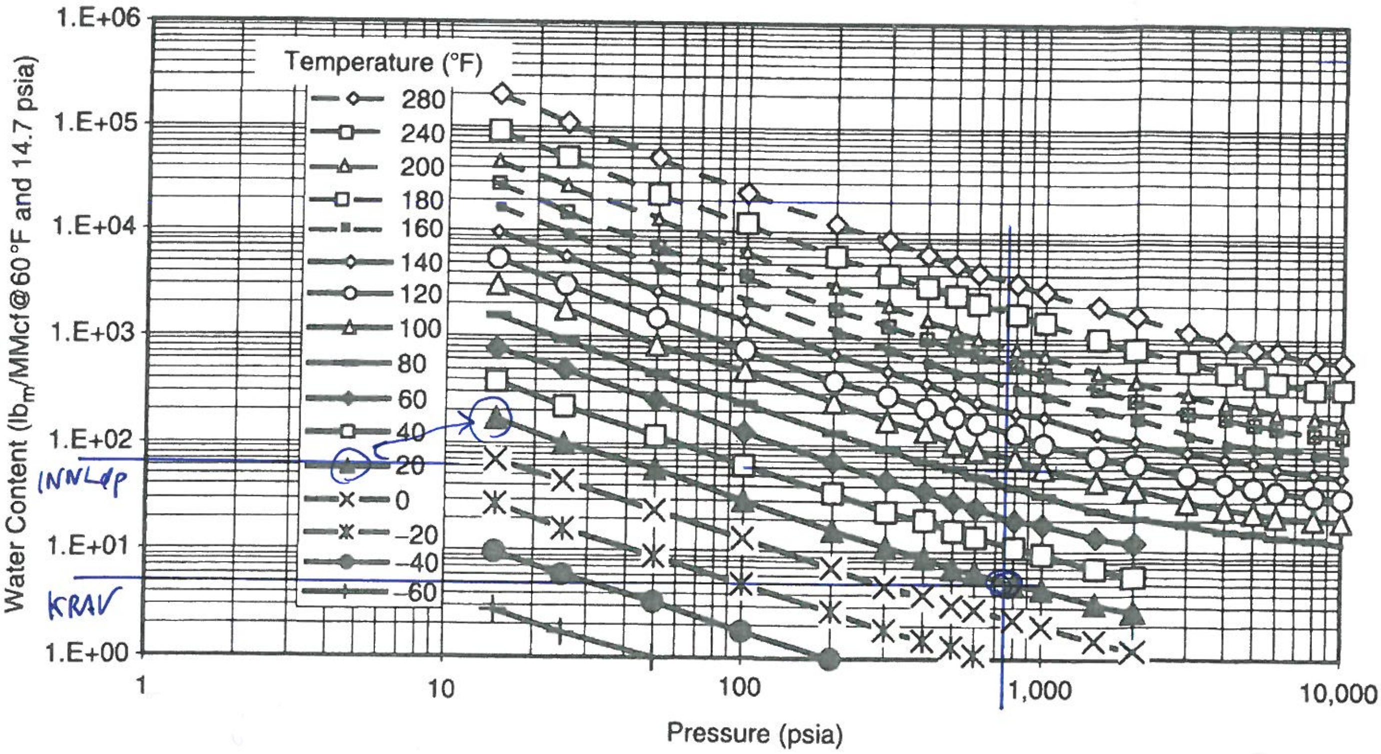
$$\Rightarrow D = \sqrt{\frac{180 \cdot 0.865 \cdot \overbrace{(93.2 + 460)}^{553.2}}{2.4 \cdot 0.18 \cdot 725 \cdot \underbrace{\sqrt{\frac{1120 - 46.6}{46.6}}}_{4.8}}}$$

$= 7.56 \text{ ft} = \underline{\underline{2.3 \text{ m}}}$

(ikke så veldig mye større enn en av de 2 designet for ½ parten vha. metoden i boken)

[Designet for 90 MMscfd ville innebære å dele det tallet vi fikk med $\sqrt{2}$ → $D_{1/2} = \frac{2.3}{\sqrt{2}} \approx 1.6$ m]

d) Duggpunktsdepresjon for bruk i Fig 10.12 fås vha. Fig. 10.6 :



$5\ lbm/MMscf \Rightarrow T_D \approx 20°F$

For innløp e $T_D = T = 93.2°F$ pr def; siden gassen e mettet på vann

$$\rightarrow \Delta t_D = 93.2 - 20 = 73.2°F \approx 75°F$$

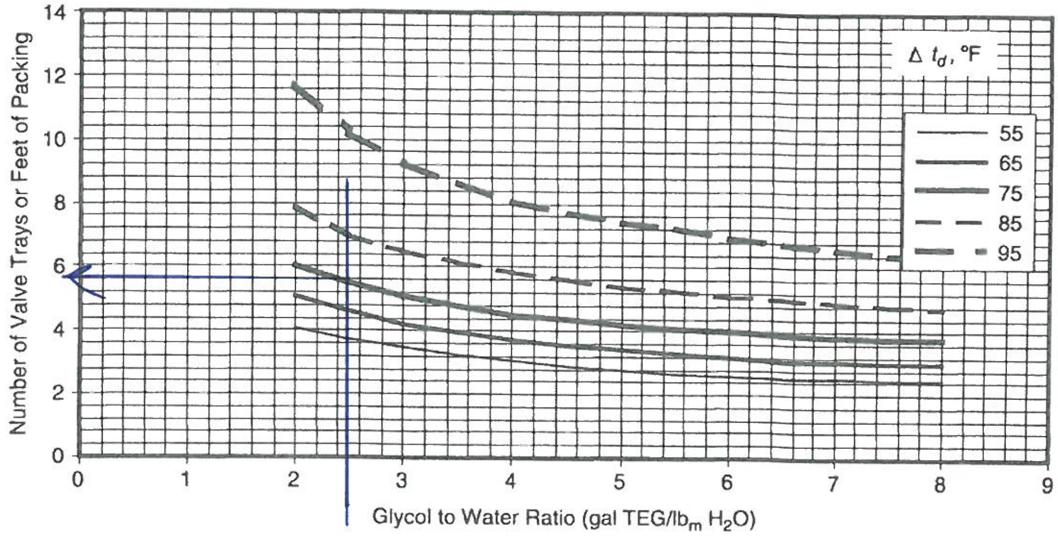


Figure 10.12 The required minimum height of packing of a packed contactor, or the minimum number of trays of a trayed contactor (Sivalls, 1977).

$GWR = 2.5\ \frac{gal}{lbm} \rightarrow$ ca. 6 brett

e) Sirkulasjonsrate, glycol:

$$\dot{q}_{TEG} = GWR \cdot \dot{m}_{H_2O}$$

↓

Hvor mye vann som blir tatt ut pr. tidsenhet

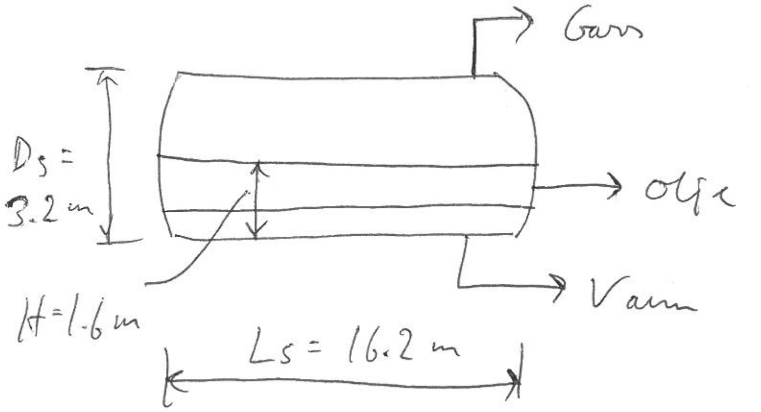
$$\dot{m}_{H_2O} = \dot{q}_g (WC_{inn} - W_{out}) = 180\ MMScfd \cdot (60 - 5)\ \frac{lbm_{H_2O}}{MMscfd}$$

$$= 9900\ \frac{lbm}{d} = 412.5\ \frac{lbm}{h}$$

$$\dot{q}_{TEG} = 2.5 \frac{Gal}{lbm_{H_2O}} \cdot 412.5 \frac{lbm_{H_2O}}{h} = 1031.25 \frac{gal}{h}$$

$$\left(= 65 \ l/min \approx 0{,}001 \ m^3/s \right)$$

OPPG. 3 – 3-fase separasjon



P = 30 bar

T = 75 °C

a) Gasskapasitet (Souders / Brown)

Uten tilleggsopplysninger velges en gjennomsnittsverdi av K_s:

$$K_s = \frac{0.122 + 0.152}{2} = \underline{0.137}$$

Tabellen i vedlegget angir også en lengdekorreksjon for separatorer lengre enn 3 m

$$\rightarrow K_s = 0.137 \cdot \left(\frac{16.2}{3}\right)^{0.56} = \underline{0.352}$$

Gå foreløpig videre med begge verdiene:

$$v_{max} = \begin{matrix} 0.137 \\ 0.352 \end{matrix} \cdot \sqrt{\frac{770 - 26.6}{26.6}} = \begin{cases} 0.724 \text{ m/s} \\ 1.861 \text{ m/s} \end{cases}$$

Med 1/2-full separator blir arealfaktoren $F_g = 0.5$:

$$\rightarrow q_g = \frac{1}{4} \cdot v_{max} \cdot \pi \cdot D_s^2 \cdot F_g$$

$$= \frac{1}{4} \cdot \begin{Bmatrix} 0.724 \\ 1.861 \end{Bmatrix} \cdot \pi \, (3.2 \text{ m})^2 \cdot 0.5 = \begin{cases} 2.91 \text{ m}^3/\text{s} \\ 7.48 \text{ ''} \end{cases}$$

Kommentar: $k_s = 0.137$ tilsvarer 0.45 for FPS-systemet. Men læreboken tar ikke hensyn til at bare halve arealet er tilgjengelig for gass-strømmen

Med $k_s = 0.137$ og $F_g = 7$ ville vi fått $\underline{\dot{q}_a = 5.82 \, m^3/s}$

⟹ Metoden fra Campbell med større hensyn til detaljer gir dermed tilnærmelsesvis samme resultat som den grovere metoden fra Læreboka.

<u>Velger å bruke $\dot{q}_a = 7.48 \, m^3/s$ videre</u>

Standard kubikkmeter ved $T = 15\,°C = 288.15\,K$

$P = 1\,atm = 1.01325\,bar$

$$\dot{m} = \dot{q}_a \cdot \rho = \dot{q}_{st} \cdot \rho_{st} \qquad pv = ZRT \Rightarrow \rho = \frac{P}{ZRT}$$

$$\dot{q}_{st} = \dot{q}_a \cdot \frac{\rho}{\rho_{st}} = \dot{q}_a \cdot \frac{P}{P_{st}} \cdot \frac{1}{Z} \cdot \frac{T_{ST}}{T} = \frac{30}{1.01355} \cdot \frac{1}{0.923} \cdot \frac{288.15}{(75+273.15)}$$

$$\times 7.48 \, m^3/s = \underline{\underline{198.6 \, Sm^3/s}}$$

b) Lik oppholdstid:

$$\rho_o = 770 \, kg/m^3 \rightarrow \gamma_o = 0.77 < 0.85$$

→ Fra tabell i Fig 4: $\underline{\tau_R \approx 4 \, min}$ (gj.snitt)

Kan beregne total væskekapasitet: (1/2 volumet)

$$V_L = \frac{1}{2}\cdot\frac{\pi}{4}\cdot D_s^2\cdot L_s = \frac{1}{2}\cdot\frac{\pi}{4}\cdot 3.2^2\cdot 16.2 = \underline{65.14\ m^3}$$

$$\rightarrow \dot{q}_L = \frac{1440\ min/d \cdot 65.14\ m^3}{4\ min} = 23450\ m^3/d$$

$$= \underline{0.271\ m^3/s}$$

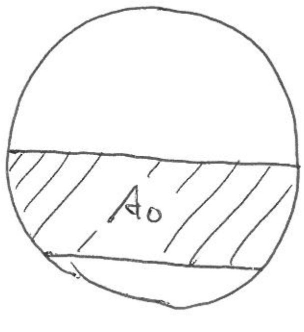
$$\dot{q}_O = 0.85\cdot 0.271 = \underline{\underline{0.230\ m^3/s}}$$

$$\dot{q}_w = 0.15\cdot 0.271 = \underline{\underline{0.041\ m^3/s}}$$

Utfellingsareal for olje:

Når $\dot{q} = \frac{V}{\tau}$ og $V = L\cdot A$

så e $\frac{A_O}{A_{Liq}} = \frac{\dot{q}_O}{\dot{q}_O + \dot{q}_w}$



$$A_O = 0.85\cdot\frac{1}{2}\cdot\frac{\pi}{4}\cdot(3.2)^2 = \underline{3.42\ m^2}$$

c) Stokes lov: $D_p = 300\ \mu m = 3\cdot 10^{-4}\ m$

$\mu_O = 3\ cp = 3\cdot 10^{-3}\ Ns/m^2$

$$v_s = \frac{9.81\cdot(3\cdot 10^{-4})^2\cdot(975-770)}{18\cdot 3\cdot 10^{-3}} = \underline{0.00335\ m/s}$$

$\Rightarrow \dot{q}_o = A_o \cdot v_s = 3.42\,m^2 \cdot 0.00335\,m/s = \underline{\underline{0.011\,m^3/s}}$

d) Designvindu; Figur 5:

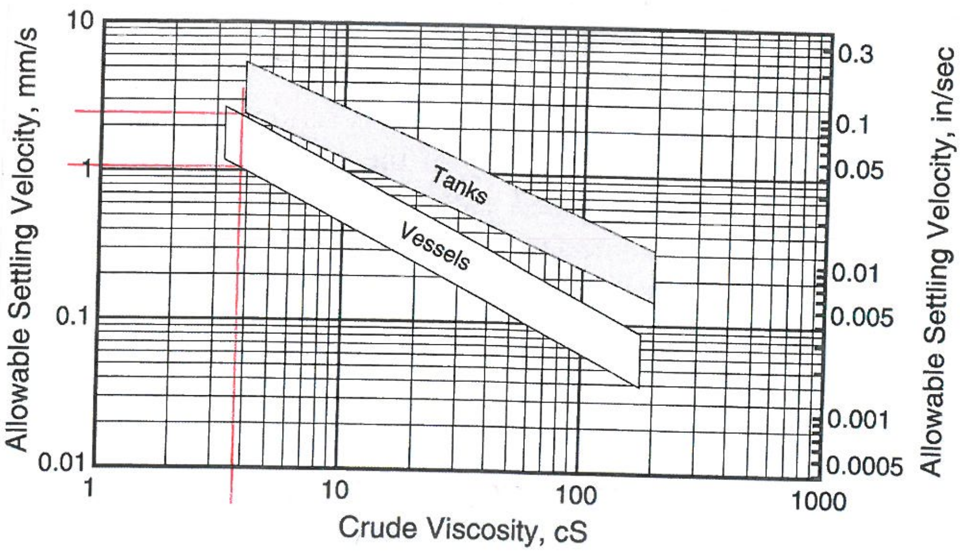
kinematisk viskositet: $\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{3 \cdot 10^{-3}\,Ns/m^2}{770\,kg/m^3}$

$= 3.89 \cdot 10^{-6}\,m^2/s = \underline{3.89\,cS}$

$\Rightarrow v_s \approx \begin{cases} 1.0 & mm/s \\ 2.5 & " \end{cases} = 1.75\,mm/s$ (gj. snitt)

$= \underline{0.00175\,m/s}$

$\Rightarrow \dot{q}_o = 3.42\,m^2 \cdot 0.00175\,m/s \approx \underline{\underline{0.006\,m^3/s}}$

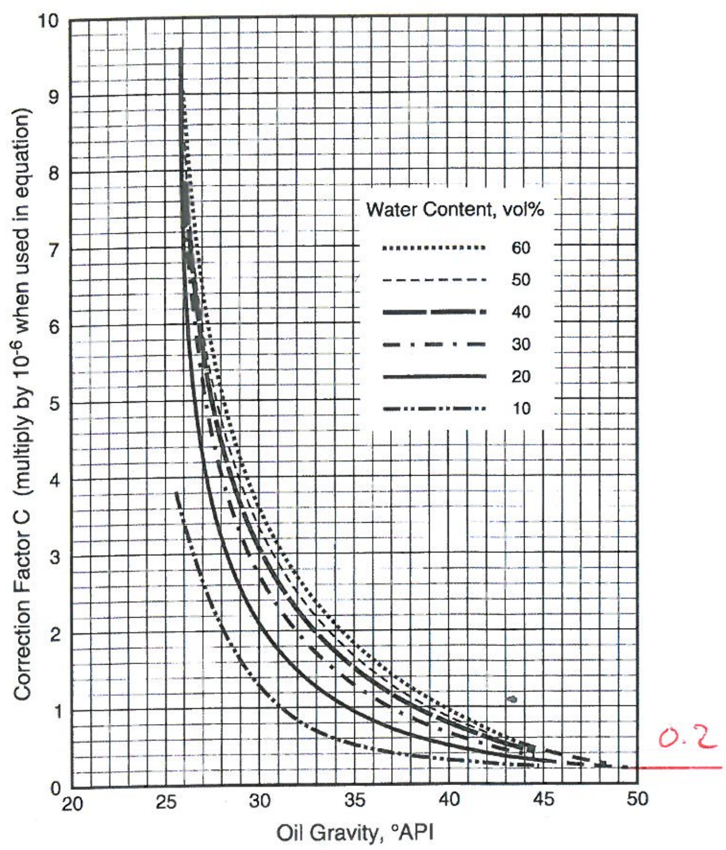


d) Campbell's korrelasjon:

$$v_S = \frac{A \cdot C \cdot (\rho_w - \rho_o)}{\mu_o} \cdot L_C$$

$\underline{A = 0.167}$ (oppgitt for SI-systemet)

C: Oil gravity: $G = \frac{141.5}{0.75} - 131.5 = \underline{57.2\ °API}$



$\Rightarrow \underline{C = 0.2 \cdot 10^{-6}}$

(Verdier utenfor diagrammet konvergere mot 0.2)

$L_C = 0.52 \cdot 16.2^{0.2}$

$\underline{= 0.908}$

$$\rightarrow v_s = \frac{0.167 \cdot 0.2 \cdot 10^{-6} \cdot (975 - 770)}{3 \cdot 10^{-3}} \cdot 0.908 = 0.002\ m/s$$

$\rightarrow \dot{q}_o = 3.42\ m^2 \cdot 0.002\ m/s \approx \underline{\underline{0.007\ m^3/s}}$