

# Øving 2

## Oppgave 1: Separator for olje og gass (2-fase)

En separator for olje og gass er under konstruksjon, og følgende spesifikasjoner er oppgitt:

Orientering:	Horisontal	
Liquid flow:	12 000 m <sup>3</sup> /d	(Stock Tank Liquid)
$\gamma_L$ :	0.83	
GOR:	36 Sm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	
$\gamma_G$ :	0.78	
$z_G$ :	0.99	
Væsknivå:	1/2 full	(Designverdi)
T:	50°C	
p:	5 bar	(Absolutt-trykk)

a) Dersom separatortrykket ikke var oppgitt, vis hvordan dette kan anslås (f.eks med  $\pm 1$  bars nøyaktighet) vha. diagrammene vedlagt Øving 1.

b) Bestem væske og gasstetthet i kg/m<sup>3</sup> ved angitte driftsbetingelser (50 °C, 5 bar).

c) Dimensjoner separatorene mhp. indre diameter. Sjekk både væske- og gasskapasitet under forutsetning av at  $L/D = 5$ .

d) En konkurrerende leverandør har foreslått en separator med dimensjonene  $D = 2.4$  m,  $L = 12.2$  m.

I: Hva blir gjennomsnittlig gasshastighet i horisontal retning for denne separatorene ?

II: Hva blir liquid retention time ?

III: Hvor store dråper vil teoretisk kunne nå utløpet, dersom dragkoeffisienten  $C_D = 1$  ?

## Oppgave 2: Dehydrering med Trietylenglycol (TEG)

Følgende gass skal tørkes ned til et vanninnhold på 5 lb<sub>m</sub>/MMScf vha TEG. Gassen kommer fra innløpsseparatorene og er mettet på vann.

Gassrate,  $q_G = 5.1$  MMSm<sup>3</sup>/d (=  $5.1 \cdot 10^6$  Sm<sup>3</sup>/d).

Relativ gasstetthet,  $\gamma = 0.71$ .

Separatortrykk,  $p = 50$  bar a

Temperatur,  $T = 34$  °C

a) Vis at det går 1.195 mol gassmolekyler på en standard kubikkfot, Scf (ved 60 °F og 14.7 psia).

Hva blir kravet til vanninnhold i tørr gass omregnet til ppm ?

b) Finn vanninnholdet i den innkommende gassen i lb<sub>m</sub>/MMScf og i ppm (parts per million, molbasis). Molekylvekt for vann er 18.02 g/mol. (Legg til grunn at vann(damp)molekylene regnes som en del av gassen)

## KURS PET200: PRODUKSJON AV OLJE OG GASS, Høst 2014

Tørkeanlegget skal baseres på en konvensjonell (trayed) kolonne, og dimensjoneres i henhold til et GWR-krav på 2.5 gal (TEG)/lb<sub>m</sub> (H<sub>2</sub>O).

- c) Dimensjoner glycolkontaktoren mhp. diameter. **NB!** Oppgitt gassmengde "sprenger" sannsynligvis diagrammet i lærebokas Figure 10.10; men der finnes en alternativ metode (tenk Souders-Brown, vertikal separator; se vedlegget).
- d) Hvor mange trinn må kolonnen ha ?
- e) Hva blir nødvendig sirkulasjonsrate for glycol ?

### Oppgave 3: Separator for olje, gass og vann (3-fase)

Når man regner på 3-faseseparatører beregner man gasskapasiteten på "vanlig måte", dvs. uavhengig av om det er vann med eller ikke. Se forøvrig vedlegget for en oppsummering av metodene tilgjengelig for beregning av 3-faseseparatører.

En horisontal separator med lengde  $L_S = 16.2$  m og indre diameter  $D_S = 3.2$  m skal håndtere en brønnstrøm bestående av gass, olje og vann. Det forutsettes at separatoren til enhver tid er halvfull av væske ( $H = 1.6$  m). Følgende data er gitt:

Trykk:  $p = 30$  bar a

Temperatur:  $T = 75$  °C

Gass:

Tetthet:  $\rho_G = 26.6$  kg/m<sup>3</sup>

Viskositet:  $\mu_G = 0.0135$  cP

$z$ -faktor:  $z = 0.923$

Olje:

Tetthet:  $\rho_O = 770$  kg/m<sup>3</sup>

Viskositet:  $\mu_O = 3.0$  cP

Vann:

Tetthet:  $\rho_W = 975$  kg/m<sup>3</sup>

Viskositet:  $\mu_W = 0.4$  cP

Produsert vannmengde utgjør 15 vol. % av væskestrømmen.

- a) Bestem maksimum gasskapasitet i  $m^3/s$  og  $Sm^3/s$ .
- b) Bestem maksimum olje- og vannkapasitet i  $m^3/s$  basert på lik oppholdstid for begge væskefaser. Utfellingsarealet (settling area) for oljen vil nå være gitt av geometrien, og kan finnes til å være  $3.42$  m<sup>2</sup>.

Hva vil oljekapasiteten reduseres til dersom man tar hensyn til

- c) Uhindret dråpeutfellelse (Stoke's lov, ligning 5 i vedlegget). Anta  $D_d = 300$   $\mu$ m.
- d) Generalisert designvindu basert på Figur 5 i vedlegget.
- e) Ustabil (i.e. lett nedbrytbar) emulsjon (Campbell's korrelasjon, ligning 7 i vedlegget)

## Vedlegg til Øving 2, PET200 - Produksjon av Olje og Gass - H2014:

### Dimensjonering og kapasitetsberegning for gass-væskeseparatorer

Generell modell for dimensjonering, basert på max. gasshastighet (Souders - Brown):

$$v_{\max} = K_s \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (1)$$

Verdier for sizing coefficient,  $K_s$ , fra API 12J, er gjengitt i Figur 1.

Sammenheng mellom gasshastighet, volumstrøm gass og separatordiameter:

$$v = \frac{\dot{q}_a}{A} = \frac{4 \dot{q}_a}{\pi D_s^2 F_g} \quad (2)$$

**NB!** Campbell [1] tar hensyn til reell gasshastighet, i motsetning til fagets lærebok [2], som bruker "superficial velocity" i disse beregningene. For vertikale separatorer blir disse identiske, mens det for horisontale må tas hensyn til at kun en fraksjon av arealet,  $F_g$  er tilgjengelig for gass-strømmen. Denne fraksjonen gis i Figur 2 som funksjon av væskeniå.

Væsketilvolum angis basert på krav til oppholdstid,  $\tau$ . Denne gir sammenhengen mellom volumstrøm av væske, og tilgjengelig væsketilvolum i separatoren:

$$V_L = \frac{\dot{q}_L \cdot \tau}{1440} \quad (3)$$

Faktoren på 1440 er felles for begge enhetssystemer, da strømningsrater pleier å oppgis i bbl eller  $\text{m}^3$  pr. dag, og oppholdstider i min ( $24 \text{ h/d} \cdot 60 \text{ min/h} = 1440 \text{ min/d}$ ). Med bare grunnenheter blir det enda enklere:

$$V_L = \dot{q}_L \cdot \tau \quad (4)$$

Nødvendig oppholdstid kan anslås vha. enkle retningslinjer, som angitt i Figur 3, men i praksis vil man bruke erfaringer eller kjøre tester.

### Dimensjonering og kapasitetsberegning for 3-faseseparatorer

Mindre tetthetsforskjell og sannsynlighet for emulsjonsdannelse mellom olje og vann umuliggjør en generell metode for beregning av 3-faseseparasjon. Det som skjer i væske-væskeseparasjonen vil fort bli dimensjonerende for hele separatoren. Dersom problemene med emulsjonsdannelse er små, kan man imidlertid operere med 4 tilnærminger, her rangert etter økende hensyn til potensielle problemer:

#### 1. Enkelt å separere, lik oppholdstid for olje og vann

Her må man bare ta hensyn til at volumene reguleres inn slik at oppholdstiden blir lik for begge væskefaser. Imidlertid bruker man en annen tabell enn for olje-gass, gjengitt i Figur 4, som gir noe lenger oppholdstid.

#### 2. Synkehastighet for vanndråper, basert på Stoke's lov

Dersom man tar hensyn til at vanndråper må få tid til å synke ut av oljen, men at dette skjer relativt uhindret, kan man bruke Stokes lov:

$$v_s = \frac{g D_p^2 (\rho_W - \rho_O)}{18 \mu_O} \quad (5)$$

Her blir oljens viskositet,  $\mu_L$  av betydning, samt en typisk dråpestørrelse,  $D_p$ . Denne regnes vanligvis å være  $150 - 300 \mu\text{m}$ .

Denne synkehastigheten gir i sin tur sammenhengen mellom volumstrøm av olje, og tverrsnittsareal ("settling area") for oljestrømmen. i.e. i strømningsretningen:

$$A_O = \frac{\dot{q}_a}{v_s} \quad (6)$$

### 3. Synkehastighet for vanndråper, basert på et empirisk "designvindu"

Diagrammet gjengitt Figur 5 er visstnok basert på en begrenset mengde tester på forskjellig crude. "Vessels" er her å forstå som "vanlige" separatorer.

Her inngår den kinematiske viskositeten for oljen, som er dynamisk viskositet delt på tetthet:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}$$

Enheter for viskositet: Dynamisk viskositet: 1 cP =  $10^{-3}$  Ns/m<sup>2</sup>. Kinematisk viskositet: 1 cS =  $10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s.

### 4. Synkehastighet basert på korrelasjon for ustabil emulsjon

Dersom en emulsjone er ustabil vil den bryte sammen av seg selv innen en viss tid, og man kan beregne en synkehastighet for vanndråper basert på dette:

$$v_s = \frac{A \cdot C \cdot (\rho_W - \rho_O)}{\mu_O} \cdot L_c \quad (7)$$

Denne formelen inneholder en koeffisient som ikke er dimensjonsløs, nemlig  $A$ , hvilket innebærer at alle størrelser må ha de enhetene som formelen forutsetter. Disse er:

	<b>SI:</b>	<b>FPS:</b>
Synkehastigheten, $v_s$ :	m/s	ft/s
Tettheter, $\rho_W$ of $\rho_O$ :	kg/m <sup>3</sup>	lbm/ft <sup>3</sup>
Oljeviskositet, $\mu_O$ :	kg/m·s (= Nm/s <sup>2</sup> )	lbm/ft·s
Lengde. $L$ :	m	ft

Lengdekorreksjonen  $L_c$  og koeffisienten  $A$  blir forskjellige i de to systemene:

	<b>SI:</b>	<b>FPS:</b>
$L_c$	$0.52 \cdot L^{0.2}$	$1.35 \cdot L^{0.2}$
$A$	0.167	1.79

Konstanten  $C$  finnes til slutt fra diagrammet i Figur 6.

## References

- [1] Campbell, J.M.: *Gas Conditioning and Processing – Vol. 2: The equipment Modules*. 8th ed., John M. Campbell & Co., 2004, ISBN 0-9703449-1-0
- [2] Guo, B., Lyons, W.C., Ghalambor, A.: *Petroleum Production engineering – A Computer-Assisted Approach*. Gulf Professional Publishing, 2007, ISBN 0-7506-8270-1



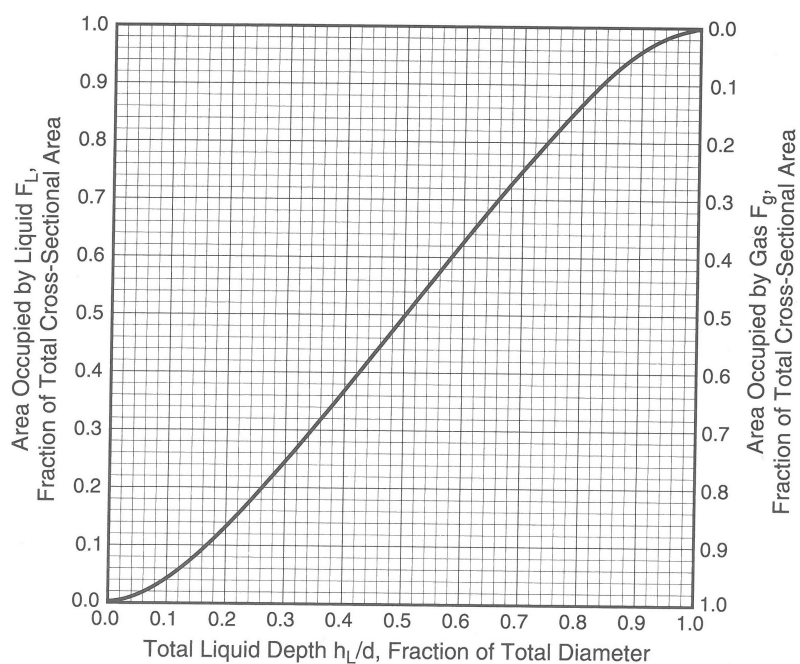
## Tabeller og diagrammer:

(De følgende tabeller og diagrammer er alle kopiert fra referanse [1])

The following values of  $K_s$  are taken from API 12J.

Separator Type	Height or Length, m [ft]	$K_s$ Factor	
		SI	FPS
Vertical	3.0 [10], or taller	0.055-0.107	0.18-0.35
Horizontal	3.0 [10]	0.122-0.152	0.40-0.50
	Other	$K_3(L/3)^{0.56}$	$K_{10}(L/10)^{0.56}$

Figur 1: Verdier av sizing coefficient for separatore (Souders-Brown), for begge enhetssystemer



Figur 2: Arealfaktor  $F_g$  som funksjon av væsknivå i en horisontal separator

Typical retention times are as follows:

Natural gas-oil	1-3 minutes
Reflux accumulators	5-10 minutes
Fractionation feed surge tanks	8-15 minutes
Refrigerant surge tanks	4-7 minutes
Refrigerant economizers	2-3 minutes

API 12J gives the following guidelines for gas-oil separation.

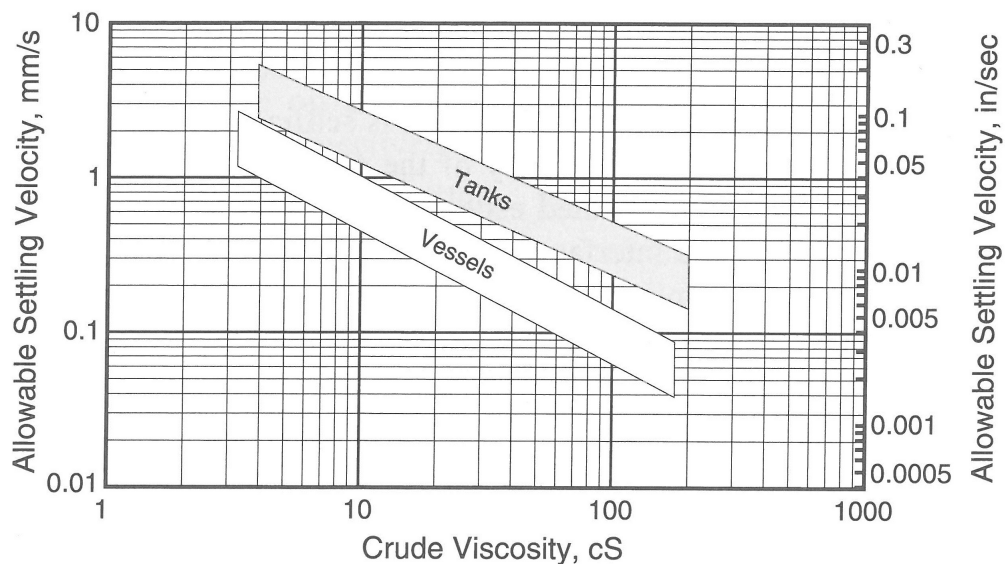
Oil Relative Density	Minutes
Below 0.85	1
0.85-0.93	1 to 2
0.93-1.0	2 to 4

Retention or residence time is affected also by composition, foaming, the presence of solids and emulsions.

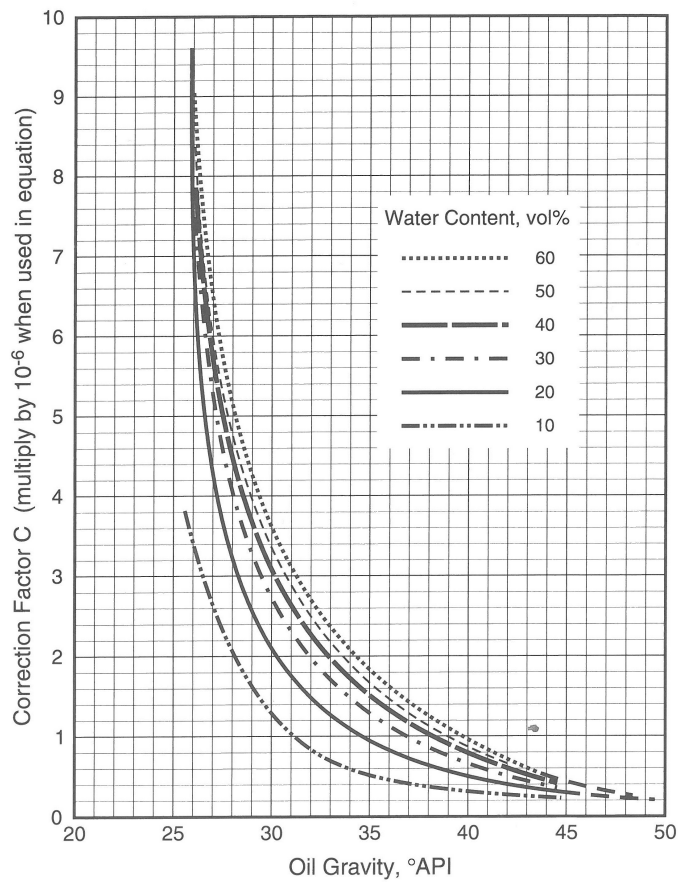
Figur 3: Retningslinjer for væskeoppholdstider for 2-faseseparatorer

Oil Relative Density	Retention Time, min
Below 0.85	3-5
Above 0.85 and >100°F	5-10
80-100°F	10-20
60-80°F	20-30

Figur 4: Retningslinjer for væskeoppholdstider for 3-faseseparatorer



Figur 5: Designvindu for 3-faseseparatorer



Figur 6: Korreksjonsfaktor  $C$  i ligning 7