



Universitetet
i Stavanger

DET TEKNISK– NATURVITENSKAPELIGE FAKULTET

EKSAMEN I: ENP100 Prosess og produksjon

DATO: 10. desember 2021

VARIGHET: 4 timer (09:00 – 13:00)

HJELPEMIDDEL: Godkjent kalkulator

Eksamenssettet består av 4 oppgaver og 5 vedlegg over i alt 10 sider.

An English translation of the text is supplied as Attachment 5 (Vedlegg 5).

MERKNADER: Ved vurdering er alle delspørsmål vektet likt. Planlegg tidsbruken etter dette. Forklaringer og resonnementer må generelt begrunnes.

Emneansvarlig:

Navn: Runar Bøe

Tlf: 51 83 22 42

Oppgave 1: Generelle spørsmål fra pensum:

- a) Forklar forskjellen mellom et transient, et pseudo-stasjonært og et stasjonært innstrømningsregime for et oljereservoar.
- b) Hva menes med "skin-effekten", som kan oppstå i reservoaret i nærheten av en brønn ?
- c) I hvilken utstyrskomponent ønsker man sonisk strømming (i.e. ved lydhastighet), og hvorfor er dette ønskelig ?
- d) Ved automatisert regulering av prosessparametre (trykk, temperatur, nivå, etc.) benyttes ofte såkalt PID-regulering (Proportional - Integral - Derivative). Forklar hvordan de enkelte delene av styringssignalet (P- I- og D-delen) *kvalitativt* beregnes fra prosessparameterens avvik fra ønsket verdi.
- e) Hva er grunnen til at injeksjon av gass i bunnen av en oljebrønn ofte fører til høyere produksjonsrate ?
- f) Vis at tallverdien for den universelle gasskonstanten R_0 blir 10.73 når enhetene er $\left[\frac{\text{psi ft}^3}{\text{lb-mole } ^\circ\text{R}} \right]$

Hint:

$$10.73 \frac{\text{psi ft}^3}{\text{lb-mole } ^\circ\text{R}} = 8.314 \frac{\text{Pa m}^3}{\text{mole K}}$$

I tillegg til vedlegg 3 trenger du følgende:

Quantity	U.S. Field Unit	To SI Unit	To U.S. Field Unit	SI Unit
Trykk (p)	psi	6894.8	$1.45 \cdot 10^{-4}$	Pa
Stoffmengde (N)	lb-mole	453.6	0.002205	mole

Oppgave 2: Strømming i reservoar og brønn

For en vertikal produksjonsbrønn for olje er det gjort et par tester av bunnhullstrykket p_{wf} for ulike produksjonsrater. Bunnhullstrykket målt ved null rate (avstengt brønn) antas å representere trykket i reservoaret, p_e . Resultatet av testene er vist i Tabell 1.

\dot{q}_o [stb/d]	p_{wf} [psi]
0	5800
5000	4900
10000	3925

Tabell 1: Test av trykk i bunn av brønn

Senere blir det gjort noen flere tester for å måle trykket ved brønnhodet p_{wh} (topside). Resultatet av disse testene er vist i tabell 2.

\dot{q}_o [stb/d]	p_{wh} [psi]
500	4060
1000	4120
1500	4030
2000	3850
6000	2420
10000	411

Tabell 2: Test av trykk ved brønnhode

- a) Produksjonsindeksen er en indikasjon på hvor mye produksjonsraten endrer seg som følge av endring i bunnhullstrykket:

$$J = \frac{q_o}{p_e - p_{wf}}$$

Anslå en representativ verdi for produksjonsindeksen J .

- b) Plott IPR-kurven for denne brønnen i vedlagte diagram (Vedlegg 4).
- c) Man ønsker enfasestrøm i reservoaret, og velger en platårates på 4500 stb/d. Bruk dataene i tabell 2 til å anslå hvilken *brønnhodetrykk* p_{wh} man må stille inn for å starte produksjonen ved platåraten.
- d) Under forutsetning av at nødvendig *trykkdifferanse* over brønnen Δp_w er en funksjon kun av produksjonsraten, beregn en TPR-kurve for et brønnhodetrykk på 1200 psi. Plott denne i samme diagram som IPR-kurven fra delspørsmål b).
- e) Hva blir brønnens "natural flow rate" ved dette brønnhodetrykket ?
- f) Etter 7 år med produksjon ved platåraten på 4500 stb/d er brønnhodetrykket nede på 1200 psi (minimum). Anslå hvor fort reservoartrykket synker (psi/år).
- g) Dersom man bare fortsetter å produsere ved konstant brønnhodetrykk og avtagende produksjonsrate, hvor lang tid går det før man er nede på TPR-kurvens minimumspunkt ? (Anta 200 psi/år om du mangler svar på f))
- h) Forklar kort hvorfor det kan by på problemer å produsere ved lavere rate enn ved dette minimumspunktet, uten å benytte kunstig løft.

Oppgave 3: Separasjon og prosessregulering

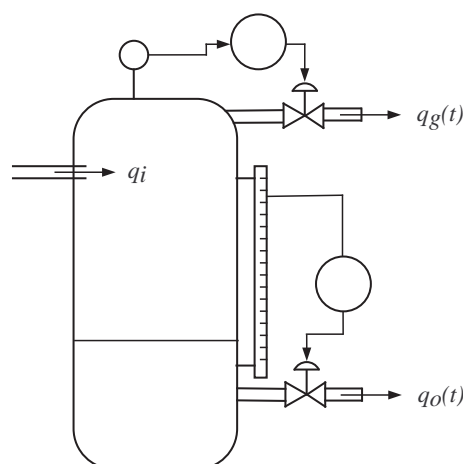
Gitt følgende to-fasestrøm (olje og gass):

Trykk:	p	= 18 bar
Temperatur:	T	= 38 °C
Strømningsrate, gass:	\dot{Q}_g	= 8.0 Sm ³ /s
Strømningsrate, olje:	\dot{q}_o	= 0.0045 m ³ /s
Gas gravity:	γ_g	= 0.7
z-faktor, gass:	z	= 0.9
API-gravity, olje:	°API	= 52 °API

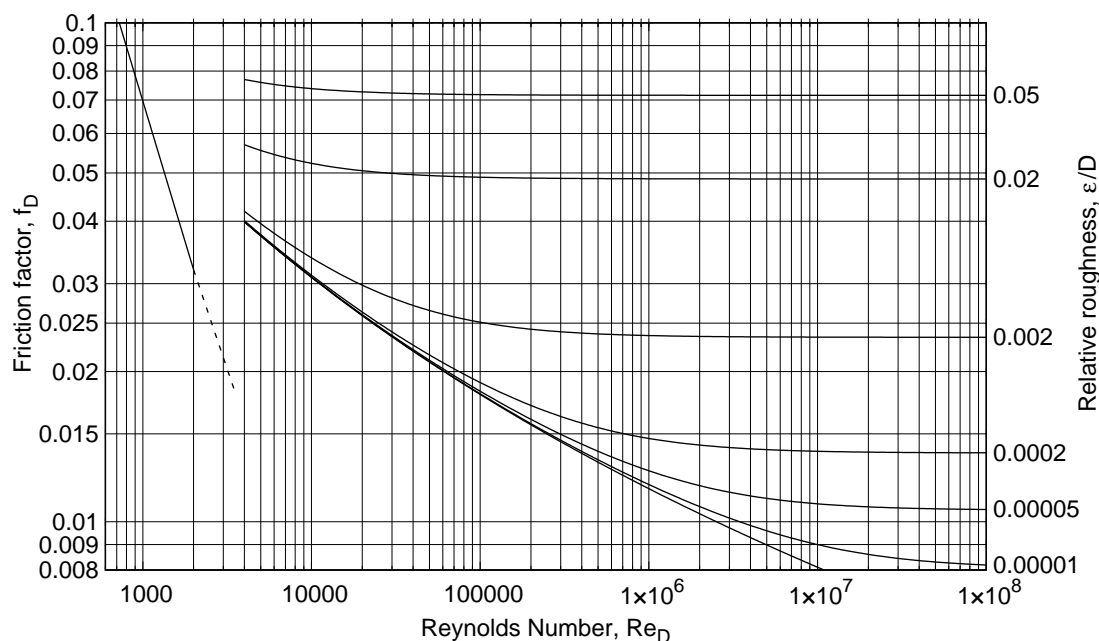
<i>K</i> values used for selecting separators		
Separator Type	<i>K</i> [ft/s]	Remarks
Vertical separators	0.06 – 0.35	
Horizontal separators	0.40 – 0.50	
Wire mesh mist eliminators	0.35	
Bubble cap trayed columns	0.16	24-in. spacing

Tabell 3: *K*-verdier for separatorberegninger

- Beregn oljetetthet og gassetthet ved separatorbetingelser.
- Velg en *vertikal* separator, men anta $K = 0.3$ (altså i "øvre sjikt" av intervallet indikert i Tabell 3). Hva blir nødvendig indre separatordiameter basert på gasskapasitet ?
- For en minimum oppholdstid $t_{ret} = 1$ min (60 s), hvor høyt vil oljenivået måtte stå ? (Legg arealet fra b) til grunn)
- To-fasestrømmen inn i separatoren kan variere, derfor er det nødvendig med en eller annen form for automatisk regulering. Skissen i Figur 1 indikerer reguleringsventiler på begge utløpene. Hvilke størrelser (prosessparametre) kan disse disse ventilene regulere ?
- Anta at separatoren arbeider stabilt, men at det plutselig kommer en større mengde olje (i.e. en slug) inn i separatoren. Forklar hvordan du mener at de to ventilene bør reagere, dersom reguleringsystemet er korrekt innstilt.
- Nevn minst en grunn til at man (iallefall teoretisk) kunne spart noen materialkostnader ved å velge en horisontal separator istedet for en vertikal.



Figur 1: Vertikal separator med reguleringsventiler



Figur 2: Forenklet utgave av Moody-diagrammet

Oppgave 4: Gassrørledning og kompresjon:

Det finnes mange metoder for å beregne friksjonsfaktoren for rørstrøm, og Moody-diagrammet i Figur 2 er mye brukt. Det gir Darcy friksjonsfaktor som funksjon av Reynoldstallet $Re_D = \frac{\rho u D}{\mu}$ med isokurver for relativ ruhet $\frac{\varepsilon}{D}$. For "typiske" strømningsrater og rørdiametre er f_D ofte i størrelsesorden 0.02.

- a) Hva vil skje med verdien av f_D når rørdiameteren D blir veldig stor (som f.eks. i en langdistanse gassrørledning) ? Begrunn svaret.

"Europipe II" som frakter gass fra Kårstø til Dornum, er 658 km lang, med indre diameter på 1.01 m. Den er bygget med en designkapasitet på $65 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3/\text{d}$, basert på et inntakstrykk på 189 bar g, og et utløpsstrykk på 89 bar g.

Følgende data er oppgitt for gassen i rørledningen:

Gas gravity:	γ_g	= 0.64
z-faktor (gjennomsnitt):	z	= 0.67
Temperatur (gjennomsnitt):	T	= 6 °C
Std. temperatur:	T_{std}	= 288.15 K
Std. trykk:	p_{std}	= 101.325 kPa

- b) Vis at Weymouthligningen (Ligning 1) bekrefter den oppgitte designkapasiteten for Europipe II.

$$\dot{Q} [\text{Sm}^3/\text{d}] = 1.185 \cdot 10^7 \cdot \left(\frac{T_{\text{std}}}{p_{\text{std}}} \right) \cdot \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2) D^{5.333}}{\gamma_g L T z}} \quad (1)$$

NB: Alle trykk i kPa, alle temperaturer i K, alle lengdeenheter i m.

Følgende data er oppgitt for gassen inn på eksportkompressorene:

Trykk:	p	= 110 bar g
Temperatur:	T	= 35 °C
z -faktor:	z	= 0.79
Adiabateksponent:	k	= 1.3

- c) Hva blir teoretisk kompressorarbeid pr. masseenhet for eksportkompressorene (γ_g er den samme som i b)) ?
- d) Hva blir totalt effektbehov for kompressorene (f.eks. i MW), dersom dette er 20 % høyere enn det teoretiske ?

Vedlegg 1: Formelsamling:

$$\frac{p}{\rho} = z R T \quad (z = 1 \text{ for ideell gass})$$

$$\dot{m} = \dot{Q} \cdot \rho_{std} = \dot{q} \cdot \rho \quad (\text{massestrøm for gass})$$

$$\gamma_g = \frac{M}{M_{luft}} \quad (M_{luft} = 29 \text{ g/mol} = 29 \text{ lbm/lb-mole})$$

$$\Delta p_f = \frac{1}{2} \rho u^2 f_D \frac{L}{D} \quad (f_D = \text{Darcy friction factor})$$

$$R = \frac{R_0}{M} \quad (R_0 = \text{universal gas constant})$$

$$v_{max} = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Souders \& Brown})$$

$$q_L = \frac{V_L}{t_{ret}} \quad (\text{Væskekapasitet for separator})$$

$$w_s = p_1 v_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (\text{Kompressorarbeid})$$

Vedlegg 2: Spesielle enheter og størrelser

API GRAVITY (OF OIL)

$$\gamma_o (\text{water} = 1) = \frac{141.5}{131.5 + \text{API}}$$

API BARREL

$$1 \text{ API bbl} = 42 \text{ U.S gallons} = 35 \text{ U.K. (imperial) gallons}$$

$$= 5.61 \text{ ft}^3 = 0.159 \text{ m}^3 = 159 \text{ liters}$$

STANDARD VOLUMETRIC VS. MOLAR UNITS

SI:	23.64 Sm ³ /kmole;	42300 kmole/10 ⁶ Sm ³
U.S. Field:	379.5 scf/lb-mole;	2635 lb-mole/MMscf

VALUES OF THE UNIVERSAL GAS CONSTANT

$$R_0 = 8.314 \text{ J/mol K} = 8.314 \text{ Pa m}^3/\text{mol K}$$

$$= 1545 \text{ lbf ft/lb mol } ^\circ\text{R}$$

ABSOLUTE TEMPERATURE

$$\text{K} = \text{ } ^\circ\text{C} + 273.15$$

$$^\circ\text{R} = \text{ } ^\circ\text{F} + 459.67$$

STANDARD CONDITIONS

$$T_{std} (\text{SI}) = 15 \text{ } ^\circ\text{C} = 288.15 \text{ K}$$

$$T_{std} (\text{Field}) = 60 \text{ } ^\circ\text{F} = 519.67 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$p_{std} = 101325 \text{ Pa} = 14.696 \text{ Psi}$$

Vedlegg 3: Omregningstabell

The conversion factors all have dimension $\frac{\text{"to"-unit}}{\text{"from"-unit}}$. Multiply the quantity in "from"-units with the factor, and the "from"-units will cancel. Examples:

$$\begin{aligned} 6 \text{ ft} &= 6 \text{ ft} \times 0.3048 \text{ m/ft} &&= 1.8288 \text{ m} \\ 5 \text{ bar} &= 5 \text{ bar} \times 14.504 \text{ Psi/bar} &&= 72.52 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Quantity	U.S. Field Unit	To SI Unit	To U.S. Field Unit	SI Unit
Length (L)	feet (ft)	0.3048	3.2808	meter (m)
	mile (mi)	1.609	0.6241	kilometer (km)
	inch (in.)	25.4	0.03937	millimeter (mm)
Mass (M)	ounce (oz)	28.3495	0.03527	gram (g)
	pound (lb)	0.4536	2.205	kilogram (kg)
	Lbm	0.0311	32.17	slug
Volume (V)	gallon (gal)	0.003785	264.172	meter ³ (m ³)
	cu. ft. (ft ³)	0.028317	35.3147	meter ³ (m ³)
	barrel (bbl)	0.15899	6.2898	meter ³ (m ³)
	Mscf (1000 ft ³ , 60°F, 14.7 psia)	28.317	0.0353	Sm ³ (15 °C, 101.325 kPa)
Area (A)	sq. ft. (ft ²)	9.29×10^{-2}	10.764	meter ² (m ²)
	Acre	4.0469×10^3	2.471×10^{-4}	meter ²
	sq. mile	2.59	0.386	(km) ²
Pressure (p)	lb/in. ² (psi)	6.8948	0.145	kPa (1000 Pa)
	Psi	0.0689	14.504	bar ^a
	Psi	0.0680	14.696	atm ^b
	psi/ft	22.62	0.0442	kPa/m
	inch Hg	3.3864×10^3	0.2953×10^{-3}	Pa
Temperature (T)	°F	$0.5556(^{\circ}\text{F} - 32)$	$1.8^{\circ}\text{C} + 32$	°C
	Rankine (°R)	0.5556	1.8	Kelvin (K)
Energy / work (w)	Btu	252.16	3.966×10^{-3}	cal
	Btu	1.0551	0.9478	kilojoule (kJ)
	ft-lbf	1.3558	0.73766	joule (J)
	hp-hr	0.7457	1.341	kW-hr
Viscosity (μ)	cP	0.001	1000	Pa · s
	lb/ft-sec	1.4882	0.672	kg/(m-sec) or (Pa · s)
	lbf-s/ft ²	479	0.0021	dyne-s/cm ² (Poise)
Thermal conductivity (k)	Btu-ft/hr-ft ² -°F	1.7307	0.578	W/(m · K)
Specific heat (C_p)	Btu/(lbm °F)	1	1	cal/(g °C)
	Btu/(lbm °F)	4.184×10^3	2.39×10^{-4}	J/(kg · K)
Density (ρ)	lbm/ft ³	16.02	0.0624	kg/m ³
Permeability (k)	Md	0.9862	1.0133	mD (= 10^{-15} m ²)
	md (= 10^{-3} darcy)	9.8692×10^{-16}	1.0133×10^{15}	m ²

^a1 bar = 10^5 Pa = 100 kPa

^b1 (std) atm = 1.01325 bar

Vedlegg 4: Trykk vs. flow diagram til kurveplott, oppgave 2

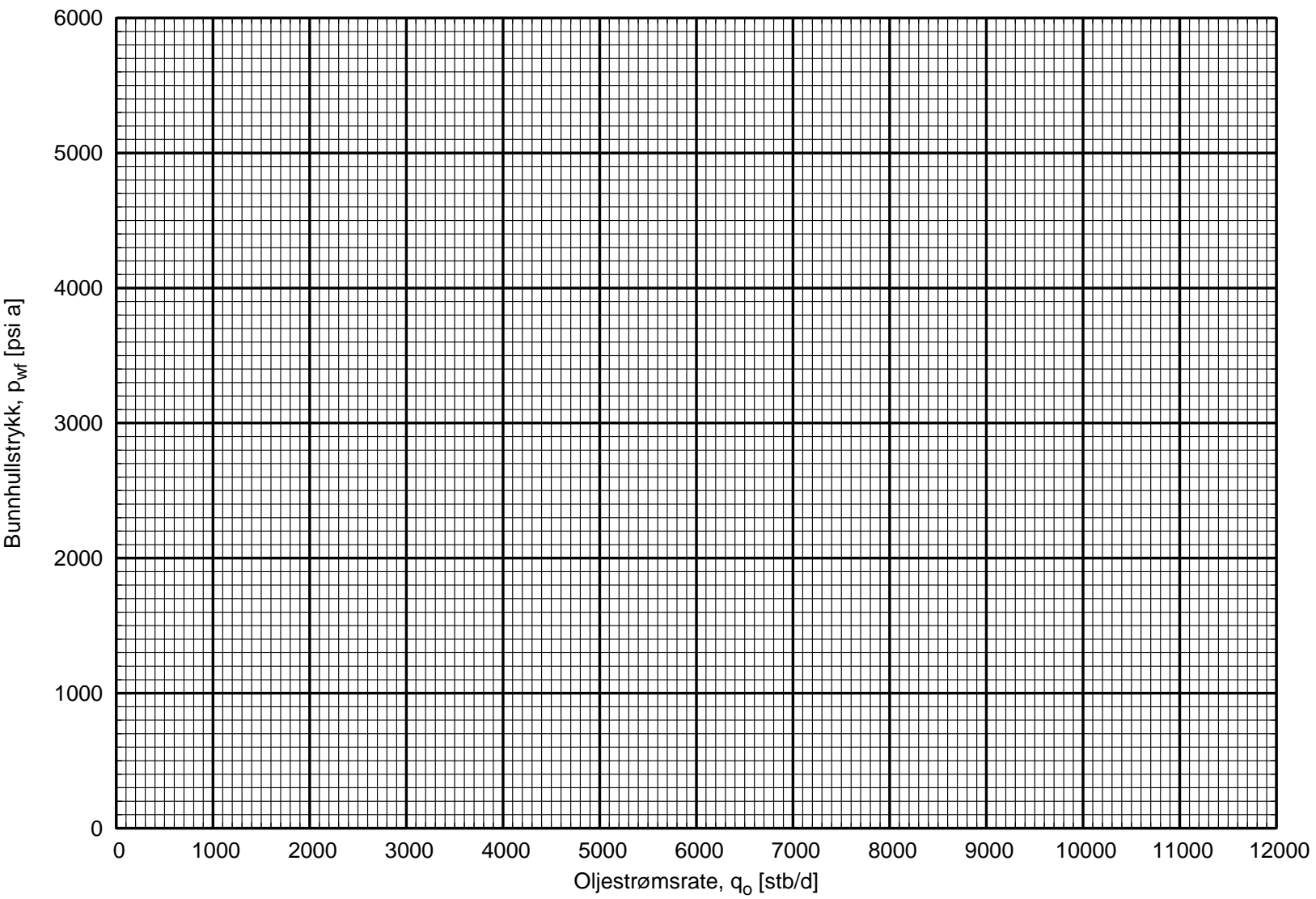
Side nr.: _____

Emnekode: ENP100

Emneavn: Prosess og produksjon

Dato: 10. desember 2021

Kandidat nr.: _____



Vedlegg 5: English translation (text only):

Exercise 1: Generic questions:

- Explain the differences between a transient, a pseudo-steady state and a steady state in-flow regime for an oil reservoir.
- What is meant by "the skin effect" that may occur in the reservoir in the vicinity of a well?
- In what type of equipment is sonic flow (i.e. at speed of sound) desirable, and why is that?
- By automated control of process parameters (pressure, temperature, level, etc.) PID control (Proportional - Integral - Derivative) is often used. Explain how the different parts of the control signal (the P- I- and D part) *qualitatively* are derived from the process parameter's deviation from the desired value.
- What is the reason why injection of gas at the bottom of an oil well often will lead to a higher production rate?
- Show that the numerical value for the universal gas constant R_0 becomes 10.73 when the units are $\left[\frac{\text{psi ft}^3}{\text{ln-mole } ^\circ\text{R}} \right]$. (A hint and some additional conversion factors are given on Page 2)

Exercise 2: Flow in reservoir and well:

A couple of tests of the bottom-hole pressure, p_{wf} at different production rates have been carried out for a vertical production well for oil. The bottom-hole pressure at zero rate (closed well) is assumed to represent the pressure in the reservoir, p_e . The result of the tests is shown in Table 1. Several tests are carried out at a later time to measure the the pressure at the well head, p_{wh} (topside). The result from these tests is shown in Table 2.

- The production index is an indication of how much the production rate will change as a result of changes in the bottom-hole pressure. Estimate a representative value for the production index J .
- Plot the IPR-curve for this well in the attached diagram (Attachment 4).
- Single-phase flow in the reservoir is desirable, and a plateau rate of 4500 stb/d is chosen. Use the data in Table 2 to estimate what *well head pressure*, p_{wh} that must be set in order to start the production at the plateau rate.
- Under the assumption that the necessary *pressure difference* over the well, Δp_w is a function of the production rate only, calculate a TPR-curve for a well head pressure of 1200 psi. Plot this in the same diagram as the IPR-curve from part b).
- What is the "natural flow rate" for the well at this well head pressure?
- After 7 years of production at the plateau rate of 4500 stb/d, the well head pressure is down to 1200 psi (minimum). Estimate how fast the reservoir pressure is declining (psi/year).
- If the production continues at constant well head pressure and declining production rate, how long does it take before one reaches the minimum point on the TPR-curve? (Assume 200 psi/year if you are missing the answer for f))

- Explain why it may be problematic to produce at a lower rate than at this minimum point, without artificial lift.

Exercise 3: Separation and process control:

Given the following two-phase stream (oil and gas): (Page 3)

- Calculate the oil density and the gas density at separator conditions.
- Choose a *vertical* separator, but assume $K = 0.3$ (i.e. in the "upper range" of the interval indicated in Table 3). What will be the necessary inner separator diameter, based on the gas capacity?
- For a minimum retention time $t_{ret} = 1$ min (60 s), how high will the oil level have to be? (Use the area from b))
- The two-phase flow into the separator may fluctuate, and automated control of some sort is therefore necessary. The sketch in Figure 1 indicates control valves on both exits. What quantities (process parameters) are these valves able to control?
- Assume that the separator works in a stable manner, but that there is suddenly a larger amount of oil (i.e. a slug) entering the separator. Explain how you believe the two valves should react, if the control system is set correctly.
- Mention at least one reason that one (at least theoretically) could have saved some material cost by choosing a horizontal separator instead.

Exercise 4: Gas pipeline and compression:

There are several methods to calculate the friction factor for pipe flow, and the Moody diagram in Figure 2 is extensively used. It gives the Darcy friction factor as a function of the Reynolds number $Re_D = \rho u D / \mu$, with iso-curves for the relative roughness ϵ / D . For "typical" flow rates and pipe diameters, the value of f_D is often approximately 0.02.

- What will happen to the value of f_D when the pipe diameter becomes very large (like in a long distance gas pipeline)? Explain why.

"Europipe II", conveying gas from Kårstø to Dornum, is 658 km long, with an inner diameter of 1.01 m. It is built with a design capacity of $65 \cdot 10^6$ Sm³/d, based on an intake pressure of 189 bar g, and an exit pressure of 89 bar g. The following data are given for the gas in the pipeline: (Page 5)

- Show that the Weymouth equation (Equation 1) confirms the design capacity for Europipe II. (**Note:** All pressure in kPa, all temperatures in K, all lengths in m).

The following data are given for the gas entering the export compressors: (Page 6)

- What is the theoretical compressor work pr. mass unit for the export compressors (γ_g is the same as in b))?
- What is the total power requirement for the compressors (in e.g. MW), if this is 20 % higher than the theoretical?