



Könnyűolaj fázisviselkedésének modellezése

Készítette: Gajda Mihály

MSc Petroleum Engineer(2012)

Konzulens: Papp István

Tároló modellezési tanácsadó(Mol Nyrt.)



Miskolc, 2012.10.29.

Tartalomjegyzék

Ábrák jegyzéke	iii
Táblázatok jegyzéke	iv
Mellékletek jegyzéke	v
Jelölések jegyzéke	vi
1. Bevezetés	1
2. PVT tulajdonságok	2
2.1. Moláris mennyiségek.....	2
2.2. Kritikus és redukált állapotjelzők.	2
2.3. Komponens törtek és keverési szabály	2
2.4. Volumetrikus tulajdonságok.....	3
2.5 Egyensúlyi állandó	3
3. Állapotegyenlet.....	4
3.1. Peng-Robinson állapotegyenlet	5
3.2. Térfogat korrekciós tényező	7
3.3. Kétfázisú flash számítás	7
3.4. Kétfázisú flash számítási algoritmus	9
4. PVT mérések	11
4.1. Kútáram összetétel rekombinálása	11
4.2 Szeparátor teszt.....	14
4.3. Konstans összetétel melletti expanzió(CCE).....	16
4.4. Differenciális kigőzölögtetés(DLE)	18
4.5. Viskozitás mérések	20
5. C7+ frakció karakterizációja	21
5.1. C7+ frakció felosztása	21
5.2. Moláris tömeg, sűrűség és forráspont meghatározása	22
5.3. Kritikus tulajdonságok, acentrikus- és bináris kölcsönhatási tényezők számítása... 23	

6. Peng-Robinson állapotegyenletes modell illesztése	26
6.1. Illesztés nélkül kapott számítási eredmények.....	26
6.2. Illesztés nemlineáris regresszióval	27
6.3. A legjobban illeszkedő változat kiválasztása	30
6.4 Viskozitás illesztése	30
7. Komponensek csoportosítása szimulációhoz	32
8. Összefoglaló	34
Irodalomjegyzék	35
Mellékletek	38

Ábrák jegyzéke

4.1 ábra	a rekombinálásra kiválasztott mintapár HCH K-érték grafikonja	12
4.2 ábra	szeparátor teszt sematikus vázlata	15
4.3 ábra	konstans kompozíció melletti expanzió sematikus vázlata	17
4.4 ábra	differenciális kigőzölögtetés sematikus vázlata	18
6.1 ábra	differenciális kigőzölögtetés - olaj sűrűség	27
6.2 ábra	differenciális kigőzölögtetés - gáz-olaj viszony	27
6.3 ábra	viszkozitás számítás.....	31
7.1 ábra	differenciális kigőzölögtetési gáz-olaj viszony összevonás után	33
7.2 ábra	differenciális kigőzölögtetési olaj sűrűség összevonás után	33

Táblázatok jegyzéke

4.1 táblázat mintavételezés legfontosabb paraméterei	13
4.2 táblázat szeparátor teszt eredményei	14
5.1 táblázat pszeudokomponensek moláris tömege, relatív sűrűsége és forráspontja ..	23
5.2 táblázat pszeudokomponensek kritikus tulajdonságaik és acentrikus tényezőjük ..	24
5.3 táblázat bináris kölcsönhatási tényezők a normál komponensek között	25
5.4 táblázat bináris kölcsönhatási tényezők a metán és pszeudokomponensek között ..	25
6.1 táblázat számított buborékponti nyomások összehasonlítása.....	30
6.2 táblázat szeparátor teszttel kapott eredmények összehasonlítása.....	30

Mellékletek jegyzéke

1. számú melléklet	si tényezők számítása	38
2. számú melléklet	Kútáram és egyéb összetételek.....	39
3. számú melléklet	Szeperator teszt eredményei.....	40
4. számú melléklet	Konstans összetétel melletti expanszió eredményei	41
5. számú melléklet	Differenciális kigőzőlögtetés eredményei	42
6. számú melléklet	Elektromagnetikus viszkozitás mérés eredményei.....	43
7. számú melléklet	Twu féle perturbációs módszer leírása.....	44
8. számú melléklet	Differenciális kigőzőlögtetéssel kapott eredmények illesztése.....	46
9. számú melléklet	Komponenseknek a tulajdonságaik a regresszió után	49
10. számú melléklet	Pszeudokomponensek regresszió utáni tulajdonságaik.....	50

Jelölések jegyzéke

B_o	-	olaj teleptérfogat tényező [bbl/STB]
B_{ob}	-	buborékponti olaj teleptérfogat tényező [bbl/STB]
B_{od}	-	differentiális olaj teleptérfogat tényező [bbl/res. bbl]
B_{odb}	-	differentiális buborékponti olaj teleptérfogat tényező [bbl/res. bbl]
B_{osp}	-	szeparátor olaj teleptérfogati tényező [bbl/STB]
c	-	isotermikus kompresszibilitás [1/psia]
c_i	-	térfogat korrekciós tényező [$\text{ft}^3/\text{lbm mol}$]
F_v	-	gáz fázis moltörtje [mol/mol]
f_i	-	adott komponens fugacitása [psia]
f_{li}	-	adott komponens fugacitása folyadék fázisban [psia]
f_{vi}	-	adott komponens fugacitása gőz fázisban [psia]
g_i^*	-	adott komponens normalizált Gibbs energiája
K_i	-	egyensúlyi állandó [-]
K_w	-	Watson-féle karakterizációs tényező
k_{ij}	-	bináris kölcsönhatási tényező(BIP)
M	-	moláris tömeg [lbm/lbm mol, g/g mol]
M_{C7+}	-	C7+ frakció moláris tömege [g/mol]
M_{osp}	-	szeparátorfolyadék átlagos moltömege [g/mol]
m_i	-	adott komponens tömege [lbm]
n_i	-	adott komponens moláris mennyisége [mol]
p	-	nyomás [psia, psig]
p_b	-	buborékponti nyomás [psia]
p_c	-	kritikus nyomás [psia]
p_r	-	redukált nyomás [-]
p_{sc}	-	normál légköri nyomás=14.7 psia
p_v^*	-	gőznyomás $T_r=0.7$ hőmérsékletviszony mellett [psia]
Q_g	-	gázhozam [MMscf/D]
Q_{gc}	-	korrigált gázhozam [MMscf/D]
Q_o	-	olajhozam [STB/D]
R	-	univerzális gázállandó = $10.73146 (\text{psia}\cdot\text{ft}^3)/(^{\circ}\text{R}\cdot\text{lbm})$
R_s	-	termelési gáz-olaj viszony [scf/STB]
R_{sb}	-	buborékponti gáz-olaj viszony [scf/STB]

R_{sd}	-	differentiális gáz-olaj viszony [scf/res. bbl]
R_{sdb}	-	differentiális buborékpointi gáz-olaj viszony [scf/res. bbl]
R_{sp}	-	szeparátor gáz-olaj viszony [scf/bbl]
T	-	hőmérséklet [$^{\circ}R$, $^{\circ}F$]
T_b	-	forráspont [$^{\circ}R$]
T_c	-	kritikus hőmérséklet [$^{\circ}R$]
T_r	-	redukált hőmérséklet [$^{\circ}R$]
V	-	térfogat [ft^3]
V_c	-	kritikus térfogat [ft^3]
V_{ob}	-	a minta buborékpointi térfogata [ft^3]
V_r	-	redukált térfogat [-]
V_{rt}	-	a minta relatív térfogata [ft^3/ft^3]
V_t	-	a minta teljes térfogata [ft^3]
v	-	moláris térfogat [$ft^3/lbm\ mol$]
v^{EOS}	-	állapotegyenlet által számított moláris térfogat [$ft^3/lbm\ mol$]
W_N	-	legnehezebb frakció tömegtörtje [-]
W_{C7+}	-	C7+ frakció tömegtörtje [-]
w_i	-	adott komponens tömeg törtje[lbm/lbm]
x_i	-	adott komponens moltörtje az olaj fázisban [mol/mol]
y_i	-	adott komponens moltörtje a gáz fázisban [mol/mol]
Z	-	eltérési tényező [-]
z_i	-	adott komponens moltörtje [mol/mol]
γ	-	relatív sűrűség [-]
γ_g	-	gáz relatív sűrűsége [-]
γ_o	-	olaj relatív sűrűsége [-]
ρ	-	sűrűség [lbm/ ft^3 , kg/ m^3]
ρ_c	-	kritikus sűrűség[lbm/ ft^3]
ρ_o	-	olaj sűrűség[lbm/ ft^3 , kg/ m^3]
ρ_{ob}	-	buborékpointi olaj sűrűség[lbm/ ft^3 , kg/ m^3]
ρ_r	-	redukált sűrűség [-]
θ_i	-	adott komponens tetszőleges tulajdonsága
ω	-	acentrikus tényező [-]
Ω_a^0, Ω_b^0	-	konstansok a Peng-Robinson állapotegyenletben

1. Bevezetés

A fázisviselkedéssel kapcsolatos problémák nagyon sok helyen jelentkeznek az olaj iparban. A rezervoár mérnököknek PVT számításokra van szükségük, ahhoz, hogy ki tudják számítani a kezdeti földtani vagyont, előre tudják jelezni a termelést vagy éppen meg tudják határozni egy EOR módszer várható hatékonyságát. A termelős mérnökök a fázisviselkedéssel kapcsolatos számításokat szeparátorok tervezéséhez és a csővezetékben lezajló áramlások modellezéséhez használják.

A dolgozat témája a szénhidrogén rendszerek fázisviselkedésének leírásához tartozó legalapvetőbb számítási módszerek és mérések bemutatása. A mérések és a számítási módszerek mért értékekhez való hangolása egy valós példán keresztül kerül bemutatásra, viszont az adott olajtelep pontos megnevezésére titoktartási okok miatt nem kerül sor.

A dolgozat elején a PVT számításokhoz legelterjedtebb Peng-Robinson állapotegyenletről található elméleti összefoglaló. Ezt követően bemutatásra kerülnek a könnyűolajoknál alkalmazott mérések menete, kiértékelése, valamint a szóban forgó olajon elvégzett mérések eredményei. Ezt követi a C7+ frakció karakterizációja, majd az állapotegyenletes modell illesztés a mért adatokhoz nemlineáris regresszióval. Majd legvégül bizonyos komponensek összevonásra kerülnek a számítási idő csökkentésének érdekében.

A kritikus tényezők számításához, a regresszióhoz és a komponensek összevonásához a PETEX szoftvercsalád PVTp nevű programja lett használva.

2. PVT tulajdonságok

Ebben a fejezetben a legalapvetőbb tulajdonságok értelmezése, jelölése, mértékegysége és számítása kerül ismertetésre. Mivel az olaj iparban az angolszász mértékegységek a legelterjedtebbek, ezért a továbbiakban a dolgozat egészében angolszász mértékegységeket használok.

2.1. Moláris mennyiségek

Az SI-ben az anyagmennyiség (n) mértékegysége a "mol", az olajiparban az "lbm mol" használatos.

Mivel a moláris tömeg egy a szénatoméhoz viszonyított relatív tömeg, ezért a mértékszáma ugyan annyi SI-ben mint angolszász mértékegységekben ($1 \text{ g/mol} = 1 \text{ lbm/lbm mol}$).

2.2. Kritikus és redukált állapotjelzők.

A legtöbb állapot egyenlet nem használja közvetlenül a nyomást és a hőmérsékletet, hanem a megfelelő állapotok tételének megfelelően kettő vagy több redukált állapotjelzőt használ a rendszer állapotának a leírásához. Ezek a redukált állapotjelzők a következők lehetnek:

$$T_r = T/T_c \quad (2.1.a)$$

$$p_r = p/p_c \quad (2.1.b)$$

$$V_r = V/V_c \quad (2.1.c)$$

$$\rho_r = \rho/\rho_c \quad (2.1.d)$$

A redukált hőmérséklet(T_r) és a redukált nyomás(p_r) számításához mindig abszolút mértékegységeket kell használni. A többi jelölés és a hozzájuk tartozó mértékegység megtalálható a dolgozat elején a jelölések jegyzékében.

Egy keverék átlagos, vagy más néven pszeudokritikus tulajdonságának kiszámításához használható a 2.5 összefüggés.

2.3. Komponens törtek és keverési szabály

Egy szénhidrogén rendszerben akár több száz komponenst is tartalmazhat. Ezek a komponensek mennyiségileg mol-, tömeg- és térfogattörttel jellemezhetőek(2.2, 2.3 és 2.4 összefüggés). Habár az összetétel legtöbbször moltörttekkel van megadva, és ezt a

számítások is ilyen formában igénylik, mérni csak az egyes frakciók tömegét tudjuk, amit utána át tudunk konvertálni moltörtté.

Normál körülmények között ideális elegyet feltételezve használhatóak még a térfogattörtek is a rendszer jellemzésére.

$$z_i = \frac{n_i}{\sum_{j=1}^N n_j} = \frac{m_i/M_i}{\sum_{j=1}^N m_j/M_j} \quad (2.2)$$

$$w_i = \frac{m_i}{\sum_{j=1}^N m_j} \quad (2.3)$$

$$x_{vi} = \frac{m_i/\rho_i}{\sum_{j=1}^N m_j/\rho_j} \quad (2.4)$$

A szénhidrogén rendszer tulajdonságainak számításához szükségünk van keverési szabályok bevezetésére, amik segítségével a komponensek tulajdonságaiból(θ_i) és hányadából kiszámíthatjuk a rendszer tulajdonságait(θ). A legegyszerűbb és elterjedtebb a Kay-féle keverési szabály[1] ami a következő:

$$\bar{\theta} = \sum_{i=1}^N z_i \cdot \theta_i \quad (2.5)$$

2.4. Volumetrikus tulajdonságok

A legalapvetőbb volumetrikus tulajdonságok, mint a sűrűség(ρ), térfogat(V), teleptérfogati tényező(B) vagy különböző körülményekre vonatkoztatott gáz-olaj viszony(R) az állapot egyenlet segítségével kerül kiszámításra, ezért egyéb egyszerű Black Oil számítási eljárások nem kerülnek ismertetésre. A hozzájuk használt jelölések és mértékegységek megtalálhatóak elől a jelölések jegyzékében.

2.5 Egyensúlyi állandó

Az egyensúlyi állandó(K) az adott nyomáson és hőmérsékleten egymással egyensúlyt tartó gáz(y_i) és folyadék(x_i) összetétel hányadosaként értelmezzük.

$$K_i \equiv y_i/x_i \quad (2.6)$$

Pontos értékét szintén az állapot egyenlet segítségével számíthatjuk ki, ám fontos megemlíteni, hogy az iterációhoz szükség van egy kezdőértékhez, aminek kiszámításához legelterjedtebb a Wilson-féle egyenlet[2]. Valamint használatos Hoffman módszere[3] és Standing korrelációja[4] rekombinált kútáram összetételek helyességének az ellenőrzésére.

3. Állapotegyenlet

A köbös állapotegyenletek(Equation of state/EOS) egyszerű nyomás, térfogat és hőmérsékleten alapuló egyenletek. Elegendő pontossággal képesek leírni az egy vagy több komponensű fluidumok volumetrikus és fázisviselkedését, úgy, hogy a számítás az összetétel mellett mindössze csak a komponensek kritikus állapotjelzőit és acentrikus tényezőjét igényli.

A fluidumok volumetrikus viselkedését a 3.1 egyenlet írja le, ahol Z eltérési tényező értékét a 3.2 Z -re felírt köbös egyenlet a megoldásaként kapjuk.

$$Z = p \cdot v / (R \cdot T) \quad (3.1)$$

$$Z^3 + A_2 \cdot Z^2 + A_1 \cdot Z + A_0 = 0 \quad (3.2)$$

ahol:

- p - nyomás [psia]
- v - moláris térfogat [$\text{ft}^3/\text{lbm mol}$]
- R - univerzális gázállandó = $10.73146 (\text{psia} \cdot \text{ft}^3) / (^\circ\text{R} \cdot \text{lbm})$
- T - hőmérséklet [$^\circ\text{R}$]
- A - konstansok a hőmérséklet, nyomás és összetétel függvényében

A fázis egyensúlyt az állapot egyenletek segítségével lehet kiszámítani, úgy hogy a kapott eredmények ki kell elégítenie az anyagmegmaradás törvényét és a kémiai egyensúly feltételeit. Az anyagmegmaradás itt úgy írható fel, hogy adott komponens folyadék és gázfázisban lévő molszámának az összege állandó. Egy kétfázisú rendszer akkor van kémiai egyensúlyban, ha minden komponens kémiai potenciálja a folyadék és gőz fázisban megegyezik. Bizonyított, hogy a kémiai potenciálok egyenlőségét kielégíti a fugacitások egyenlősége is, a köbös állapotegyenletek ezt használják fel az egyszerűbb számítás érdekében.

Az első állapotegyenletet még van der Waals [5] dolgozta ki, azóta rengeteg új köbös állapotegyenletet dolgoztak ki, a legújabbak és legelterjedtebbek közé tartozik a Redlich-Kwong(RK) [6], a Soave-Redlich-Kwong(SRK) [7] és a Peng-Robinson(PR) [8] állapotegyenlet. A legtöbb új állapotegyenletet az eredeti van der Waals féle állapotegyenlet módosításából származik, a tasztási tag módosítása nélkül a vonzási tag nevezőjének a megváltoztatásával. Az ipari gyakorlatban a legelterjedtebb a Peng-Robinson állapotegyenlet, a legtöbb szoftver működése ezen alapul.

3.1. Peng-Robinson állapotegyenlet

Peng és Robinson 1976-ban közölte új kétváltozós állapotegyenletét [8]. Az addigi állapotegyenleteknél mind a fázis egyensúlyt mind pedig a folyadék sűrűséget jobban jelezte előre. Az alapegyenlet a következő:

$$p = \frac{R \cdot T}{v - b} - \frac{a}{v(v + b) + b(v - b)} \quad (3.3)$$

Az állapot egyenlet két paramétere a következő képen adott:

$$a = \Omega_a^o \frac{R^2 \cdot T_c^2}{p_c} \alpha \quad (3.4.a)$$

$$b = \Omega_b^o \frac{R \cdot T_c}{p_c} \quad (3.4.b)$$

ahol:

$$\Omega_a^o = 0.45724$$

$$\Omega_b^o = 0.07780$$

$$\alpha = \left[1 + m(1 - \sqrt{T_r}) \right]^2 \quad (3.5)$$

$$m = 0.37464 + 1.54226 \cdot \omega - 0.26992 \cdot \omega^2 \quad (3.6)$$

A nehezebb komponensek ($\omega > 0.49$) m tényezőjének a számításához a következő módosított képlet ajánlott [9, 10]:

$$m = 0.3796 + 1.485 \cdot \omega - 0.1644 \cdot \omega^2 + 0.01667 \cdot \omega^3 \quad (3.7)$$

A 3.3 egyenlet az eltérési tényezőre kifejezve:

$$Z^3 - (1 - B) \cdot Z^2 + (A - 3 \cdot B^2 - 2B) \cdot Z - (A \cdot B - B^2 - B^3) = 0 \quad (3.8)$$

ahol:

$$A = a \frac{p}{(R \cdot T)^2} \quad (3.9.a)$$

$$B = b \frac{p}{R \cdot T} \quad (3.9.b)$$

A kritikus kompresszibilitás (Z_c) értéke 0.307, ami valamivel kisebb, mint az a kritikus érték, amit a RK állapotegyenlet használ, viszont jobban közelíti a nehéz komponensek tapasztalati úton kimérhető értékét.

A gáz vagy folyadék halmazállapotú keverék A és B tényezőjének a kiszámításához a következő keverési szabályt alkalmazhatjuk (gőz fázisra felírva):

$$A = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N y_i \cdot y_j \cdot A_{ij} \quad (3.10.a)$$

$$B = \sum_{i=1}^N y_i \cdot B_i \quad (3.10.b)$$

$$A_{ij} = (1 - k_{ij}) \cdot \sqrt{A_i \cdot A_j} \quad (3.11)$$

ahol:

k_{ij} - bináris kölcsönhatási tényező(BIP)

Amennyiben a 3.8 egyenlet megoldásánál több gyök is adódik, azt kell választani, amelyik a legkisebb normalizált Gibbs energiával rendelkezik. Értékét a következőképpen számíthatjuk:

$$g_y^* = \sum_{i=1}^N y_i \cdot \ln f_i(y)$$

$$g_x^* = \sum_{i=1}^N x_i \cdot \ln f_i(x) \quad (3.12)$$

ahol:

f_i - adott komponens fugacitása [psia]

A fugacitás a következő kifejezésekkel adott, fázisra és komponensre:

$$\ln \frac{f}{p} = \ln \phi = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2 \cdot \sqrt{2} \cdot B} \ln \left[\frac{Z + (1 + \sqrt{2}) \cdot B}{Z - (1 - \sqrt{2}) \cdot B} \right]$$

$$\ln \frac{f_i}{y_i \cdot p} = \ln \phi_i = \frac{B_i}{B} (Z - 1) - \ln(Z - B)$$

$$+ \frac{A}{2 \cdot \sqrt{2} \cdot B} \left(\frac{B_i}{B} - \frac{2}{A} \sum_{j=1}^N y_i \cdot A_{ij} \right) \ln \left[\frac{Z + (1 + \sqrt{2}) \cdot B}{Z - (1 - \sqrt{2}) \cdot B} \right] \quad (3.13)$$

A Peng-Robinson állapotegyenlet hasonló pontossággal számítja a gőz-folyadék egyensúlyt, mint a SRK állapotegyenlet. A fluidumok volumetrikus tulajdonságait pontosabban számítja, mint az SRK állapotegyenlet, bár előfordul, hogy a két állapotegyenlet közül egyik sem ad kielégítően pontos értéket az olaj sűrűsége. Sok esetben alulbecsli a telítési nyomás értékét, amit valamivel nagyobb BIP tényezőkkel lehet korrigálni. Térfogat korrekciós tényezők használatával viszont mind két állapotegyenlet, kielégítő pontossággal jelzi előre a volumetrikus tulajdonságokat is.

3.2. Térfogat korrekciós tényező

A térfogat korrekciós tényezőt Martin [11] vezette be az állapotegyenletes számításokba, mint új harmadik konstans. Használata egyszerű és hatékony megoldást ad a legtöbb állapotegyenlet pontatlan volumetrikus számításainak javítására. A korrekció a következő módon történik:

$$v = v^{EOS} - c \quad (3.14)$$

ahol:

v^{EOS} - állapotegyenlet által számított moláris térfogat [$\text{ft}^3/\text{lbm mol}$]

c - térfogat korrekciós tényező [$\text{ft}^3/\text{lbm mol}$]

Bizonyított, hogy a térfogat korrekciós tényező használata nem változtat a fugacitások arányán, így az egyensúlyi állandó értékén sem [12].

Több komponensű rendszerek esetében a térfogat korrekciós tényező egyenlő az egyes komponensek mólfrakciójával számított átlagos térfogat korrekciós tényezőjével.

$$v_L = v_L^{EOS} - \sum_{i=1}^N x_i \cdot c_i \quad (3.15)$$

$$v_v = v_v^{EOS} - \sum_{i=1}^N y_i \cdot c_i \quad (3.16)$$

Jhaveri és Youngren azt javasolja, hogy c_i értékét ne közvetlenül, hanem annak b_i -vel vett arányát számoljuk ki a következő képen [13].

$$s_i = c_i / b_i = 1 - A_0 / M_i^{A_1} \quad (3.17)$$

A tiszta komponensekre ajánlott s_i tényezők értékét, és nehezebb komponensek s_i értékének kiszámításához szükséges A_0 és A_1 tényezők értékét a 1. számú melléklet tartalmazza.

3.3. Kétfázisú flash számítás

Az izotermikus kétfázisú flash számítás problémája abból áll, hogy megadjuk adott kompozíció mellett milyen mennyiségű és milyen kompozíciójú fázisok állnak egymással egyensúlyban adott nyomáson és hőmérsékleten. A problémához hozzátartozik, hogy nem tudjuk, hogy adott körülmények mellett szétválik-e a rendszer két fázisra vagy marad egyfázisú.

Matematikailag a kétfázisú flash számítás problémáját két féle képen lehet megoldani. Az egyik, hogy az anyagmegmaradás törvényét figyelembe véve a két fázisban a fugacitások egyenlőségére törekedve módosítjuk az egyensúlyi állandókat a fugacitások

arányával, vagy pedig Newton-Raphson eljárással keressük azok értékét [14]. A másik lehetőség a Gibbs energia minimalizálása [15].

Szinte kizárólagosan csak az első megoldás használatos, és nincs rá bizonyíték, hogy egyáltalán a Gibbs energia minimalizálás rendelkezik-e valami elméleti előnnyel két fázis esetén a nála sokkal egyszerűbb egyenlő fugacitásos módszerrel szemben. A következőekben az első megoldás kerül ismertetésre.

A módszer alapja tehát, hogy gőz és folyadék fázisban minden egyes komponensre fenn kell állnia a fugacitások egyenlőségének, ami matematikailag a következő formát ölti:

$$f_{Li} = f_{vi} \quad i=1,...,N \quad (3.18)$$

Az anyagmegmaradás a két fázisra, majd komponensekre kifejezve a következő:

$$n = n_v + n_L \quad (3.19)$$

$$n \cdot z_i = n_v \cdot y_i + n_L \cdot x_i \quad (3.20)$$

Vezessük be a gőz fázis moltörtjét(F_v):

$$F_v = \frac{n_v}{n_L + n_v} \quad (3.21)$$

Valamint az egymással egyensúlyban álló fázisok moltörtjeinek az összegének egyet kell adniuk:

$$\sum_{i=1}^N y_i = \sum_{i=1}^N x_i = \sum_{i=1}^N z_i = 1 \quad (3.22)$$

$$\sum_{i=1}^N (y_i - x_i) = 0 \quad (3.23)$$

A 3.20, a 3.21, a 3.23 és az egyensúlyi állandót definiáló 2.6 egyenlet felhasználásával levezethető a következő egyenlet:

$$h(F_v) = \sum_{i=1}^N (y_i - x_i) = \sum_{i=1}^N \frac{z_i \cdot (K_i - 1)}{1 + F_v \cdot (K_i - 1)} = 0 \quad (3.24)$$

A 3.24 egyenletet Rachford-Rice egyenletnek [16] hívják. Ez az egyenlet már csak egy ismeretlent tartalmaz, mégpedig az F_v -t.

Az összkompozíció és az egyensúlyi állandók ismeretében meg kell keresnünk F_v -nek azt értékét, amelyik matematikailag kielégíti a 3.24 egyenletet és fizikailag is megfelelő. Fizikailag értelmezhető megoldás az $F_{vmin} < F_v < F_{vmax}$ tartományban lehetséges, ahol:

$$F_{vmin} = \frac{1}{1 - K_{min}} \quad (3.25)$$

$$F_{v\max} = \frac{1}{1 - K_{\max}} \quad (3.26)$$

Ezt követően a megoldás kereshető Newton-Raphson algoritmussal:

$$F_v^{n+1} = F_v^n - \frac{h(F_v^n)}{h'(F_v^n)} \quad (3.27)$$

ahol derivált kifejezhető analitikusan:

$$h(F_v) = \frac{dh}{dF_v} = - \sum_{i=1}^N \frac{z_i \cdot (K_i - 1)^2}{[F_v \cdot (K_i - 1) + 1]^2} \quad (3.28)$$

és n az iterációs számláló.

Miután F_v értéke ismerté válik az anyagmegmaradást felhasználva kiszámítható a két fázis kompozíciója:

$$x_i = \frac{z_i}{F_v \cdot (K_i - 1) + 1} \quad (3.29)$$

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad (3.30)$$

3.4. Kétfázisú flash számítási algoritmus

A következőekben ismertetésre kerül a kétfázisú flash számítási algoritmus pontokba szedve.

1. A flash számítás az egyensúlyi állandók becslésével kezdődik, erre a legelterjedtebb a Wilson egyenlet [2]:

$$K_i = \frac{\exp[5.37 \cdot (1 + \omega_i) \cdot (1 - T_{r(i)}^{-1})]}{p_{r(i)}} \quad (3.31)$$

Ennek az egyenletnek a megoldásával kapott K értékek magas nyomáson nem pontosak, hibásan triviális megoldáshoz konvergálhatnak. Ebben az esetben fázis stabilitási teszt nyújtja a legmegbízhatóbb K értékeket, habár sokkal több számítási időt igényel.

2. Ezt követi a $K_{\max}$ és $K_{\min}$ értékének a megkeresése, valamint $F_{v\min}$ és $F_{v\max}$ számítása a 3.25 és 3.26 egyenletek alapján.

3. Amint ismert $F_{v\min}$ és $F_{v\max}$ értéke megkereshetjük ebben a tartományban a Rachford-Rice egyenlet (3.24 egyenlet) megoldását, ami az F_v értékét adja.

4. Miután ismert F_v értéke kiszámíthatjuk a két fázis kompozícióját, x_i -t és y_i -t a 3.29 és 3.30 egyenletek alapján.

5. Ezután már ismert a két fázis mennyisége és összetétele, ezért az állapotegyenlet segítségével kiszámíthatjuk a két fázis eltérési tényezőjét Z_L -t és Z_v -t.

$$\begin{aligned} Z_L &= F_{EOS}(x, p, T) \\ Z_v &= F_{EOS}(y, p, T) \end{aligned} \quad (3.32)$$

6. Ezt követően az állapot egyenlet segítségével ki kell számítani a komponens fugacitások értékét is f_{Li} -t és f_{vi} -t.

$$\begin{aligned} f_{Li} &= F_{EOS}(x, Z_L, p, T) \\ f_{vi} &= F_{EOS}(y, Z_v, p, T) \end{aligned} \quad (3.33)$$

7. Miután az eltérési tényezők és a fugacitások értéke ismert, ki kell számítanunk a fázisok normalizált Gibbs energiáját a 3.12 egyenlet alapján, hogy a kapott Z értékek közül kiválaszthassuk a megfelelőt mindkét fázis esetén, ami a legkisebb normalizált Gibbs energiával rendelkezik.

8. Ezután a fugacitások egyenlőségét a következő képlettel ellenőrizhetjük:

$$\sum_{i=1}^N \left(\frac{f_{Li}}{f_{vi}} - 1 \right)^2 < \varepsilon \quad (3.34)$$

ahol:

ε - konvergencia hibakorlátja [-]

9. Amennyiben a számítás a 3.34 egyenlet alapján, hiba korláton belüli eredményt adott, megállunk az iterációval, ellenkező esetben valamilyen módszerrel javítjuk az egyensúlyi állandók értékét. A legegyszerűbb és legelterjedtebb a következő képlet:

$$K_i^{(n+1)} = K_i^{(n)} \cdot \frac{f_{Li}^{(n)}}{f_{vi}^{(n)}} \quad (3.35)$$

10. Triviális megoldás esetén ($K_i \rightarrow 1$), a konvergenciát a következő képlettel ellenőrizhetjük le:

$$\sum_{i=1}^N (\ln K_i)^2 < 10^{-4} \quad (3.36)$$

11. Amennyiben a számítás nem eredményezett triviális megoldást visszatérünk a 2. pontra, ellenkező esetben a triviális megoldást meg kell erősíteni egy fázis stabilitás teszttel.

4. PVT mérések

Ebben a fejezetben a mintán elvégzett mérések menete, a kapott eredmények, és azoknak esetleges ellenőrzése kerül bemutatásra. A közölt PVT jelentés három szeparálási tesztet, egy konstans összetétel melletti expanziós(CCE) mérést, egy differenciális kigőzölögtetést(DLE) és egy viszkozitás mérést közöl. Ez a három mérés, ami alapvetőnek számít, olajok esetében kerül most bemutatásra a kútáram rekombinációjának ellenőrzése mellett.

A mintavételezett tárolófluidum nagyzsugorodású olajnak számít. A mintavételezett tároló réteghőmérséklete 244 °F, nyomása pedig 8846 psia. A fluidum egy fázisban van jelen a rétegben, gázsapkával nem rendelkezik.

Az összetétellel kapcsolatos méréseket és eredményeket az 5. fejezet tartalmazza.

4.1. Kútáram összetétel rekombinálása

Kétféle képen lehet mintát venni az adott tárolóban lévő fluidumból. Az egyik módszer a mélységi mintavételezés, amikor egy konténert leengednek a kútban és ennek segítségével vesznek mintát, ez az eljárás olajoknál ajánlott. A másik lehetőség, hogy szeparátorból vesznek gáz és folyadék mintát, majd a laboratóriumban rekombinálják őket, ezt szokás alkalmazni olajoknál is, de leginkább gáz kondenzátum esetén ajánlott. A mi esetünkben a mintát szeparátorból vették, ezért a következőekben ennek eredményei kerülnek bemutatásra és kiértékelésre.

Próbatermeltetés során szokás több folyadék és gáz minta párt venni különböző időpontokban. Ezt követően miután a minták összetétele meghatározásra került, kiválasztásra kerül a kútáramot legjobban reprezentáló mintapár. A minták összetartozóságának ellenőrzésére a Hoffmann-Crump-Hocott(HCH) [3] K-érték grafikon használatos. A módszer alapegyenlete a 4.1 összefüggés, ami szerint, ha a 4.2 kifejezés szerint definiált F_i függvényében ábrázoljuk a $\log(K_i p)$ értékeket, akkor azoknak egy egyenesre kell esniük a könnyű komponensek esetében(C_1 - C_6). Összehasonlítás képen szokás még ábrázolni a Standing-féle[4] K érték számítási módszerrel kapható egyenest is.

$$\log(K_i \cdot p) = A_0 + A_1 \cdot F_i \quad (4.1)$$

$$F_i = b_i \cdot (1/T_{bi} - 1/T) \quad (4.2.a)$$

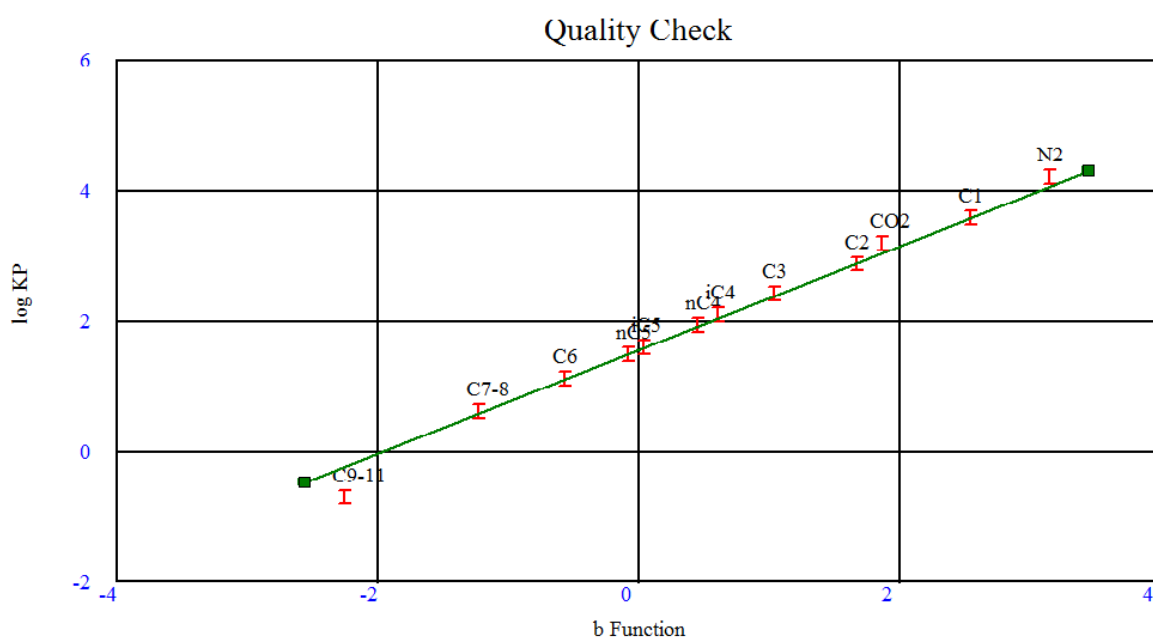
$$b_i = \log(p_{ci} / p_{sc}) / (1/T_{bi} - 1/T_{ci}) \quad (4.2.b)$$

ahol:

A_0, A_1 - tengely metszet és az egyenes meredeksége

T_b - forráspont [$^{\circ}\text{R}$]
 p_{sc} - légköri nyomás [psia]

A legjobbnak számító, rekombinálásra került mintapár HCH grafikonja látható a 4.1 ábrán (ahol az y tengely a $\log(K_i \cdot p)$, az x tengely pedig a 4.2.b egyenlet által definiált b_i). Az ábrán pirossal vannak ábrázolva a mérésekből származó adatok, valamint zöld egyenessel összehasonlítás képen a Standing módszerével kapható eredmények. Az ábrán jól látható hogy minden könnyű szénhidrogén komponens hibahatáron belül illeszkedik az egyenesre, ezért a mintapár megfelelő a rekombinálásra. Emellett előfordulhat még, hogy a kútáramösszetétel nem megfelelően reprezentálja a telep fluidumot, de azt egyetlen kútból történt mintavételezés esetén mélységi minta hiányában nem lehet megállapítani.



4.1 ábra a rekombinálásra kiválasztott mintapár HCH K -érték grafikonja

Miután a megfelelő mintapár kiválasztásra kerül fizikailag rekombinálják őket a megfelelő gáz-olaj viszonyra, hogy megkapják a kútáram összetételt. A következő feladat a rekombinálás ellenőrzése, ugyanis előfordul, hogy nem megfelelő gáz-olaj viszonyra rekombinálják a mintákat. A mintavételezéshez tartozó legfontosabb adatokat a 4.1 táblázat foglalja össze. A szeparátorfolyadék, a szeparátorgáz, a tartályolaj, a kútáram és a matematikailag rekombinált kútáram összetételét a 2. melléklet tartalmazza.

Réteghőmérséklet [°F]	244	Z _{szeparátor} [-]	0.917
Rétegnyomás [psia]	8846	Z _{labor} [-]	0.917
Szeparátor hőmérséklet [°F]	87	γ _{szeparátor} [-]	0.684
Szeparátornyomás [psia]	491	γ _{labor} [-]	0.641
Gázhozam [MMscf/D]	1.76	ρ _{osp} [lbm/ft ³]	48.07
Olajhozam [STB/D]	916.19	M _{osp} [lbm/lbm mol]	135.6
Teleptf. Tényező [bbl/stb]	1.139		

4.1 táblázat mintavételezés legfontosabb paraméterei

Legelőször korrigálnunk kell a szeparátornál mért gázhozam értékét a laborban mért eredményekkel, ugyanis az ott végzett számításokhoz feltételezett relatív sűrűséget és eltérési tényezőt használtak. Erre a következő képlet használatos:

$$Q_{gc} = Q_g \cdot \sqrt{\frac{\gamma_{field} \cdot Z_{field}}{\gamma_{lab} \cdot Z_{lab}}} \quad (4.3)$$

ahol:

- Q_g - gázhozam [MMscf/D]
- γ - relatív sűrűség [-]

A megfelelő értékek behelyettesítésével a korrigált gázhozam 1.819 MMscf/D.

A következő lépés a szeparátor gáz-olaj viszony értékének a meghatározása a termelési gáz-olaj viszonyból, amit a következő összefüggéssel tehetünk meg:

$$R_{sp} = \frac{R_s}{B_{osp}} = \frac{Q_{gc}}{Q_o \cdot B_{osp}} \quad (4.4)$$

ahol:

- R_s - termelési gáz-olaj viszony [scf/STB]
- Q_o - olajhozam [STB/D]
- B_{osp} - szeparátor olaj teleptérfogati tényező [bbl/STB]

Behelyettesítve megkapjuk, hogy a szeparátor gáz-olaj viszony 1743 scf/sep. bbl.

Ahhoz, hogy matematikailag rekombinálassuk a kútáramösszetételt ki kell számítanunk a szeparátorgáz moltörtjének az értékét, ezt a következő összefüggéssel tehetjük meg:

$$F_{gsp} = \left(1 + \frac{2130 \cdot \rho_{osp}}{M_{osp} \cdot R_{sp}} \right)^{-1} \quad (4.5)$$

ahol:

- M_{osp} - szeparátorfolyadék átlagos moltömege [g/mol]
- ρ_{osp} - szeparátorfolyadék sűrűsége [lbm/

Így a szeparátorgáz moltörtje 0.6977-re adódik.

Miután ismert a szeparátorgáz moltörtje és ismert a szeparátorgáz és -folyadék összetétele matematikailag rekombinálhatjuk a kútáramot a következő összefüggéssel:

$$z_i = F_{gsp} \cdot y_i + (1 - F_{gsp}) \cdot x_i \quad (4.6)$$

A matematikailag rekombinált kútáram összetételét a 3. számú melléklet tartalmazza. A fizikai és a matematikai rekombináció között nem számottevő az eltérés, ezért a fizikai rekombináció helyesnek mondható.

4.2 Szeparátor teszt

Szeparálási teszteket elsősorban, azért végeznek az olajokon, hogy a differenciális kigőzölögtetéssel kapott maradék olajra vonatkoztatott eredményeket át lehessen számítani tartályolajra vonatkoztatott értékekre. Továbbá szokás szeparálási teszteket végezni, azért, hogy meghatározzák azokat a körülményeket, amelyek mellett legnagyobb a tartályolaj termelés.

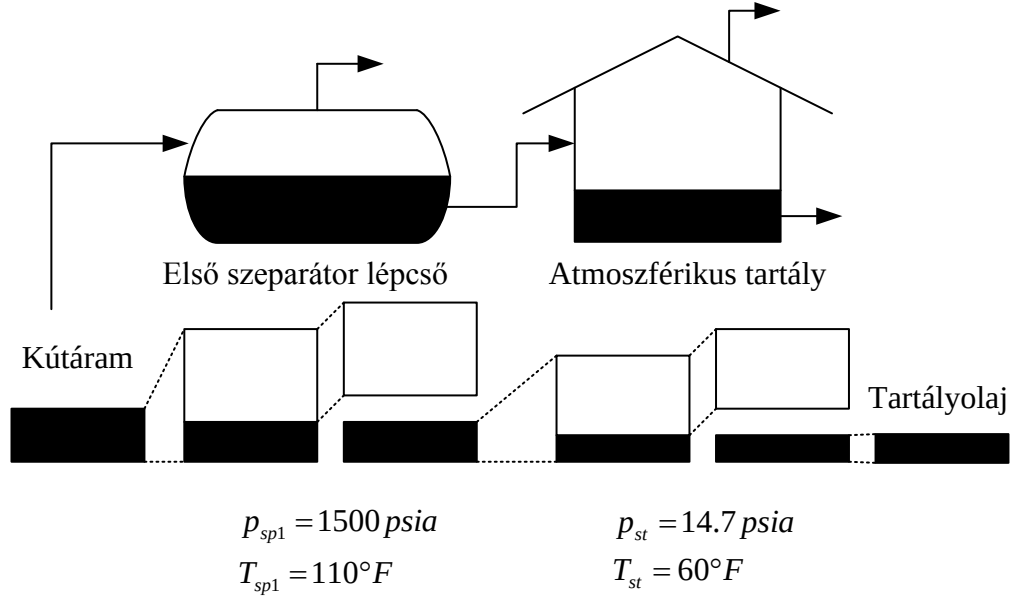
A PVT jelentés három darab kétlépcsős szeparátor tesztet közöl, az egyik adatai megtalálhatóak a 4.2 táblázatban, a 3. számú melléklet tartalmazza mindhárom szeparátor teszt adatait. A 4.2 ábrán látható egy kétlépcsős szeparátor teszt sematikus vázlata.

Nyomás	Hőmérséklet	Gáz-olaj viszony	Folyadék sűrűség	Relatív sűrűség (gáz)	Gáz moláris tömeg	Olaj teleptérfogat tényező
psia	°F	Scf/STB	g/cc	-	g/mol	bbbl/STBB
Pb=5500	244					2.247
1500	110	1632	0.726	0.662	19.16	1.313
14.7	60	607	0.828	0.943	27.30	1
Tartályolaj			Moláris tömeg		g/mol	171.88
			Sűrűség		g/cc	0.827
					°API	39.3

4.2 táblázat szeparátor teszt eredményei

A szeparátor teszt azzal kezdődik, hogy a minta térfogatát(V_{ob}) megméri telítési körülmények mellett, ebben az esetben telephőmérsékleten és buborékponti nyomáson. Ezután a minta nyomását és hőmérsékletét az első szeparátor lépcsőének megfelelőre változtatják. Majd az összes kivált gázt eltávolítják, miközben az olaj térfogatát(V_{osp}), az eltávolított gáz térfogatát(ΔV_g), moláris mennyiségét(n_g) és relatív sűrűségét(γ_g) feljegyzik. Bizonyos esetekben az eltávolított gáz összetételét is megvizsgálják.

A megmaradt olaj nyomását és hőmérsékletét ezután a következő szeparátor lépcsőnek megfelelőre változtatják. Ezt addig ismétlik, még el nem érkeznek az utolsó lépcsőre, ami egy atmoszférikus tartály. És végül megméri a tartályolaj térfogatát($V_{\bar{o}}$) és relatív sűrűségét($\gamma_{\bar{o}}$) 60°F-en.



4.2 ábra szeparátor teszt sematikus vázlata

Az egyes szeparálási lépcsők tartályolajra viszonyított gáz-olaj viszonyát a következő képlettel számíthatjuk ki:

$$\Delta R_s = \frac{\Delta V_{\bar{g}}}{V_{\bar{o}}} \quad (4.7)$$

A minta teljes tartályolajra viszonyított oldott gáz-olaj viszonyát pedig így összegezzük:

$$R_s = \sum_{k=1}^{N_{sp}} (\Delta R_s)_k \quad (4.8)$$

Ezek alapján a 4.2 táblázatban közölt első szeparálási teszt adataiból kiszámítható, hogy ilyen szeparálási körülmények között a tárolóban lévő olaj oldott gáz-olaj viszonya 2239 scf/STB.

Az adott szeparátor lépcsőben lévő olaj teleptérfogatú tényezőjét a következőképpen számíthatjuk a mért adatokból:

$$B_{osp} = \frac{V_{osp}}{V_{\bar{o}}} \quad (4.9)$$

Bizonyos számítások igénylik az egyes szeparálási lépcsők gáz-olaj viszonyát, de nem a tartályolajra vonatkoztatottat, hanem a szeparátor olajra vonatkoztatottat, a kettőt a következő képlettel válthatjuk át egymásba:

$$\Delta R_{sp} = \frac{\Delta R_s}{B_{osp}} \quad (4.10)$$

Amire még szükség lehet számításaink során az a gáz relatív sűrűsége, mivel a különböző szeparálási lépcsők alatt különböző minőségű gázok válnak ki, ezért relatív sűrűségüket átlagolnunk kell, amit a következő összefüggéssel tehetünk meg:

$$\bar{\gamma}_g = \frac{\sum_{k=1}^{N_{sp}} (\gamma_{\bar{g}})_k \cdot (\Delta R_s)_k}{\sum_{k=1}^{N_{sp}} (\Delta R_s)_k} \quad (4.11)$$

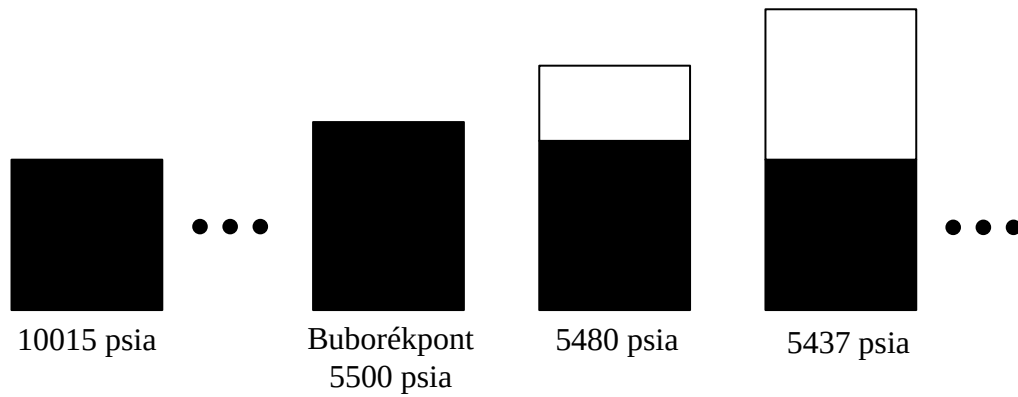
Ez alapján a kivált gáz átlagos relatív sűrűsége 0.738.

Az előzőekben az összes paraméter mérése, vagy számítása említésre került, amelyek szükségesek az egyszerű black-oil PVT számításokhoz. Mivel ez egy könnyűolaj telep, amelynek művelése során jelentősen változhat az összetétele, a black-oil számítások viszont csak változatlan összetétel mellett pontosak, ezért ilyen telep esetén ez a számítási módszer nem ajánlott. Emellett fontos megjegyezni, hogy ahogy a három szeparálási teszt eredményeiből is látszik, hogy kis mértékben, de a számításhoz szükséges tulajdonságok függenek az alkalmazott szeparálási körülményektől.

4.3. Konstans összetétel melletti expanzió(CCE)

Konstans összetétel melletti expanziós méréssel az olaj buborékponti nyomását, a telítetlen állapotbeli sűrűségét és az izotermikus kompresszibilitását szokták meghatározni, valamint a buborékponti nyomás alatti kétfázisú volumetrikus viselkedését. Ehhez a méréshez tartozó eredményeket az 4. számú melléklet tartalmazza.

A 4.3 ábrán látható a mérés sematikus vázlata. Első lépésként adott tömegű réteg fluidumot egy PVT cellába helyeznek. A cella hőmérsékletét az egész mérés során változatlanul réteg hőmérsékleten tartják. Ezután a cella nyomását valamivel a kezdeti rétegnyomás felé emelik, ezzel biztosítva azt, hogy a fluidum egy fázisban van jelen. Ezt követően, ahogy a nyomást csökkentik, az olaj tágulni kezd. Minden egyes nyomás lépcsőnél az olaj térfogatát megméri.



4.3 ábra konstans kompozíció melletti expanzió sematikus vázlata

Buborékpont alatt a minta teljes térfogata sokkal gyorsabban növekszik a kivált gáznak köszönhetően. Amint a két fázis egyensúlyba kerül a teljes térfogat(V_t) megmérésre kerül. A nyomást a buborékponti nyomás közelében, 20-30 psi-al változtatják, majd attól távolabb akár 7-800 psi-al is. Az ebben a dolgozatban tárgyalt fluidum mintán a mérést 915 psia-ig végezték.

Hogyha a mért teljes térfogatot a hozzátartozó nyomás függvényében ábrázoljuk, akkor a buborékpontnál egy törés látható a görbén. Telítetlen állapotban a görbe egy egyenest vesz fel, a kétfázisú tartományban a görbe alakja hiperbolára hasonlít. Könnyűolajok esetében nincs ilyen éles átmenet és a görbe a teljes tartományban egy hiperbolára hasonlít, ezért ilyen esetben vak PVT cella helyett egy látóüvegesbe helyezik a mintát és a buborékpontot vizuálisan állapítják meg.

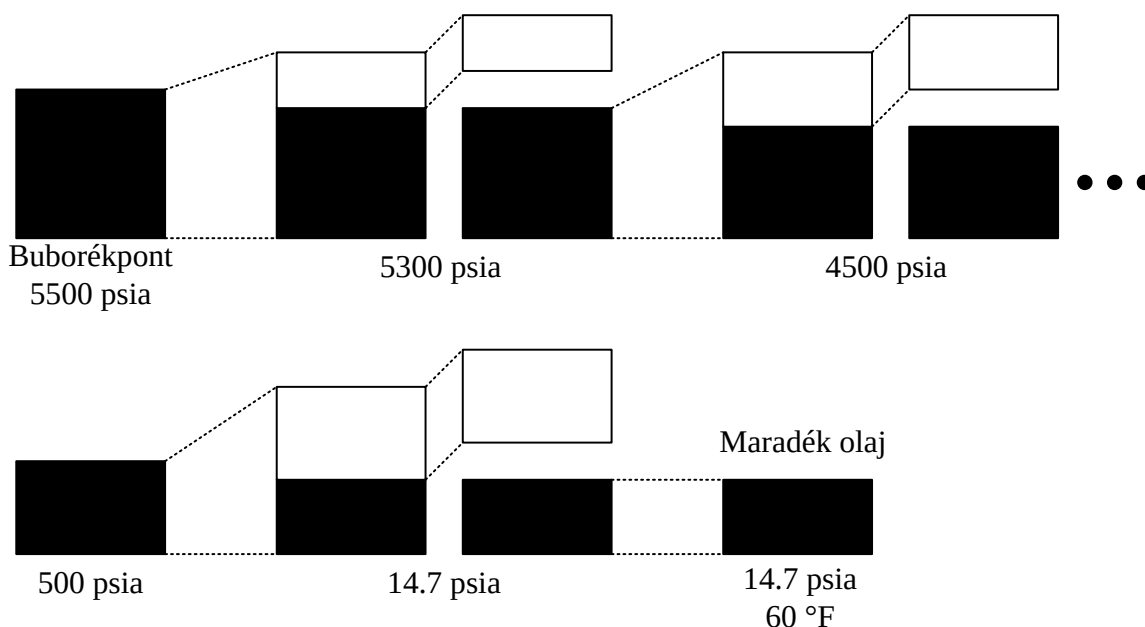
A telítetlen fluidum sűrűsége az ismert tömeg és a mért térfogat függvényében könnyen meghatározható. A labor által készített PVT jelentésekben nem a teljes térfogatot(V_t), hanem a buborékponti nyomáshoz tartozó térfogathoz(V_{ob}) viszonyított relatív térfogatot(V_{rt}) szokás közölni, amit 4.12 képlettel számíthatunk. A telítetlen olaj kompresszibilitását pedig a 4.13 összefüggéssel számíthatjuk.

$$V_{rt} = \frac{V_t}{V_{ob}} \quad (4.12)$$

$$c = \frac{1}{V_{rt}} \cdot \left(\frac{\partial V_{rt}}{\partial p} \right)_T ; p > p_b \quad (4.13)$$

4.4. Differenciális kigőzölögtetés(DLE)

A differenciális kigőzölögtetéssel az olajtelep leművelésének folyamatát közelítik, és célja, hogy megfelelő PVT adatokat nyújtson annak megtervezéséhez. A mérés sematikus vázlatát a 4.4 ábra szemlélteti. A méréssel kapott eredményeket a 5. számú melléklet tartalmazza.



4.4 ábra differenciális kigőzölögtetés sematikus vázlata

A mérés azzal kezdődik, hogy az ismert tömegű fluidum mintát egy vak PVT cellába helyezik. A hőmérsékletet a teljes mérés során réteghőmérsékleten tartják, a nyomást valamivel a rétegnomás fölé emelik, hogy a fluidum biztosan egy fázisban legyen. Ezután a nyomást addig csökkentik még a fluidum el nem éri a buborék pontját, ahol megméri az olaj buborékponti térfogatát (V_{ob}), majd annak ismeretében kiszámítják a hozzá tartozó sűrűséget(ρ_{ob}) is.

Ezután a cella nyomását a buborékpont alá csökkentik. Majd amikor a két fázis között beállt az egyensúly, ahogyan a 4.4 ábra is mutatja a gáz fázist állandó nyomás mellett eltávolítják. Az eltávolított gáz adott nyomáson mért térfogatát(ΔV_g), moláris mennyiségét(Δn_g), relatív sűrűségét(γ_g), valamint a megmaradt olaj térfogatát(V_o) megméri. Ezt a műveletet általában 10-15-ször egyre kisebb nyomások mellett elvégzik, legutoljára atmoszférikus nyomáson. Végül maradék olaj térfogatát(V_{or}) és relatív sűrűségét(γ_o) 60°F-en megméri.

A mért adatok alapján 4.14-4.17 összefüggések segítségével ki lehet számítani a k-adik lépcsőre a differenciális oldott gáz-olaj viszonyt(R_{sd}), a differenciális olaj teleptérfogat

tényezőt(B_{od}), az olaj sűrűségét(ρ_o) és a gáz eltérési tényezőjét(Z). A különböző mennyiségekhez jelölése és mértékegysége megtalálható a jelölések jegyzékében.

$$(R_{sd})_k = \frac{\sum_{j=1}^k 379 \cdot (\Delta n_g)_j}{V_{\bar{o}r}} \quad (4.13)$$

$$(B_{od})_k = \frac{(V_o)_k}{V_{\bar{o}r}} \quad (4.14)$$

$$(\rho_o)_k = \frac{V_{\bar{o}r} \cdot (62.4 \cdot \gamma_{\bar{o}r}) + \sum_{j=1}^k (28.97/5.615) \cdot (\Delta n_g)_j \cdot (\gamma_g)_j}{(V_o)_k} \quad (4.15)$$

$$= \frac{350 \cdot \gamma_{\bar{o}r} + \sum_{j=1}^k 0.0764 \cdot (\Delta R_{sd})_j \cdot (\gamma_g)_j}{5.615 \cdot (B_{od})_k}$$

$$(Z)_k = (1/R \cdot T) \cdot (p \cdot \Delta V_g / \Delta n_g) \quad (4.16)$$

A j=1-es index a differenciális kigőzölögtetés legutolsó atmoszférikus nyomáslépcsőjéhez tartozik.

A mérés során az eltávolított gáz összetétele is megmérésre került, valamint annak egyéb tulajdonságai is, amik szintén megtalálhatóak a 6. számú mellékletben.

Annak érdekében, hogy a PVT számításokkal megfelelő adatokat kapjunk, fontos, hogy a differenciális mennyiségeket átszámítsuk tartályolajhoz viszonyítottan. A rezervoármechanikai számításoknál, gáz-olaj viszony(R_s) és az olaj teleptérfogat tényező(B_o) mindig a termelt olaj térfogatához van viszonyítva. Ezzel szemben a differenciális gáz-olaj viszony és teleptérfogat tényező a maradék olaj térfogatához van viszonyítva, ezért át kell őket számítanunk. Erre a feladatra a következő képletek a legelterjedtebbek:

$$R_s = R_{sb} - (R_{sdb} - R_{sd}) \cdot \left(\frac{B_{ob}}{B_{odb}} \right) \quad (4.17)$$

$$B_o = B_{od} \cdot \left(\frac{B_{ob}}{B_{odb}} \right) \quad (4.18)$$

ahol:

R_{sb}, B_{ob} - gáz-olaj viszony és olaj teleptérfogat tényező buborékponton

R_{sdb} , B_{odb} - differenciális gáz-olaj viszony és olaj teleptérfogat tényező buborékponton

Fontos megjegyezni, hogy B_{ob} és R_{sb} értéke függ az alkalmazott szeparálási körülményektől, ezért az átváltással kapott adatok is függeni fognak tőle.

4.5. Viskozitás mérések

Az olaj viszkozitása elektromagnetikus viszkoziméter segítségével lett megmérve, a kapott eredményeket a 6. számú melléklet tartalmazza. A mérést réteghőmérsékleten végezték, különböző nyomások mellett. A mérés során egy acél golyót engednek süllyedni az olajban, és egy elektromágnes segítségével mérik a süllyedési sebességét majd abból számítják a viszkozitását. Ahogyan csökken a nyomás a rétegnyomás és a buborékponti nyomás között, a folyadék viszkozitása lineárisan csökken. A buborékponti nyomás alatt viszont a kiváló gáznak köszönhetően a viszkozitás hiperbolikusan növekszik.

5. C7+ frakció karakterizációja

Ahhoz, hogy alkalmazni tudjunk egy állapot egyenletet a fluidum viselkedésének előrejelzéséhez szükségünk van a komponensek kritikus tulajdonságaira, az acentrikus tényezőjükre, a moláris tömegükre és a bináris kölcsönhatási tényezőjükre. Az alapvető probléma az, hogy még a legmodernebb technikákkal és módszerekkel se lehet meghatározni azt a több száz komponenst, ami megtalálható egy olajba. Ezt a problémát azzal tudjuk megoldani, hogy tapasztalati és matematikai módszerek segítségével létrehozunk egy közelítő karakterizációt a nehezebb komponensek számára. A C7+ frakció karakterizációja a következő három lépésből áll:

1. A C7+ frakció felosztása ismert moláris kompozíciójú frakciókra.
2. Minden egyes C7+ frakció moláris tömegének, sűrűségének és forráspontjának a meghatározása.
3. A kritikus tulajdonságok, acentrikus tényezők kiszámítása, valamint az állapotegyenletnek megfelelő bináris kölcsönhatási tényezők meghatározása minden C7+ frakció részére.

5.1. C7+ frakció felosztása

A C7+ frakció karakterizációjához szükséges adatokat magas hőmérsékletű desztillációval vagy pedig gáz kromatográffal kaphatjuk meg. A gáz kromatográffal végzett méréssel csak a különböző karbonszámmal rendelkező frakciók tömegét lehet megmérni. Ezzel szemben a desztilláció pontos információt ad a frakciók moláris tömegéről, sűrűségéről és forráspontjáról, de mivel több időt, pénzt és nagyobb térfogatú mintát igényel, ezért ritkán használják. A közölt PVT jelentésben a minták összetétele gáz kromatográffal lett megmérve, a kapott eredmények pedig megtalálhatóak a 3. számú mellékletben.

A gáz kromatográffal végzett mérés előnye, hogy nem csak ~C25-ig lehet vele meghatározni a moláris összetételt, hanem akár C40-ig is. Hátránya viszont, hogy a frakciók egyéb tulajdonságait nem lehet közvetlenül meghatározni vele. A hiányzó információk kipótlására a legelterjedtebb a Katz és Firoozabadi [17] által közölt táblázat, amely közelítő adatokat nyújt az adott karbonszámhoz rendelt frakciók moláris tömegéről, sűrűségéről és az egyéb tulajdonságokról, amik egy állapotegyenletes számításhoz szükségesek. A közölt PVT jelentésben is ezt a táblázatot használták, de a moláris tömeget leszámítva a többi tulajdonságot célszerű máshogy meghatározni.

Miután a kútáram és a tartályolaj összetétele ismert, a következő feladat, hogy a C7+ frakció komponenseit összevonjuk úgynevezett pszeudókomponensekbe. Erre a feladatra sok módszer létezik és használatos. Itt egy egyszerű egyenlő tömegű frakciókra történő felosztás lett alkalmazva, figyelembe véve, hogy a könnyebb komponensek tulajdonságai között nagyobb a relatív eltérés, ezért azok valamelyest kisebb frakciókba lettek besorolva. A C7 a C8-al lett összevonva a C7-8 komponensbe, a C9, C10 és C11 komponensek a C9-11-be, C12-től C15-ig a C12-15-be, C16-tól C20-ig a C16-20 komponensbe, C21-től C26-ig pedig a C21-26 komponensbe lettek összevonva, a maradék pedig a C27+ komponensbe került. A frakciók tulajdonságainak meghatározására a következő alfejezetekben kerül sor.

5.2. Moláris tömeg, sűrűség és forráspont meghatározása

Mivel a gáz kromatográffal történt összetétel meghatározás során csak az egyes frakciók tömegét tudjuk megmérni, ezért első lépés a különböző karbonszámmal rendelkező csoportok moláris tömegének meghatározása. Ez a már említett Katz és Firoozbadi által közölt táblázat alapján történhet. Miután minden frakciónak megvan a moláris tömege a 2.2 egyenlet alapján kiszámíthatjuk a fluidum moláris összetételét. A legnehezebb frakció moláris tömegét (M_N) a következőképpen számíthatjuk ki:

$$M_N = \frac{w_N}{(w_{C7+}/M_{C7+}) - \sum_{i=7}^{N-1} (w_i/M_i)} \quad (5.1)$$

ahol:

W_N - legnehezebb frakció tömegtörtje [-]

W_{C7+} - C7+ frakció tömegtörtje [-]

M_{C7+} - C7+ frakció moláris tömege [g/mol]

Miután megvan a komponensek moláris tömege és moltörtje, kiszámíthatjuk az általunk létrehozott pszeudókomponensek moláris tömegét és moltörtjét. A moláris tömegek számításához használható a 2.5 egyenlet, moltörteknél pedig a megfelelőeket összeadjuk. A pszeudokomponensek számított moláris tömegét az 5.1 táblázat tartalmazza.

A pszeudokomponensek relatív sűrűségének és forráspontjának a számítására Whitson[18] a Søreide által kifejlesztett korrelációkat[19] javasolja. A relatív sűrűségek számítására Søreide az 5.2 összefüggést közölte, amelyhez csak az adott frakció moláris tömegének az ismerete szükséges. Az összefüggés tartalmaz egy C_f konstanst, amely

értéke 0.27 és 0.31 között változik, értékét úgy határozhatjuk meg próbálgatással, hogy a kapott sűrűségeknek ki kell elégíteniük az 5.3 egyenletet.

$$\gamma_i = 0.2855 + C_f \cdot (M_i - 66)^{0.13} \quad (5.2)$$

$$\gamma_{C7+} = \frac{z_{C7+} \cdot M_{C7+}}{\sum_{i=1}^N (z_i \cdot M_i / \gamma_i)} \quad (5.3)$$

A relatív sűrűség és a moláris tömeg ismeretében kiszámíthatjuk a frakciók forráspontját Søreide másik korrelációját felhasználva, amely a következőképpen néz ki:

$$T_{bi} = 1928.3 - (1.695 \cdot 10^5) \cdot M_i^{-0.03522} \cdot \gamma_i^{3.266} \times \exp \left[- (4.922 \cdot 10^{-3}) \cdot M_i - 4.7685 \cdot \gamma_i + (3.462 \cdot 10^{-3}) \cdot M_i \cdot \gamma_i \right] \quad (5.4)$$

Fontos még megjegyezni, hogy az 5.4 képlettel a forráspont értékét °R-ban kapjuk. A számított relatív sűrűségek és forráspontok megtalálhatóak az 5.1 táblázatban.

Komponens	Moláris tömeg	Relatív sűrűség	Forráspont	K _w
	g/mol	-	°F	-
C7-8	101.88	0.7619	227.52	8.01291
C9-11	132.23	0.8014	327.17	8.59842
C12-15	181.82	0.8403	460.21	9.18833
C16-20	246.24	0.8731	595.23	9.6346
C21-26	320.42	0.9000	716.50	9.94228
C27+	473.67	0.9389	896.82	10.2714

5.1 táblázat pszeudokomponensek moláris tömege, relatív sűrűsége és forráspontja

Egyazon telepből, vagy mezőből vett minták összehasonlítására és karakterizálására elterjedt a Watson-féle karakterizációs tényező[20], ami a következőképpen van definiálva:

$$K_w \equiv \frac{T_b^{1/3}}{\gamma} \quad (5.5)$$

Amennyiben egy telepből több kúton keresztül több PVT mintavételezés is történt, a C7+ frakcióra kiszámított értéke alkalmas a minták reprezentativságának ellenőrzésére, mivel értékének azonosnak kell lennie egy adott telepre. Valamint rengeteg kritikus tulajdonság, gőznyomás, viszkozitás számítására használt összefüggéshez szükséges az értékének az ismerete. Frakciónként kiszámított értéke megtalálható az 5.1 táblázatban.

5.3. Kritikus tulajdonságok, acentrikus- és bináris kölcsönhatási tényezők számítása

Különböző állapotegyenletekhez sok esetben különböző C7+ karakterizáció szükséges annak érdekében, hogy az megfelelő pontossággal képes legyen előrejelezni a fluidum

viselkedését [18]. A Peng-Robinson állapotegyenlet esetében a komponensek kritikus tényezőinek számításához a Twu által kifejlesztett perturbációs módszer [21] ajánlott. Twu módszere két részből áll. Az első részben kiszámolja annak a normál parafin frakciónak a kritikus tulajdonságait, amelynek a forráspontja megegyezik az adott frakcióéval. Majd második lépésben korrigálja azokat a forráspont és a sűrűségkülönbség függvényében. A módszer pontos leírása a 7. számú mellékletben található. A módszerrel kapott kritikus tulajdonságok megtalálhatóak az 5.2 táblázatban.

Az állapotegyenlettel való számításokhoz szükség van a pszeudokomponensek acentrikus tényezőjének az ismeretére. Pitzer a következőképpen definiálta az acentrikus tényezőt [22]:

$$\omega = -\log\left(\frac{p_v^*}{p_c}\right) - 1 \quad (5.6)$$

ahol:

p_v^* - gőznyomás $T_r=0.7$ hőmérsékletviszony mellett [psia]

Az acentrikus tényező kiszámítására két összefüggés használatos. Amennyiben $T_{br}=T_b/T_c < 0.8$, akkor az 5.7 képlettel adott Lee-Kesler korreláció[23] használatos. Ellenkező esetben amikor $T_{br}=T_b/T_c > 0.8$, akkor az 5.8 képlettel adott Kesler-Lee korreláció[24] használatos.

$$\omega = \frac{-\ln(p_c/14.7) + A_1 + A_2 \cdot T_{br}^{-1} + A_3 \cdot \ln T_{br} + A_4 \cdot T_{br}^6}{A_5 + A_6 \cdot T_{br}^{-1} + A_7 \cdot \ln T_{br} + A_8 \cdot T_{br}^6} \quad (5.7)$$

$$\omega = -7.904 + 0.1352 \cdot K_w - 0.007465 \cdot K_w^2 + 8.359 \cdot T_{br} + (1.408 - 0.01063) \cdot T_{br}^{-1} \quad (5.8)$$

A kapott értékeket az 5.2 táblázat tartalmazza.

Komponens	Kritikus hőmérséklet	Kritikus nyomás	Kritikus térfogat	Acentrikus tényező
	°F	psig	ft ³	-
C7-8	566.9	436.4	7.426	0.2905
C9-11	676.5	370.3	9.302	0.3691
C12-15	810.8	295.2	12.362	0.4890
C16-20	937.5	235.4	16.045	0.6259
C21-26	1046.2	193.8	19.720	0.7613
C27+	1204.0	148.7	25.406	0.9800

5.2 táblázat pszeudokomponensek kritikus tulajdonságaik és acentrikus tényezőjük

A bináris kölcsönhatási tényezők a Chevron módszerrel [25] lettek számítva. Mivel a bináris kölcsönhatási tényezőkre fennáll a $k_{ij}=k_{ji}$ egyenlőség, ezért a táblázat szimmetrikus. A metánt leszámítva a normál és a pszeudokomponensek közötti bináris kölcsönhatási tényezők értéke nulla. A számítással kapott értékeket a normál komponensek között az 5.3 táblázat tartalmazza, míg a metán és a pszeudokomponensek közötti értékeket az 5.4 táblázat tartalmazza.

Komp.	N2	CO2	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6
N2		-0.020	0.036	0.050	0.085	0.095	0.095	0.095	0.095	0.100
CO2	-0.020		0.100	0.130	0.135	0.130	0.130	0.125	0.125	0.125
C1	0.036	0.100		0.002	0.007	0.012	0.012	0.017	0.018	0.024
C2	0.050	0.130	0.002		0.001	0.003	0.003	0.004	0.005	0.007
C3	0.085	0.135	0.007	0.001		0	0	0.001	0.002	0.003
iC4	0.095	0.130	0.012	0.003	0		0	0	0	0.001
nC4	0.095	0.130	0.012	0.003	0	0		0	0	0.001
iC5	0.095	0.125	0.017	0.004	0.001	0	0		0	0
nC5	0.095	0.125	0.018	0.005	0.002	0	0	0		0
C6	0.100	0.125	0.024	0.007	0.003	0.001	0.001	0	0	

5.3 táblázat bináris kölcsönhatási tényezők a normál komponensek között

Komp.	C7-8	C9-11	C12-15	C16-20	C21-26	C27+
C1	0.03959	0.04469	0.04971	0.05395	0.05742	0.06243

5.4 táblázat bináris kölcsönhatási tényezők a metán és pszeudokomponensek között

A pszeudokomponensek térfogat korekciós tényezői 3.2 alfejezetben leírtak szerint kerültek kiszámításra.

Most már minden adat és tulajdonság megvan a Peng-Robinson állapotegyenlettel való számításokhoz.

6. Peng-Robinson állapotegyenletes modell illesztése

A legtöbb esetben az állapotegyenlet még a C7+ frakció megfelelő karakterizációja után sem jelzi előre kielégítő pontossággal a fluidum viselkedését. A telítési nyomásban gyakori a $\pm 10\%$ -os, sűrűségben pedig a $\pm 5\%$ -os hiba, valamint az összetételben is előfordul a több molszázaléknyi eltérés a kulcsfontosságú komponensekben. Kritikus közeli olajoknál vagy gáz kondenzátumoknál pedig még ennél jóval nagyobb hibák is előfordulnak. Az állapotegyenlettel kapott eredmények pontatlansága a nem megfelelő C7+ felosztásra, valamint a frakciókhoz rendelt tulajdonságok pontatlanságára vezethető vissza.

Az állapot egyenlet illesztésének a menete három fázisra osztható:

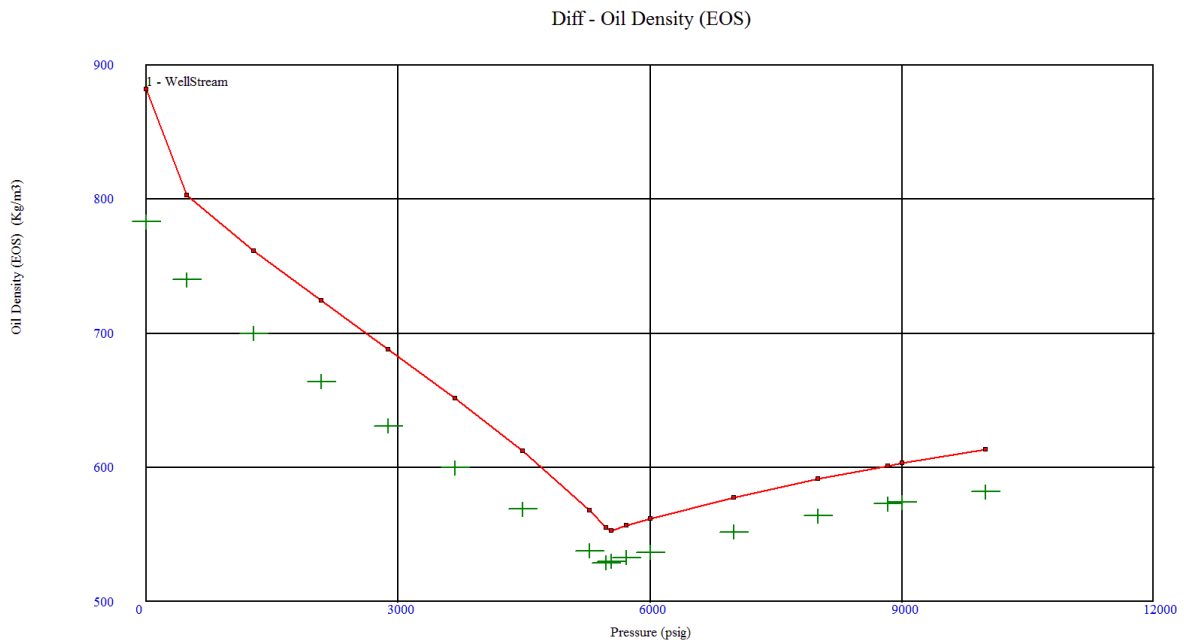
1. Az állapotegyenlettel kapott eredmények összehasonlítása a mért adatokkal.
2. Több változatban megpróbáljuk illeszteni az állapotegyenlettel számított adatokat a mért adatokhoz bizonyos tulajdonságoknak a változtatásával.
3. A legpontosabb illesztési változat kiválasztása.

Nehezebb esetekben ki lehet próbálni különböző C7+ karakteritációkat is.

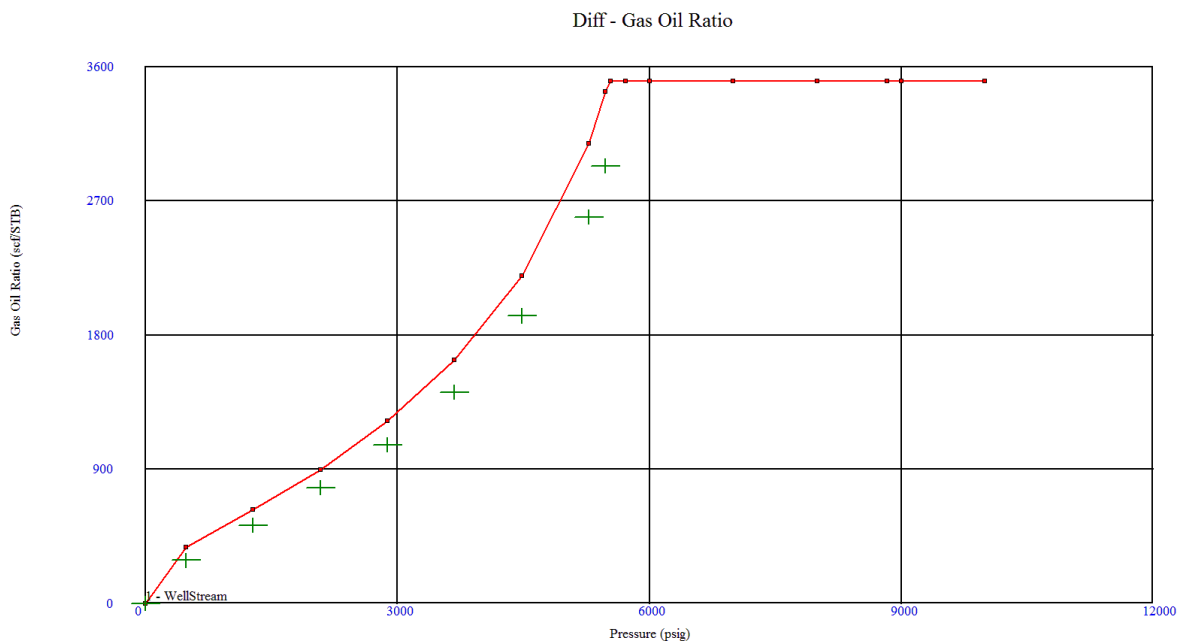
6.1. Illesztés nélkül kapott számítási eredmények

A volumetrikus tulajdonságokat leszámítva az általunk alkalmazott Peng-Robinson állapotegyenlet viszonylag pontosan visszaadta a mért adatokat. A buborékponti nyomásra 5520 psia adódott 5500 psia helyett, ami telítési nyomásban igen kis eltérésnek számít. Differenciális kigőzölögtetés során a gáz fázis összetételét minden nyomáslépcső során megfelelő pontossággal közelítette. A differenciális kigőzölögtetés során mért és számított olaj sűrűség közötti különbséget a 6.1 ábra szemlélteti (mért értékek zöld kereszttel, számított értékek piros vonallal), a mért és számított oldott gáz-olaj viszony közötti különbséget pedig a 6.2 ábra szemlélteti. Jól látható, hogy a volumetrikus tulajdonságokban számottevő a különbség, a szeparátor tesztnél hasonló nagyságrendű az eltérés a volumetrikus tulajdonságokban.

A mért és a számított eredmények összehasonlítása után valószínűsíthető, hogy az illesztés során csak a térfogat kitöltési tényezőket kell nagyobb mértékben megváltoztatni.



6.1 ábra differenciális kigőzölögtetés - olaj sűrűség



6.2 ábra differenciális kigőzölögtetés - gáz-olaj viszony

6.2. Illesztés nemlineáris regresszióval

Az állapotegyenlettel kapott számítási eredményeket sok féle képen lehet javítani. A legtöbb ajánlott módszer a C7+ frakciók bizonyos tulajdonságait (T_c , p_c , ω vagy pedig Ω_a és Ω_b állapotegyenlet konstansok) és a C7+ frakciók és a metán közötti kölcsönhatási tényezők megváltoztatását javasolja. Bizonyos módszerek nemlineáris regressziót ajánlanak [26, 27, 19] a tulajdonságok megváltoztatásához, mások egyszerű próbálgatásos

módszert[28, 29]. Manapság az a trend, hogy megpróbálják az állapotegyenlet illesztésének folyamatát automatizálni nemlineáris regresszióval.

Nemlineáris regresszió során a 6.1 egyenlet által definiált reziduális négyzetösszeg függvény értékét minimalizáljuk.

$$F_{SSQ} = \sum_{i=1}^M r_i^2 \quad (6.1)$$

ahol:

- M - a regresszióhoz felhasznált mért adatoknak a száma
- r_i - súlyozott hiba a mért és a számított adatok között

A súlyozott hiba számítására több képlet is használható, abszolút mennyiségek, mint például a telítési nyomáshoz használható a 6.2 képlet, relatív mennyiségekhez, mint például a relatív térfogathoz pedig a 6.3 képlet.

$$r_i = \left(\frac{d_{xi} - d_{ci}}{d_{xi}} \right) \cdot w_i \quad (6.2)$$

$$r_i = (d_{xi} - d_{ci}) \cdot w_i \quad (6.3)$$

ahol:

- d_{xi} - mért adat
- d_{ci} - számított adat
- w_i - súlyozási tényező

A következőekben, ha valami magas súlyozást kap a regresszióban, akkor annak a súlyozási tényezője 10-es értéket kap, ha valami közepeset, akkor 5-öt, ha pedig alacsony, akkor 1-et.

Több illesztési változat is ki lett próbálva a legjobb eredmény érdekében, ezek a változatok a következők:

- A. Ebben a változatban három lépésben lettek a számított adatok a mértékhez illesztve:
 1. Illesztett adat: buborékpointi nyomás. Regresszióhoz használt paraméterek: bináris kölcsönhatási tényező a metán és a C7+ frakciók között azonos szorzóval.
 2. Illesztett adat: szeparátor gáz-olaj viszony(továbbiakban GOR) (közepes súlyozási tényező), differenciális kigőzölögtetés(továbbiakban DLE) GOR(magas). Regresszióhoz használt paraméterek: C7+ frakciók kritikus hőmérséklete és nyomása.

3. Illesztett adat: szeparátor olaj sűrűsége(közepes), DLE olaj sűrűsége(magas).
Regresszióhoz használt paraméterek: C7+ frakció térfogat korekciós tényezője.

B. Ebben a változatban két lépésben lettek illesztve a számított adatok a mértékhez:

1. Illesztett adat: szeparátor olaj sűrűsége. Regresszióhoz használt paraméterek: C7+ frakciók térfogat korrekciós tényezője.
2. Illesztett adat: szeparátor GOR(közepes), DLE GOR(magas), buborékponti nyomás(magas). Regresszióhoz használt paraméterek: C7+ frakciók kritikus hőmérséklete és nyomása, valamint a bináris kölcsönhatási tényezők a metán és a C7+ frakciók között azonos szorzóval.

C. Ebben a változatban szintén két lépésben lettek illesztve az adatok:

1. Illesztett adat: szeparátor olaj sűrűsége. Regresszióhoz használt paraméterek: C7+ frakció térfogat korrekciós tényezője.
2. Illesztett adat: szeparátor GOR(közepes), DLE GOR(közepes), buborékponti nyomás(magas). Regresszióhoz használt paraméterek: bináris kölcsönhatási tényezők a metán és a C7+ frakciók között azonos szorzóval.

D. Ebben a változatban is két lépésben lettek illesztve az adatok:

1. Illesztett adat: szeparátor olaj sűrűsége(magas), szeparátor olaj teleptérfogat tényezője(közepes). Regresszióhoz használt paraméterek: C7+ frakció térfogat korrekciós tényezője.
2. Illesztett adat: buborékponti nyomás(magas), DLE GOR(közepes), szeparátor GOR(közepes), DLE olaj teleptérfogat tényező(közepes), szeparátor olaj sűrűsége(alacsony), DLE olaj sűrűsége(alacsony). Regresszióhoz használt paraméterek: C7+ frakciók kritikus hőmérséklete és nyomása, valamint a bináris kölcsönhatási tényezők a metán és a C7+ frakciók között azonos szorzóval.

Az 'A' változat egy általános illesztési eljárásnak számít. A másik három változatban mindig a sűrűség került előbb illesztésre, mivel mint ahogy már említve lett az eltérést nagyrészt a C7+ frakció rossz volumetrikus viselkedése okozza. A 'B' és 'C' változatban az első lépésben kizárólag a szeparátor olaj sűrűsége került illesztésre, mert DLE olaj sűrűségét sokkal jobban befolyásolja a különböző nyomás lépcsők alatt eltávolított gáz összetétele. A második lépésben az utolsó három változatnál a fluidum komponenseinek az egyensúlyi fázis viselkedése került illesztésre. Valamint a 'D' változatnál első lépésben az olaj teleptérfogat tényezője is illesztésre került, hogy ellensúlyozza az összetétel különbség miatti sűrűség különbséget, második lépésben pedig alacsony súlyozással bekerültek a

sűrűségek is az illesztett adatok közé, hogy a regresszió ne rontsa el nagymértékben a már jól illeszkedő sűrűségeket.

6.3. A legjobban illeszkedő változat kiválasztása

A következő lépés az az, hogy megnézzük a különböző változatok által kapott eredményeket. A 8. szám mellékletben található a differenciális kigőzölögtetés során mért és számított sűrűsége az olajnak. Szintén a 8. számú mellékletben található a differenciális kigőzölögtetés során mért és számított gáz-olaj viszony és az olaj teleptérfogati tényező. A kapott buborékponti nyomások összehasonlítása a 6.1 táblázatban található. A szeparátorteszttel kapott eredményeket a 6.2 táblázat hasonlítja össze.

Buborékponti nyomás				
psia				
Mért	A	B	C	D
5500	5555.89	5517.84	5450.92	5491.36

6.1 táblázat számított buborékponti nyomások összehasonlítása

Szeparálási lépcsők	Olajfázis tulajdonságai	Mért	A	B	C	D
110 °F 1500 psia	Gáz-olaj viszony [Scf/STB]	1632	1588.2	1636.1	1606.8	1631.2
	Sűrűség [kg/m ³]	726	707.0	720.6	710.9	733.0
	Olaj teleptf. t. [bbl/STB]	1.313	1.327	1.321	1.322	1.331
60 °F 14.7 psia	Gáz-olaj viszony [Scf/STB]	607	621.8	610.7	616.9	609.1
	Sűrűség [kg/m ³]	828	809.3	825.0	810.2	831.1
	Olaj teleptf. t. [bbl/STB]	1	1	1	1	1

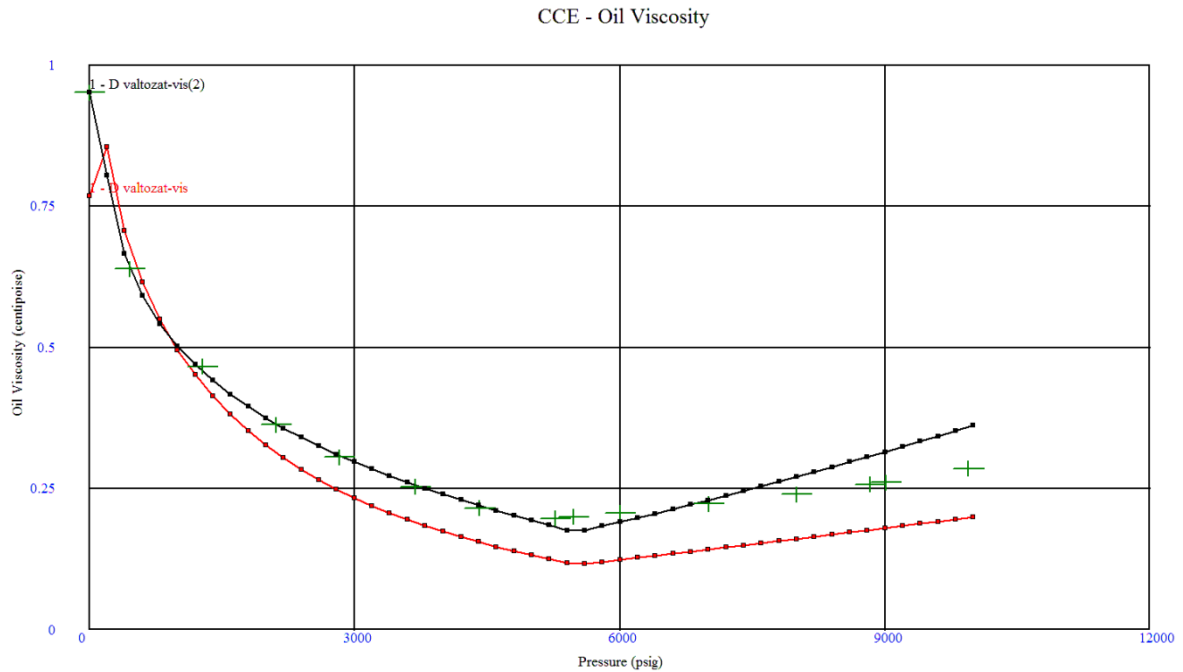
6.2 táblázat szeparátor teszttel kapott eredmények összehasonlítása

Az összehasonlítást elvégezve elmondható, hogy a mért adatokat összeségében a 'D' változat közelíti a legjobban. A legrosszabb pedig az 'A' változat. A további számításokhoz a 'D' illesztési változat által kapott modell kerül felhasználásra. A komponensek végső tulajdonságait a 9. számú melléklet tartalmazza.

6.4 Viskozitás illesztése

Az olaj viszkozitásának illesztése különválasztható az állapot egyenletes modell illesztésétől, mert olyan tulajdonságokkal lehet javítani a viszkozitás számítását, amelyek nincsenek hatással az állapotegyenletes számításokra. Könnyűolajok viszkozitásának számítására a legpontosabb a Pedersen-féle módszer [30], ennek ellenére kevés illesztési lehetőség miatt Lohrenz-Bray-Clark[31] módszer kerül alkalmazásra. Ez a viszkozitás

számítási módszer az összetétel alapján számítja az olaj viszkozitását, az egyszerű korrelációkkal szemben. A számításhoz többek között a komponensek kritikus térfogatát használja fel, ezért a számítás illesztése ezek módosításával történik. A 6.3 ábrán látható az illesztés nélkül számított viszkozitás pirossal, az illesztett pedig feketével, a mért eredményeket pedig a zöld keresztetek reprezentálják.



6.3 ábra viszkozitás számítás

A 6.3 ábrán jól láthat, hogy az illesztet változat kellő pontossággal közelíti a mért adatokat a rétegnyomás alatti tartományban. A 9. számú mellékletben már a módosított kritikus térfogatok szerepelnek.

7. Komponensek csoportosítása szimulációhoz

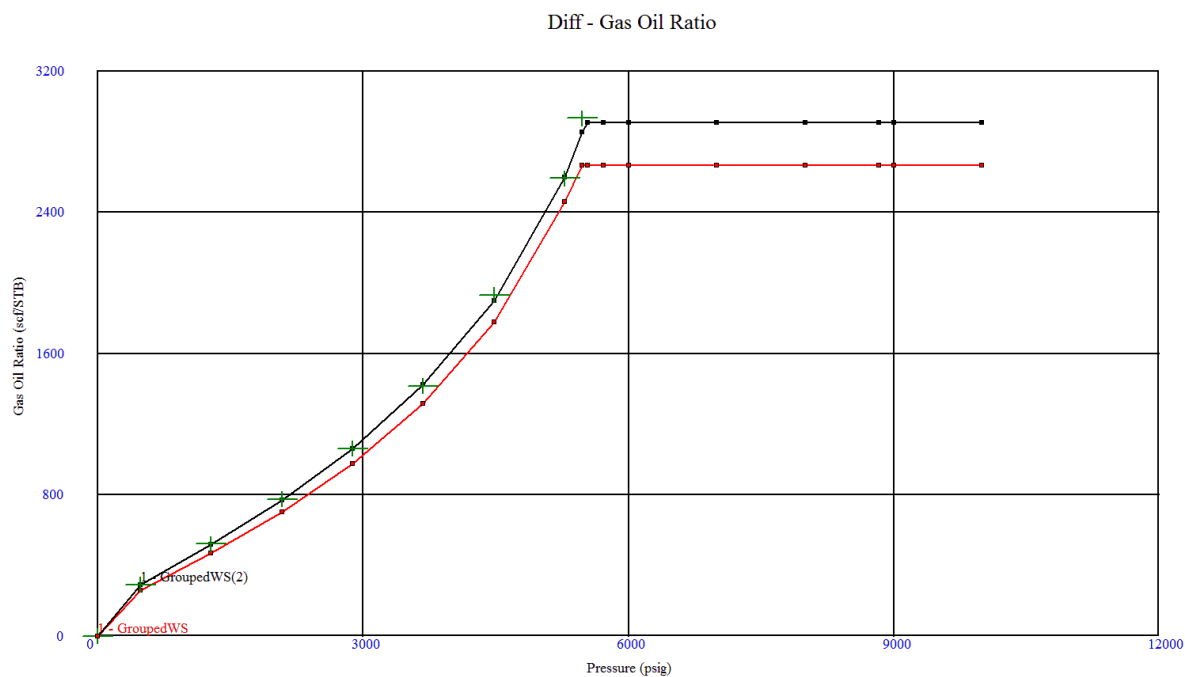
Szimulációs számításoknál még a mai számítógépek mellett is kritikus tényező a számítási idő és a memória, ezért, amennyiben kompozíciós PVT számítást szeretnénk alkalmazni a szimulációban, akkor a komponensek számát olyan mértékben le kell redukálnunk, hogy az ne menjen túlságosan a számítási pontosság rovására. A komponensek leredukálása úgy történik, hogy az eredeti komponenseket pszeudokomponensekbe vonjuk össze. A komponensek számát, és azt, hogy melyikeket vonjuk össze az határozza meg, hogy milyen fluidumról van szó, és hogy milyen művelési eljárást tervezünk alkalmazni. A telepe jelenleg kimerüléssel művelés alatt áll és jelenleg még nem terveznek gázbeasjtólást vagy más EOR módszert, ezért megfelelő egy általánosan használt csoportosítás a pszeudokomponensek kialakításánál. A komponensek a következő hét pszeudokomponensbe lettek összevonva:

- P1 - N2+C1
- P2 - CO2+C2
- P3 - C3+iC4+nC4
- P4 - iC5+nC5+C6
- P5 - C7-8+C9-11
- P6 - C12-15+C16-20
- P7 - C21-26+C27+

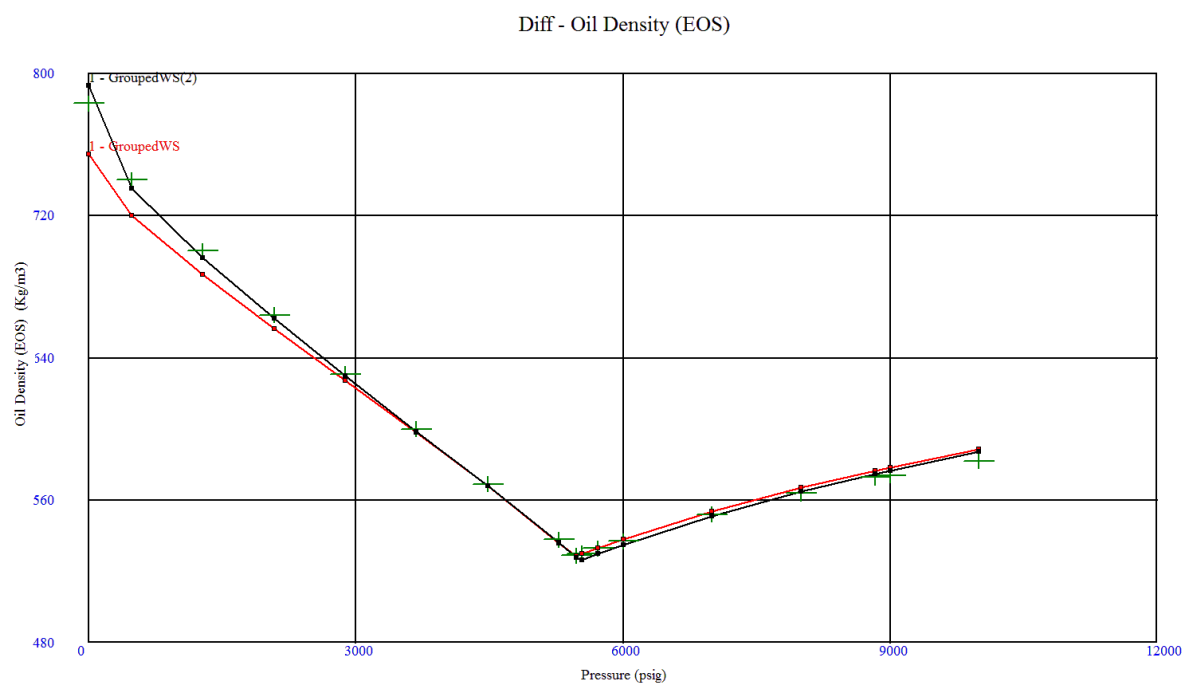
A komponensek tulajdonságainak(θ_i) kiszámítására a legelterjedtebb a következő összefüggés:

$$\theta_I = \frac{\sum_{i \in I} z_i \cdot \theta_i}{\sum_{i \in I} z_i} \quad (7.1)$$

A komponensek összevonásával romlik a már illesztett számítási modell pontossága, ezért célszerű az összevonás után is regresszióval pontosítani az állapotegyenletes modellt. A 7.1 és 7.2 ábra látható differenciális kigőzölögtetési gáz-olaj viszony és olaj sűrűség (pirossal a regresszió nélküli, feketével a regresszió utáni). Látható, hogy a regresszió utáni modell ismét megfelelően közelíti a mért adatokat. Ezt követően az állapotegyenletes modell készen áll a szimulációhoz való felhasználásra. A regresszált pszeudokomponensek tulajdonságait a 10. melléklet tartalmazza. Amennyiben fontos a gáz és a folyadék fázis pontos összetétele is, szokás több lépcsőben összevonni és regresszálni a komponenseket.



7.1 ábra differenciális kigőzölögtetési gáz-olaj viszony összevonás után



7.2 ábra differenciális kigőzölögtetési olaj sűrűség összevonás után

8. Összefoglaló

Dolgozatomban végigmentem a PVT modellezés lépésein és elkészítettem egy valós könnyűolaj állapotegyenletes PVT modelljét. Az első lépés mindig a PVT mérések kiértékelése és ellenőrzése, ugyanis előfordulhat, hogy nem konzisztens a mintavételezés, vagy hibásan számoltak dolgokat a laborban.

Ez után el kell döntenünk melyik állapotegyenlettel szeretnénk számolni a továbbiakban, amennyiben kompozíciós modellt szeretnénk alkalmazni. Én a Peng-Robinson állapotegyenletet választottam, mert az a legelterjedtebb a mai szoftverek körében és kielégítően pontos eredményt ad. Ezt követi a C7+ frakció karakterizációja, mely során felosztjuk a C7+ frakciót kisebb részekre, és meghatározzuk azoknak a tulajdonságait a választott állapotegyenletnek megfelelően.

Miután az állapotegyenletes modell készen áll a számításokra, célszerű a modellt nemlineáris regresszióval vagy más módszerekkel a mért adatokhoz illeszteni. Ezt négy változatban is elvégeztem, majd végül kiválasztottam a legjobban illeszkedőt és azt használtam a továbbiakban. Célszerű még illeszteni a viszkozitás számítási módszert is, mivel én a Lohrenz-Bray-Clark módszert használtam, ezért ezt a kritikus térfogatok regresszójával tehettem meg.

Miután az állapotegyenletes modell megfelelő pontossággal visszaadja a mért adatokat, már csak a komponensek redukálása van hátra. Én hét pszeudokomponensbe vontam össze az eredeti komponenseimet, majd a kapott új állapotegyenletes modellt ismét a mért értékekhez illesztettem regresszióval. Ezután az állapotegyenletes modell készen áll egy más program általi felhasználásra.

Irodalomjegyzék

1. Kay, W.B.: "Density of Hydrocarbon Gases and Vapors at High Temperature and Pressure, " Ind. Eng. Chem. (1936) No. 28, 1014.
2. Wilson, G.M.: "Calculation of Enthalpy Data From a Modified Redlich-Kwong EOS," Advances in Cryogenic Eng. (1966) 11, 392.
3. Hoffmann, A.E., Crump, J.S., and Hocott, C.R.: 'Equilibrium Constants for a Gas-Condensate System," Trans., AIME (1953) 198, 1.
4. Standing, M.B.: " A Set of Equations for Computing Equilibrium Ratios of a Crude Oil/Natural Gas System at Pressure Below 1000 psia," JPT (September 1971) 1193.
5. van der Waals, J.D.: Continuity of the Gaseous and Liquid State of Mater (1873)
6. Redlich, O. and Kwong, J.N.S.: "On the Thermodynamicsof Solutions. V. An Equation of State. Fugacities of Gaseus Solutions," Chem. Rev. (1949) 44, 233.
7. Peng, D.Y. and Robinson, D.B.: "A New-Constant Equation of State," Ind. & Eng. Chem. (1976) 15, No. 1,59.
8. Soave, G.: "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State," Chem. Eng. Sci. (1972) 27, No. 6, 1197.
9. Robinson, D.B., Peng, D.Y. and Ng, H.-Y.: " Capabilities of the Peng-Robinson Programs, Part 2: Three-Phase and Hydrate Calculations," Hydrocarbon Proc. (1979) 58, 269.
10. Robinson, D.B. and Peng, D.Y.: "The Characterisation of the Heptanes and Heavier Fractions," Research Report 28. Gas Producers Assn., Tulsa, Oklahoma (1978).
11. Martin, J.J.: " Cubic Equations of State-Which?," Ind. & Eng. Chem. (1979) 18, No. 2, 81.
12. Peneloux, A., Rauzy, E., and Freze, R.: "A Consistent Correction for Redlich-Kwong-Soave Volumes," Fluid Phase Equilibria (1982) 8, 7.
13. Jhaveri, B.S. and Youngren, G.K.: " Three-Parameter Modification of the Peng Robinson Equation of State To Improve Volumetric predictions," SPERE (August 1988).
14. Michelsen, M.L.: " The Isothermal Flash Problem. Part I. Stability," Fluid Phase Equilibria (1982) 9, 1.
15. Trangstein, J.A.: "Minimization of Gibbs Energy in Compositional Reservoir Simulation," Chem. Eng. Sci. (1985) 12, 2847.

16. Rachford, H.H. and Rice, J.D.: "Procedure for Use of Electrical Digital Computers in Calculating Flash Vaporization Hydrocarbon Equilibrium," JPT (October 1952) 19; Trans., AIME, 195.
17. Katz, D.L. and Firoozabadi, A.: "Predicting Phase Behavior of Condensate/Crude-Oil Systems Using Methane Interaction Coefficients," JPT (November 1978) 1649; Trans., AIME, 265.
18. Whitson, C.H. and Brulé, M.R.: "Phase Behavior"
19. Sørense, I.: "Improved Phase Behavior Predictions Petroleum Reservoir Fluids From a Cubic Equation of State," Dr.Eng. dissertation, Norwegian Inst. of Technology, Trondheim, Norway (1989).
20. Watson, K.M., Nelson, E.F., and Murphy, G.B.: "Characterization of Petroleum Fractions," Ind. Eng. Chem. (1935) 27, 1460.
21. Twu, C.H.: "An Internally Consistent Correlation of Predicting Critical Properties and Molecular Weights of Petroleum and Coal-Tar Liquids," Fluid Phase Equilibria (1984) No. 16, 137.
22. Pitzer, K.S. et al.: "The Volumetric and Thermodynamic Properties of Fluids, II. Compressibility Factor, Vapor Pressure, and Entropy of Vaporization," J. Amer. Chem. Soc. (1955) 77, No 13, 3433.
23. Lee, B.I. and Kesler, M.G.: "A Generalized Thermodynamic Correlation Based on Three-Parameter Corresponding States," AIChE J. (1975) 21, 510.
24. Kesler, M.G. and Lee, B.I.: "Improve Predictions of Enthalpy of Fractions," Hydro. Proc. (March 1976) 55, 153.
25. Petex PVTp.
26. Coats, K.H. and Smart, G.T.: "Application of a Regression-Based EOS PVT Program to Laboratory Data," SPERE (May 1986) 277.
27. Agarwal, R., Li, Y.K., and Nghiem, L.X.: "A regression Technique With Dynamic-Parameter Selection for Phase Behavior Matching," SPERE (February 1990) 115.
28. Whitson, C.H.: "Effect of C7+ Properties on Equation-of-State Predictions," SPEJ (December 1984) 685; Trans., AIME, 277.
29. Pedersen, K.S., Thomassen, P. and Fredenslund, A.: "On the Dangers of Tuning Equation of State Parameters," paper SPE 14487 available from SPE, Richardson, Texas (1985)

30. Pedersen, K.S. and Fredenslund, A.: "An Improved Corresponding States Model for Prediction of Oil and Gas Viscosities and Thermal Conductivities," Chem Eng. Sci., 42, (1987), 182.
31. Lohrenz, J., Bray, B.G., and Clark, C. R.: "Calculating Viscosities of Reservoir Fluids From Their Compositions," J. Pet. Tech. (Oct. 1964) 1171-1176; Trans., AIME, 231.

Mellékletek

1. számú melléklet s_i tényezők számítása

Normál komponensek s_i értéke az M1.1 táblázatból olvasható ki. Egyéb C7+ komponensek s_i értéke a 3.17 egyenlettel számítható, ahol a szükséges A0 és A1 konstansok értéke az M1.2 táblázatban adott.

Komponens	Állapot egyenlet	
	PR	SRK
N2	-0.1927	-0.0079
CO2	-0.0817	0.0833
H2S	-0.1288	0.0466
C1	-0.1595	0.0234
C2	-0.1134	0.0605
C3	-0.0863	0.0825
i-C4	-0.0844	0.0830
n-C4	-0.0675	0.0975
i-C5	-0.0608	0.1022
n-C5	-0.0390	0.1209
n-C6	-0.0080	0.1467
n-C7	0.0033	0.1554
n-C8	0.0314	0.1794
n-C9	0.0408	0.1868
n-C10	0.0655	0.2080

M1.1 táblázat s_i értéke normál komponensek esetében

Szénhidrogén típusa	A0	A1
Paraffinos	2.258	0.1823
Nafténes	3.004	0.2324
Aromás	2.516	0.2008

M1.2 táblázat A0 és A1 konstansok különböző szénhidrogén típusokhoz

2. számú melléklet Kútáram és egyéb összetételek

Komp.	M	Szep. gáz	Szep. folyadék	Tartályolaj	Kútáram	Mat.rek.kútáram
	g/mol	mol%	mol%	mol%	mol%	mol%
N2	28.01	1.159	0.034	0.000	0.831	0.819
CO2	44.01	0.810	0.250	0.000	0.660	0.641
C1	16.04	85.020	10.986	0.000	62.175	62.645
C2	30.07	7.379	4.771	0.250	6.433	6.591
C3	44.1	3.623	6.533	1.666	4.654	4.502
i-C4	58.12	0.519	1.992	1.060	1.045	0.964
n-C4	58.12	0.834	4.638	3.258	2.174	1.984
i-C5	72.15	0.205	2.461	2.475	0.987	0.887
n-C5	72.15	0.188	2.927	3.188	1.129	1.016
C6	84	0.119	4.445	5.582	1.472	1.426
C7	96	0.098	7.665	10.107	2.413	2.385
C8	107	0.040	8.600	11.605	2.594	2.627
C9	121	0.006	5.786	7.865	1.721	1.753
C10	134	0.000	4.891	6.655	1.476	1.478
C11	147	0.000	3.806	5.179	1.156	1.150
C12	161	0.000	3.104	4.224	0.941	0.938
C13	175	0.000	3.282	4.465	0.985	0.992
C14	190	0.000	2.668	3.630	0.805	0.806
C15	206	0.000	2.698	3.670	0.813	0.815
C16	222	0.000	2.117	2.881	0.638	0.640
C17	237	0.000	1.780	2.422	0.538	0.538
C18	251	0.000	1.752	2.383	0.523	0.529
C19	263	0.000	1.467	1.996	0.439	0.443
C20	275	0.000	1.212	1.649	0.362	0.366
C21	291	0.000	1.087	1.479	0.328	0.329
C22	305	0.000	0.961	1.308	0.287	0.290
C23	318	0.000	0.867	1.180	0.257	0.262
C24	331	0.000	0.761	1.035	0.229	0.230
C25	345	0.000	0.686	0.934	0.205	0.207
C26	359	0.000	0.621	0.845	0.185	0.188
C27	374	0.000	0.576	0.783	0.168	0.174
C28	388	0.000	0.522	0.710	0.158	0.158
C29	402	0.000	0.495	0.674	0.146	0.150
C30	416	0.000	0.446	0.607	0.130	0.135
C31	430	0.000	0.402	0.547	0.119	0.121
C32	444	0.000	0.354	0.481	0.105	0.107
C33	458	0.000	0.302	0.411	0.089	0.091
C34	472	0.000	0.277	0.376	0.082	0.084
C35	486	0.000	0.260	0.354	0.076	0.079
C36+	601	0.000	1.518	2.066	0.472	0.459

M2.1 táblázat összetételek

3. számú melléklet Szeparátor teszt eredményei

Nyomás	Hőmérséklet	Gáz-olaj viszony	Folyadék sűrűség	Relatív sűrűség (gáz)	Gáz moláris tömeg	Olaj teleptérfogat tényező
psia	°F	Scf/STB	g/cc	-	g/mol	bbl/STBB
Pb=5500	244					2.247
1500	110	1632	0.726	0.662	19.16	1.313
14.7	60	607	0.828	0.943	27.3	1
Tartályolaj			Moláris tömeg		g/mol	171.88
			Sűrűség		g/cc	0.827
					°API	39.3

M3.1 táblázat 1-es számú szeparátor teszteredményei

Nyomás	Hőmérséklet	Gáz-olaj viszony	Folyadék sűrűség	Relatív sűrűség (gáz)	Gáz moláris tömeg	Olaj teleptérfogat tényező
psia	°F	Scf/STB	g/cc	-	g/mol	bbl/STBB
Pb=5500	244					2.231
1500	85	1538	0.723	0.656	19	1.327
14.7	60	681	0.824	0.913	26.45	1
Tartályolaj			Moláris tömeg		g/mol	170.93
			Sűrűség		g/cc	0.824
					°API	40

M3.2 táblázat 2-es számú szeparátor teszteredményei

Nyomás	Hőmérséklet	Gáz-olaj viszony	Folyadék sűrűség	Relatív sűrűség (gáz)	Gáz moláris tömeg	Olaj teleptérfogat tényező
psia	°F	Scf/STB	g/cc	-	g/mol	bbl/STBB
Pb=5500	244					2.206
1100	110	1760	0.734	0.664	19.22	1.243
14.7	60	415	0.823	0.983	28.46	1
Tartályolaj			Moláris tömeg		g/mol	168.03
			Sűrűség		g/cc	0.823
					°API	40.2

M3.3 táblázat 3-as számú szeparátor teszt eredményei

4. számú melléklet Konstans összetétel melletti expanszió eredményei

Nyomás	Relatív térfogat	Folyadék sűrűség	Kompresszibilitás
psia	Vtotal/Vsat	g/cc	psia-1x10-6
10015	0.908	0.582	13.09
9015	0.921	0.574	15.67
Pres=8846	0.923	0.573	16.18
8015	0.937	0.564	19.1
7015	0.957	0.552	23.79
6015	0.985	0.537	30.45
5733	0.991	0.533	32.84
5557	0.998	0.53	34.47
Pb=5500	1	0.529	35.02
5480	1.001		
5430	1.004		
5120	1.009		
4725	1.023		
4028	1.054		
3215	1.274		
2456	1.522		
1605	2.138		
915	3.59		

M4.1 táblázat konstans összetétel melletti expanszió eredményei

5. számú melléklet Differenciális kigőzölögtetés eredményei

Nyomás	Olaj teleptérfogat tényező	Gáz-olaj viszony	Folyadék sűrűség
psia	bbl/STB	scf/STB	g/cc
10015	2.469		0.582
9015	2.504		0.574
Pres=8846	2.51		0.573
8015	2.548		0.564
7015	2.602		0.552
6015	2.678		0.537
5733	2.695		0.533
5557	2.714		0.53
Pb=5500	2.719	2933	0.529
5300	2.553	2591	0.538
4500	2.209	1929	0.569
3700	1.953	1415	0.6
2900	1.762	1062	0.631
2100	1.605	774	0.664
1300	1.463	521	0.7
500	1.325	290	0.74
14.7	1.095	0	0.783
Maradék olajsűrűség 60°F-en		g/cc	0.857
		°API	33.4

M5.1 táblázat differenciális kigőzölögtetés eredményei

Nyomás lépcső	Gáz teleptérfogat tényező	Gáz eltérési tényező	Gáz viszkozitás	relatív sűrűség
psia	ft3/scf	-	cP	-
5300	0.004	1.079	0.03059	0.841
4500	0.004	0.988	0.02739	0.808
3700	0.005	0.931	0.02384	0.77
2900	0.006	0.897	0.02069	0.764
2100	0.008	0.888	0.0179	0.751
1300	0.014	0.898	0.01572	0.752
500	0.037	0.934	0.01374	0.861
14.7	1.334	-	0.00962	1.948

M5.2 táblázat kitermelt gáz adatai nyomáslépcsőnként

6. számú melléklet Elektromagnetikus viszkozitás mérés eredményei

Nyomás	Olaj viszkozitás
psia	cP
9965	0.285
9028	0.261
Pres=8846	0.257
8015	0.240
7024	0.223
6020	0.207
Pb=5500	0.200
5290	0.197
4435	0.215
3706	0.253
2851	0.306
2130	0.363
1300	0.466
475	0.639
14.7	0.951

M6.1 ábra elektromagnetikus viszkozitás mérés eredményei

7. számú melléklet Twu féle perturbációs módszer leírása

Először kiszámításra kerülnek azok a kritikus tulajdonságok, amik ugyanakkora forrásponttal rendelkező paraffin komponensé lennének. Majd ebből kerülnek kiszámításra a tényleges kritikus tulajdonságok. A normál paraffin komponens kritikus tulajdonságait a forráspontból a következőképpen számíthatjuk:

$$T_{cP} = T_b \cdot \left[0.533272 + (0.191017 \cdot 10^{-3}) \cdot T_b + (0.779681 \cdot 10^{-7}) \cdot T_b^2 - (0.284376 \cdot 10^{-10}) \cdot T_b^3 + \frac{0.959468 \cdot 10^2}{(0.01 \cdot T_b)^{13}} \right]^{-1} \quad (M7.1)$$

$$p_{cP} = (3.83354 + 1.19629 \cdot \alpha^{0.5} + 34.8888 \cdot \alpha + 36.1952 \cdot \alpha^2 + 104.193 \cdot \alpha^4) \quad (M7.2)$$

$$v_{cP} = \left[1 - (0.419869 - 0.505839 \cdot \alpha - 1.56436 \cdot \alpha^3 - 9481.7 \cdot \alpha^{14}) \right]^8 \quad (M7.3)$$

$$\gamma_P = 0.843593 - 0.128624 \cdot \alpha - 3.36159 \cdot \alpha^3 - 13749.5 \cdot \alpha^{12} \quad (M7.4)$$

$$T_b = \exp(5.71419 + 2.71579 \cdot \theta - 0.28659 \cdot \theta^2 - 39.8544 \cdot \theta^{-1} - 0.122488 \cdot \theta^{-2}) - 24.7522 \cdot \theta + 35.3155 \cdot \theta^2 \quad (M7.5)$$

ahol:

$$\alpha = 1 - \frac{T_b}{T_{cP}} \quad (M7.6)$$

$$\theta = \ln M_P \quad (M7.7)$$

Ezután a következő képletekkel számíthatjuk ki a C7+ komponensek tényleges kritikus tulajdonságait:

Kritikus hőmérséklet:

$$T_c = T_{cP} \cdot \left(\frac{1 + 2 \cdot f_T}{1 - 2 \cdot f_T} \right)^2 \quad (M7.8)$$

$$f_T = \Delta\gamma_T \left[\frac{-0.362456}{T_b^{0.5}} + \left(0.0398285 - \frac{0.948125}{T_b^{0.5}} \right) \cdot \Delta\gamma_T \right] \quad (M7.9)$$

$$\Delta\gamma_T = \exp[5 \cdot (\gamma_P - \gamma)] - 1 \quad (M7.10)$$

Kritikus térfogat:

$$v_c = v_{cP} \cdot \left(\frac{1 + 2 \cdot f_v}{1 - 2 \cdot f_v} \right)^2 \quad (M7.11)$$

$$f_v = \Delta\gamma_v \cdot \left[\frac{0.466590}{T_b^{0.5}} + \left(-0.182421 + \frac{3.01721}{T_b^{0.5}} \right) \cdot \Delta\gamma_v \right] \quad (M7.12)$$

$$\Delta\gamma_v = \exp\left[4 \cdot (\gamma_p^2 - \gamma^2)\right] - 1 \quad (\text{M7.13})$$

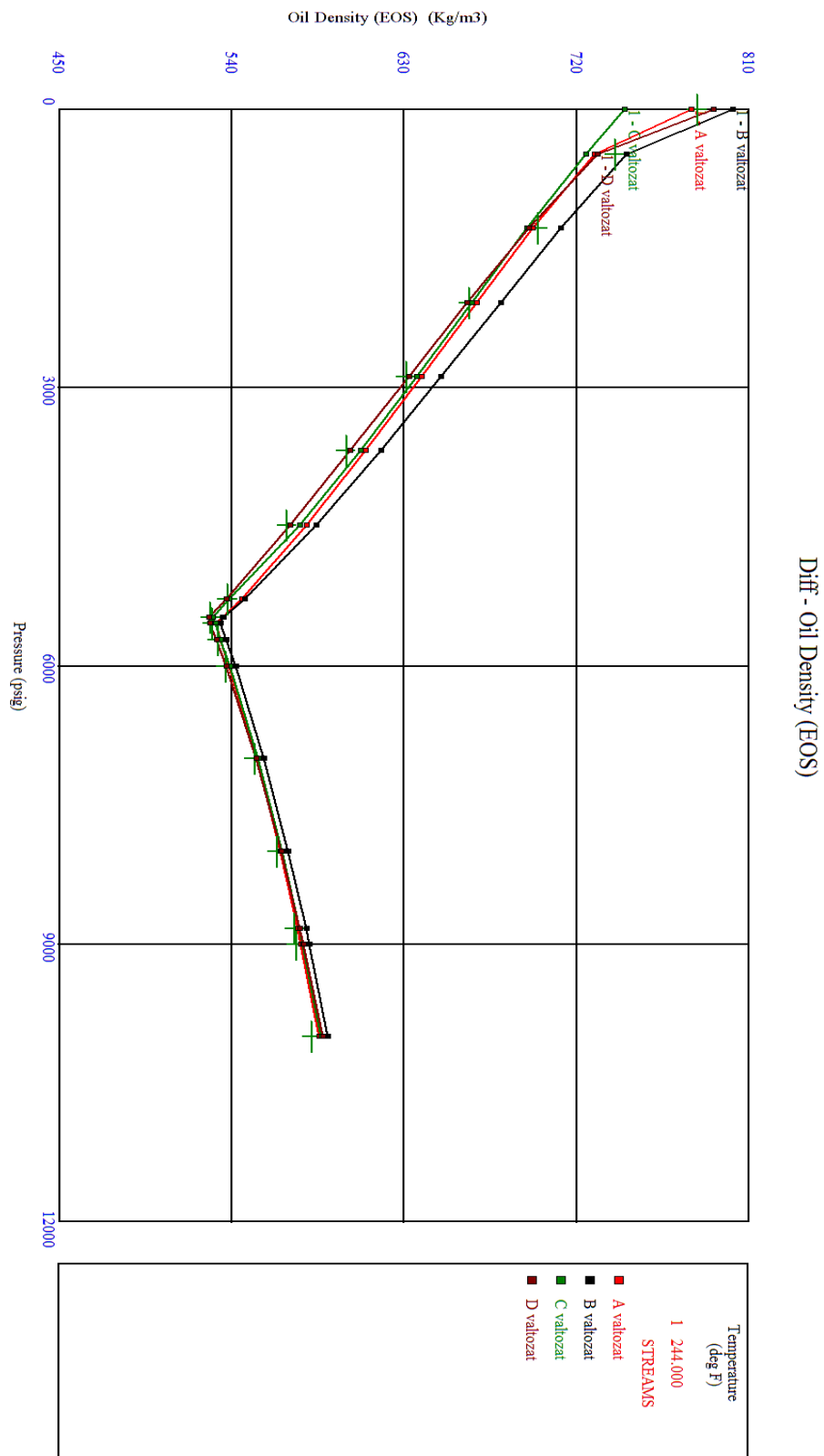
Kritikus nyomás:

$$p_c = p_{cP} \cdot \left(\frac{T_c}{T_{cP}}\right) \cdot \left(\frac{V_{cP}}{V_c}\right) \cdot \left(\frac{1 + 2 \cdot f_p}{1 - 2 \cdot f_p}\right)^2 \quad (\text{M7.14})$$

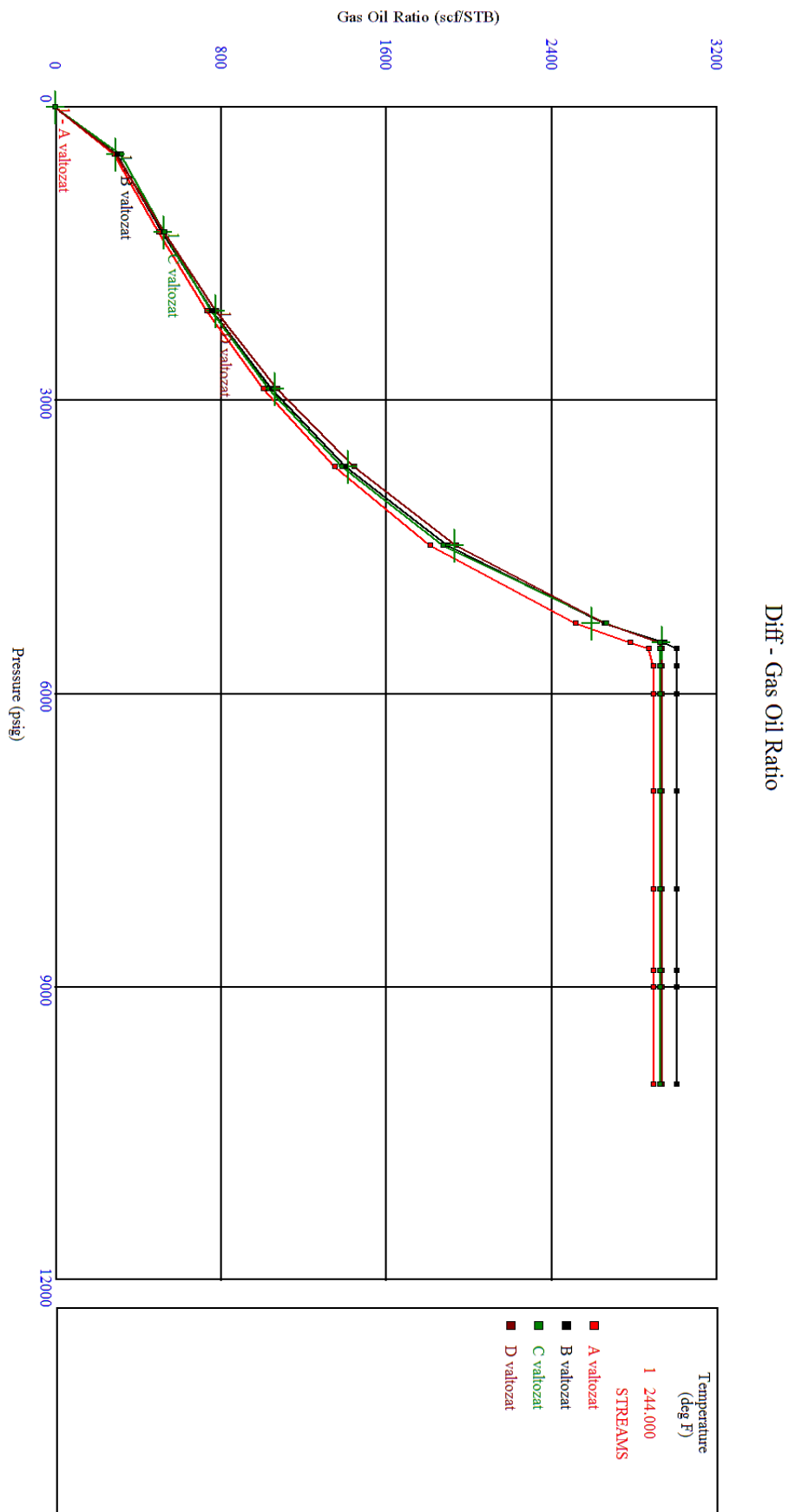
$$f_p = \Delta\gamma_p \cdot \left[\left(2.53262 - \frac{46.1955}{T_b^{0.5}} - 0.00127885 \cdot T_b \right) + \left(-11.4277 + \frac{252.14}{T_b^{0.5}} + 0.00230535 \cdot T_b \right) \cdot \Delta\gamma_p \right] \quad (\text{M7.15})$$

$$\Delta\gamma_p = \exp\left[0.5 \cdot (\gamma_p - \gamma)\right] - 1 \quad (\text{M.16})$$

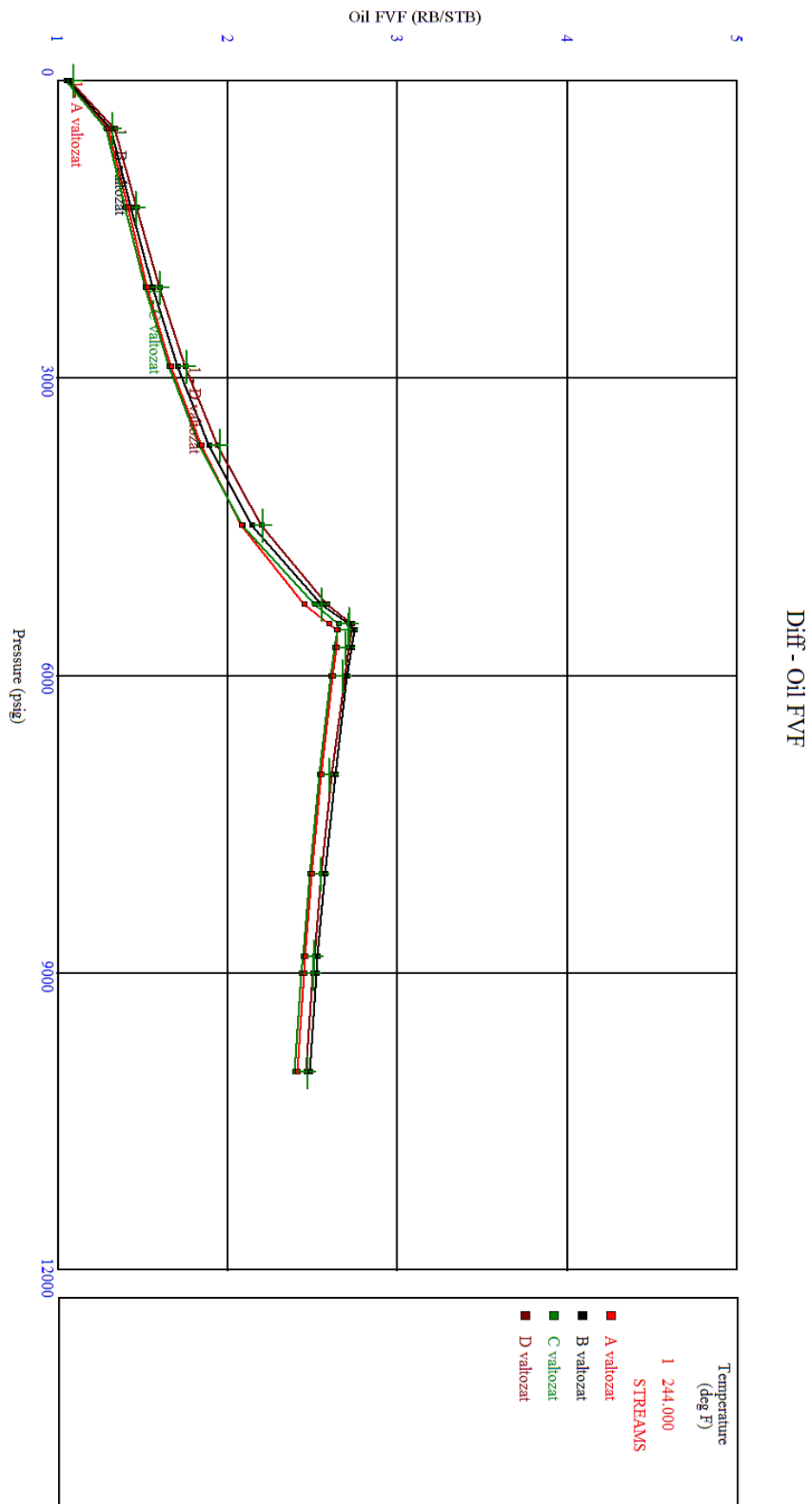
8. számú melléklet Differenciális kigőzölgtetéssel kapott eredmények illesztése



M8.1 ábra illesztések összehasonlítása - DLE olaj sűrűség



M8.2 ábra illesztések összehasonlítása - DLE gáz-olaj viszony



M8.3 ábra illesztések összehasonlítása - DLE olaj teleptérfogat tényező

9. számú melléklet Komponenseknek a tulajdonságaik a regresszió után

Komponens	Kritikus hőmérséklet	Kritikus nyomás	Kritikus térfogat
	°F	psia	ft ³
N2	-233.1	477.3	22.035
CO2	87.7	1058.3	10.126
C1	-116.5	658.4	1.751
C2	89.8	693.7	3.189
C3	206.0	602.7	3.524
iC4	274.7	514.4	4.636
nC4	305.3	536.0	3.888
iC5	369.8	468.4	3.973
nC5	385.6	474.8	3.797
C6	454.1	425.0	4.545
C7-8	887.1	402.3	7.261
C9-11	602.1	315.9	8.392
C12-15	668.0	265.4	11.618
C16-20	833.1	190.9	16.296
C21-26	982.8	169.1	21.173
C27+	1203.3	122.2	27.554

M9.1 táblázat komponensek kritikus tulajdonságaik a regresszió után

Komponens	C1
C7-8	0.0772764
C9-11	0.0872264
C12-15	0.0970183
C16-20	0.105285
C21-26	0.112066
C27+	0.121849

M9.2 táblázat bináris kölcsönhatási tényezők a metán és a pszeudokomponensek között

10. számú melléklet Pszeudokomponensek regresszió utáni tulajdonságaik

Komp.	Összetétel	Moláris tömeg	Relatív sűrűség	Forráspont
	mol%	g/mol	-	°F
P1	63.006	16.20	0.4231	-259.6
P2	7.093	31.39	0.5976	-125.7
P3	7.873	49.82	0.5911	-15.8
P4	3.588	77.94	0.6415	117.0
P5	9.360	115.99	0.7802	273.9
P6	6.044	208.47	0.8538	516.1
P7	3.036	398.41	0.9198	808.3

M10.1 táblázat pszeudokomponensek tulajdonságaik

Komp.	Kritikus hőmérséklet	Kritikus nyomás	Kritikus térfogat	Acentrikus tényező	s _i
	°F	psia	ft ³	-	
P1	-121.0	605.4	0.0114	2.018	-0.154
P2	120.9	800.1	0.1120	3.835	-0.100
P3	252.6	575.9	0.1697	3.772	-0.078
P4	488.2	334.7	0.2641	4.152	-0.031
P5	746.7	311.6	0.3270	7.787	1.185
P6	643.0	243.1	0.5456	13.553	-0.295
P7	1093.6	151.5	0.8726	24.420	-0.407

M10.2 táblázat pszeudokomponensek kritikus tulajdonságaik

	P1	P2	P3	P4	P5	P6	P7
P1		-0.02	0.036	0.05	0.085	0.095	0.095
P2	-0.02		0.1	0.13	0.135	0.13	0.13
P3	0.036	0.1		0.05	0.085	0.095	0.095
P4	0.05	0.13	0.05		0.135	0.13	0.13
P5	0.085	0.135	0.085	0.135		0.06	0.06
P6	0.095	0.13	0.095	0.13	0.06		0.012
P7	0.095	0.13	0.095	0.13	0.06	0.012	

M10.3 táblázat bináris kölcsönhatási tényezők