

En eksperimentell studie av CO₂ injeksjon for økt oljeutvinning i oppsprukket kalk



Masteroppgave i reservoar fysikk

Ary N. Ahmed

Institutt for fysikk og teknologi

Universitetet i Bergen

Juni 2013

Sammendrag

I denne eksperimentelle masteroppgaven studeres CO₂ og CO₂-skum injeksjon for økt oljeutvinning i dagbrudd kalk, siden injeksjon av CO₂ har et stort potensiale som en økt oljeutvinningsmetode og utvikler blandbarhet med reservoarolje ved lavere trykk enn hydrokarbongasser.

Totalt ble 17 kjerneprøver og to blokker preparert for å studere effekten av tilstedeværelse av vann, sprekker og system størrelse på oljeutvinning under CO₂ injeksjon i kalk. Eksperimentelle oppsett ble designet og bygget for å kunne utføre både CO₂ og CO₂-skum injeksjonstester i kjerneplugg og store blokker på trykk og temperatur som ledet til førstekontakts blandbarhet mellom CO₂ og n-dekan.

Resultatene viser meget godt samsvar i repeterte tester, særlig i eksperimenter uten initielt vann til stede (så kalte *baseline eksperimenter*), i både kjerneprøver med og uten sprekke. Oppnådde resultater er basert på materialbalanse og målt differensial- og linjetrykk over prøvene. Resultatene bekrefter at CO₂-flømming har et høyt potensiale for økt oljeutvinning, med en utvinningsgrad for helkjerner mellom 99-100 % av OOIP. Noe lavere utvinningsgraden ble observert for oppsprukne kjerner (72-95 % av OOIP), og utvinningsgraden minker med økt sprekkepermeabilitet, siden viskøs fortregning er sterkere i helkjerner sammenlignet med oppsprukne kjerner. I tillegg til noe lavere utvinningsgrad, ble det observert tidligere CO₂-gjennombrudd i oppsprukne prøver, slik at det måtte injiseres større mengder CO₂ for å oppnå høy utvinningsgrad.

Oppnådde eksperimentelle resultater viser at diffusjon er den dominerende utvinningsmekanismen under CO₂ injeksjon i oppsprukne systemer (blokker og kjerneprøver). Tilstedeværelse av vann som en ikke-reduserbar vannmetning, reduserer oljeproduksjon ved diffusjon fordi vannet hindrer direkte kontakt mellom CO₂ og oljen. Dette leder til reduserte produksjonsrater og lavere utvinning i systemer med initielt vann til stede. Det ble også observert en effekt av system størrelse på olje produksjonseffektiviteten under CO₂ injeksjon. Den relativt kortere diffusjonslengden i små kjerneplugg sammenlignet med større blokker bidro til å gjøre CO₂ injeksjon mer effektiv i mindre systemer.

Bruk av skum for mobilitetskontroll og plugging av høypermeable soner eller sprekker, ble også undersøkt, men det ble utført kun to CO₂-skum flømming eksperimenter, der det ikke kan trekkes klare konklusjoner om effektiviteten av CO₂-skum som en utvinningsmekanisme i oppsprukne kalk basert på resultater fra disse to eksperimentene.

I tillegg ble det laget en numerisk modell i simuleringsprogrammet IMEX fra CMG for vannflømming av kalk blokker. Denne modellen kan brukes for sensitivitetsanalyse der effekten av parametere som sprekke, sprekkepermeabilitet, initiell vannmetning, trykk, injeksjonsrate og lignende kan studeres.

Anerkjennelse

Jeg vil takke mine veiledere, professor Arne Graue og førsteamanuensis Martin Fernø, for deres verdifulle veiledning, både teoretisk og eksperimentelt, i forbindelse med denne masteroppgaven.

Jeg vil også takke førsteamanuensis Geir Ersland og Dr. Åsmund Haugen for deres faglige råd og hjelp med det eksperimentelle arbeidet.

Takk til MSc Øyvind Eide for hans hjelp og bidrag, særlig hans veiledning i bruk av simuleringsprogrammet IMEX fra CMG.

Takk til MSc Jarand Gauteplass, MSc Marianne Steinsbø og MSc Lars Petter Hauge for deres hjelp med det eksperimentelle arbeidet.

Jeg vil også takke professor Sebastian Geiger og MSc Simeon Agada ved «Heriot-Watt University», Edinburgh, UK, for deres veiledning ved vårt opphold på «Heriot-Watt University».

Takk til de ansatte på det mekaniske verkstedet på Institutt for fysikk og teknologi for å ha bidratt med lagning av komponenter til de eksperimentelle oppsettene.

Takk til Inez Luiza Buzdugan for hennes hjelp med utstyr på laboratoriet.

Takk til mine medstudenter, og særlig min medarbeider på laboratoriet Kamal N. Ahmed.

Takk til familie for deres støtte og motivasjon gjennom min studietid.

Bergen, mai 2013

Ary N. Ahmed

Innholdsfortegnelse

| | |
|---|----|
| Sammendrag..... | 3 |
| Anerkjennelse..... | 5 |
| Innholdsfortegnelse | 7 |
| Innledning..... | 11 |
| Del 1: Teori | 13 |
| 1 Grunnleggende reservoar fysikk..... | 13 |
| 1.1 Porøsitet..... | 13 |
| 1.2 Metning | 15 |
| 1.3 Permeabilitet..... | 15 |
| 1.3.1 Absolutt permeabilitet | 15 |
| 1.3.2 Relativ permeabilitet | 17 |
| 1.4 Blandbarhet | 19 |
| 1.5 Fukt..... | 20 |
| 1.5.1 Definisjon av fukt..... | 20 |
| 1.5.2 Metoder for måling av fukt..... | 22 |
| 1.6 Kapillartrykk | 26 |
| 1.7 Mobilitet og mobilitetsforholdet..... | 34 |
| 2 Utvinningsmetoder..... | 35 |
| 2.1 Primære utvinningsmetoder..... | 35 |
| 2.2 Sekundære utvinningsmetoder | 35 |
| 2.3 Tertiære utvinningsmetoder og EOR..... | 36 |
| 3 Karbondioksid, CO ₂ | 38 |
| 3.1 Fysiske egenskaper til CO ₂ | 38 |
| 3.2 Minimum blandbarhetstrykk (MMP) | 40 |
| 3.3 CO ₂ -flømming | 42 |
| 3.4 Fordeler og ulemper ved bruk av CO ₂ | 43 |
| 3.5 Dispersjon..... | 44 |
| 3.6 Minimum blandbarhetstrykk for CO ₂ og n-dekan | 45 |
| 4 Surfaktanter..... | 47 |
| 5 Skum | 51 |

| | | |
|--|---|----|
| 5.1 | Definisjon av skum..... | 51 |
| 5.2 | Skumtekstur og kvalitet..... | 53 |
| 5.3 | Generering av skum i porøse medier..... | 54 |
| 5.3.1 | Snap-off mekanismen..... | 55 |
| 5.3.2 | «Leave behind» mekanismen..... | 56 |
| 5.3.3 | Lamell deling mekanismen..... | 57 |
| 5.3.4 | Gassutvikling mekanismen..... | 57 |
| 5.4 | Skummobilitet og tilsynelatende viskositet..... | 58 |
| 5.5 | Skumkvalitetsregimer..... | 59 |
| 5.6 | Skumstabilitet..... | 61 |
| 5.6.1 | Effekten av olje på skumstabilitet..... | 61 |
| 5.6.2 | Diffusjon av gass gjennom lamellene..... | 62 |
| 5.6.3 | Effekten av bergartens fuktpreferanse på skumstabilitet..... | 62 |
| 5.6.4 | Effekten av kapillartrykk på skumstabilitet..... | 63 |
| 5.6.5 | Gravitasjonsdrenering..... | 63 |
| 5.6.6 | Overflateviskositet..... | 64 |
| 5.7 | Skum for EOR..... | 64 |
| 5.8 | Felttester med skum for EOR..... | 65 |
| Del 2: Eksperimentelle prosedyrer..... | | 69 |
| 6 | Eksperimentelle prosedyrer..... | 69 |
| 6.1 | Fluider..... | 69 |
| 6.2 | Kjernemateriale..... | 70 |
| 6.3 | Måling av porøsitet..... | 71 |
| 6.3.1 | Måling av porøsiteten til kjerneprøver..... | 71 |
| 6.3.2 | Måling av porøsitet til blokker..... | 73 |
| 6.4 | Måling av absolutt permeabilitet..... | 74 |
| 6.4.1 | Måling av absolutt permeabilitet til kjerneprøver..... | 74 |
| 6.4.2 | Måling av absolutt permeabilitet til blokker..... | 75 |
| 6.5 | Primær drenering..... | 75 |
| 6.5.1 | Primær drenering av kjerneprøver..... | 75 |
| 6.6 | Oppsett for flytende CO ₂ -flømming eksperimenter..... | 76 |
| 6.6.1 | Oppsett for flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver..... | 76 |
| 6.6.2 | Oppsett for CO ₂ -skum flømming av kjerneprøver..... | 77 |

| | | |
|--------------------------------------|---|-----|
| 6.6.3 | Oppsett for CO ₂ - og CO ₂ -skum flømming av blokker | 78 |
| 6.7 | Oppsprekking og preparering av kjernemateriale | 79 |
| 6.7.1 | Oppsprekking og preparering av kjerneprøver | 79 |
| 6.7.2 | Oppsprekking og preparering av blokker | 83 |
| 6.8 | Forberedelse av et eksperiment | 85 |
| 6.8.1 | Forberedelse av et CO ₂ -flømming eksperiment på en kjerneprøve | 85 |
| 6.8.2 | Forberedelse av et CO ₂ -skum flømming eksperiment på en kjerneprøve..... | 85 |
| 6.8.3 | Forberedelse av et CO ₂ -flømming eksperiment på en blokk..... | 86 |
| Del 3: Resultater og diskusjon | | 87 |
| 7 | Resultater | 87 |
| 7.1 | Resultater fra standardkjerneanalyse | 87 |
| 7.2 | Beregning av minimum blandbarhetstrykk for CO ₂ og n-dekan | 89 |
| 7.3 | Tidligere eksperimenter..... | 90 |
| 7.4 | «Baseline» eksperimenter i kjerneprøver | 95 |
| 7.4.1 | «Baseline» eksperimenter i kjerneprøver uten sprekk..... | 95 |
| 7.4.2 | «Baseline» eksperimenter i kjerneprøver med sprekk..... | 98 |
| 7.4.3 | Oppsummering av «baseline» eksperimenter i kjerneprøver | 102 |
| 7.5 | Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver | 102 |
| 7.5.1 | Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver uten sprekk..... | 102 |
| 7.5.2 | Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver med lukket sprekk..... | 106 |
| 7.5.3 | Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver med åpen sprekk | 109 |
| 7.5.4 | Oppsummering av sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver | 114 |
| 7.6 | Sekundær flytende CO ₂ -flømming av blokker | 115 |
| 7.7 | Sekundær flytende CO ₂ -Skum flømming av kjerneprøver..... | 118 |
| 8 | Diskusjon | 125 |
| 8.1 | Sekundær flytende CO ₂ -flømming for økt oljeutvinning i kalk | 125 |
| 8.2 | Effekt av initiell vannmetning på utvinningsgrad | 130 |
| 8.3 | Effekt av sprekk på utvinningsgrad..... | 132 |
| 8.4 | Effekt av sprekkpermeabilitet på utvinningsgrad..... | 134 |
| 8.5 | Effekt av skala på utvinningsgrad | 136 |
| 8.6 | Sammenligning av flytende og superkritisk CO ₂ -flømming | 137 |
| 8.7 | Sammenligning av blokk eksperimenter utført ved forskjellige eksperimentelle forhold... | 140 |
| 8.8 | Sammenligning av sekundær CO ₂ -flømming med sekundær CO ₂ -skum flømming | 142 |

| | | |
|--|--|-----|
| 8.9 | Numerisk simulering for vannflømming av kalk blokker | 146 |
| Del 4: Konklusjon og videre arbeid | | 150 |
| 9 | Konklusjon..... | 150 |
| 10 | Forslag til videre arbeid | 151 |
| 11 | Forkortelser og betegnelser..... | 152 |
| Referanser..... | | 154 |
| Appendiks..... | | 161 |
| | Beregning av usikkerheter..... | 161 |
| | «Input file» til numerisk modell for vannflømming av blokker | 164 |

Innledning

Primære utvinningsmetoder gir som oftest lav utvinningsgrad på grunn av raskt trykkfall i reservoaret (Ahmed, 2010, Zolotukhin and Ursin, 2000). Tiltak for å øke utvinningsgraden kan være vannflømming som regnes som en pålitelig og økonomisk utvinningsmetode siden injisert vann kan fortrenge oljen mot produksjonsbrønner, i tillegg til å gi trykkstøtte til reservoaret (Thomas et al., 1987).

Effekten av vannflømming på oljeutvinning er avhengig av flere faktorer (Thomas et al., 1987), der fuktpreferansen til reservoarbergarten er en av de viktigste faktorene ved oljeutvinning fra oppsprukne karbonatreservoarer (Aspenes et al., 2002, Fernø et al., 2010a, Fernø et al., 2008, Graue et al., 2002, Haugen et al., 2010a, Haugen et al., 2008).

Store oljereserver ligger i karbonatreservoarer som er sterkt oppsprukne, hvor sprekknettverket utgjør ca. 1 % av det totale porevolumet og dominerer strømming grunnet høy permeabilitet. Oljeutvinning under vanninjeksjon fra oppsprukne karbonatreservoarer er sterkt avhengig av vann imbibisjon fra sprekknettverket til matriks hvor mesteparten av oljen ligger (Haugen et al., 2010a, Haugen et al., 2008). De fleste karbonatreservoarene har en oljevættende eller svakt vannvættende fuktpreferanse, noe som leder til lav oljeproduksjon hvor det injiserte vannet hovedsakelig strømmer gjennom sprekknettverket og leder til tidlig vanngjennombrudd og dårlig makroskopisk fortrengeeffektivitet (Haugen et al., 2010a).

EOR metoder har som formål å øke utvinningen ved å forbedre makroskopisk og/eller mikroskopisk fortrengeeffektivitet (Zolotukhin and Ursin, 2000). I det siste har CO₂-flømming som en EOR metode blitt så attraktiv, både teknisk og økonomisk, at det hovedsakelig er CO₂ tilførsel, og ikke CO₂ pris, som har blitt den begrensende faktoren i anvendelse av CO₂-flømmings prosjekter (Enick and Olsen, 2011) siden omfattende laboratorium forsøk, flere feltforsøk og kommersiell CO₂-flømming på feltskala har ledet til tilstrekkelig data som kan brukes til å bestemme kriteriene for en vellykket CO₂-flømming (Meyer, 2012).

Ved CO₂-flømming av oppsprukne karbonatreservoarer er molekylær diffusjon hoved mekanismen til oljeutvinning, siden massetransport mellom matriks og sprekknettverket styres av molekylær diffusjon ved lave injeksjonsrater (Darvish et al., 2006, Haugen et al., 2006, Islas-Juarez et al., 2004).

Gassflømming har flere fordeler ovenfor vannflømming siden gass reagerer i mindre grad med reservoarbergarten, er lettere å injisere sammenlignet med vann, og gjenproduksjon av injisert gass etter gjennombrudd ikke er forbundet med høye kostnader (Belgrave and Win, 1993).

Blandbar CO₂-flømming kan lede til en utvinningsgrad på 100 % av OOIP i de delene av reservoaret som kontaktes av gassen. Likevel er utvinningsgraden på feltskala mye lavere på grunn av dårlig volumetrisk sveip. Dette skyldes flere faktorer der høy mobilitet til CO₂ ved tilstedeværelse av reservoar heterogeniteter er blant de viktigste (Rossen, 1996, Zolotukhin and Ursin, 2000).

CO₂ har lavere viskositet, og følgelig høyere mobilitet, sammenlignet med olje, noe som gjør injisert CO₂ følsomt for reservoar heterogeniteter og sprekker. Den lavere massetettheten til CO₂ sammenlignet med olje leder til gravitasjonssegregering, noe som leder til dårlig makroskopisk fortrenings effektivitet (LaForce and Orr Jr., 2008, Enick and Olsen, 2011).

Reduksjon av sprekkpermeabilitet vil derfor lede til forbedret volumetrisk sveip, og følgelig økt utvinning, noe som kan oppnås ved skumflømming siden skum har vist seg å være en effektiv middel for mobilitetskontroll av gasser i heterogene reservoarer (Haugen et al., 2010b).

Injeksjon av skum for EOR har flere fordeler overfor gassinjeksjon siden skum har høyere tilsynelatende viskositet, og følgelig lavere mobilitet, sammenlignet med gass, samt at skum blokkerer høypermeable soner selektivt, noe som vil lede til forbedret volumetrisk sveip og følgelig økt utvinning (Farajzadeh et al., 2012, Li et al., 2011, Mayberry et al., 2008, Rossen, 1996, Tanzil et al., 2000, Yan et al., 2006, Zolotukhin and Ursin, 2000, Kam and Rossen, 2002).

En av de gunstige egenskapene ved skumflømming er at *in situ* generering av skum i et heterogent porøst medium vil først skje i høypermeable soner, og dermed avledes mer fluid mot lavpermeable soner (Skoreyko et al., 2012, Haugen et al., 2010b). Skum reduserer gassmobiliteten i høypermeable soner i større grad sammenlignet med gassmobiliteten i lavpermeable soner, noe som leder til utjevning av reservoar heterogeniteter. Disse egenskapene er unikt for skum, og skiller det fra andre pluggingsmidler som polymer eller sement (Skjæveland and Kleppe, 1992).

I denne masteroppgaven, som er en eksperimentell studie av CO₂ og CO₂-skum flømming av oppsprukne karbonatbergarter, undersøker vi effektiviteten av CO₂-flømming som en EOR metode, og sammenligner det med CO₂-skum flømming. Oppgaven er delt i fire deler der den første delen, bestående av fem kapitler, omhandler relevant teori for bedre forståelse av CO₂- og skumflømming, i den andre delen av oppgaven, bestående av kapittel 6, presenteres eksperimentelle prosedyrer som ble fulgt opp ved utførelse av eksperimentene, mens den tredje delen, bestående av kapitlene 7 og 8, presenterer oppnådde resultater med analyse og diskusjon av disse, mens den siste delen av oppgaven, bestående av kapitlene 9 og 10, presenterer det som kan konkluderes ut fra oppnådde resultater med forslag til videre arbeid i denne forbindelsen. Oppgaven har også et appendiks som omhandler usikkerheter med ligninger for beregning av disse, og en vedlagt «input file» til numerisk modell for vannflømming.

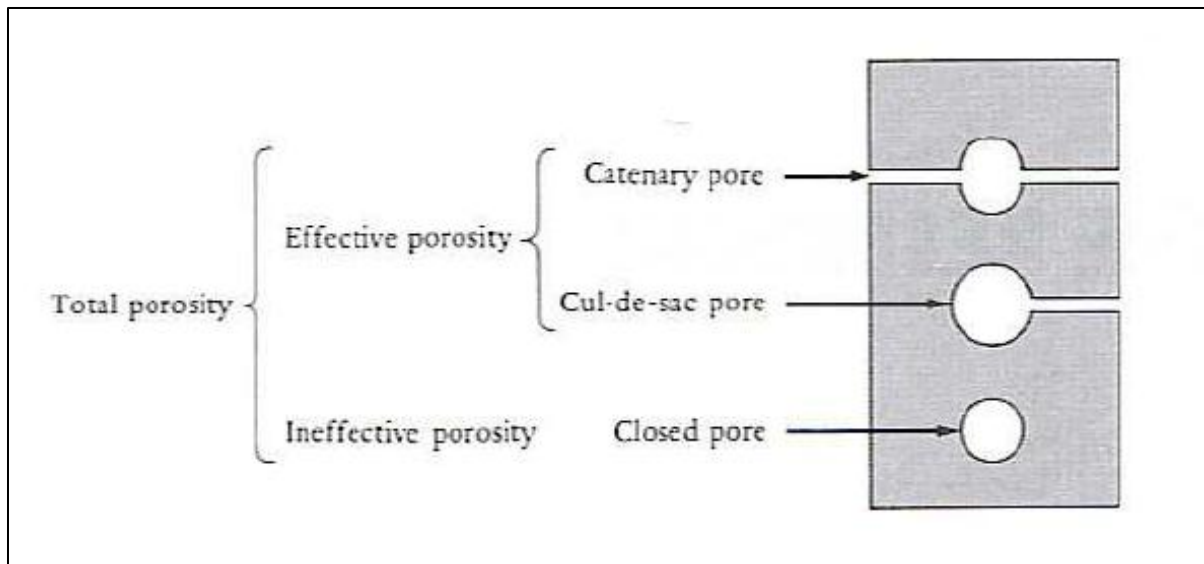
Del 1: Teori

1 Grunnleggende reservoarfysikk

1.1 Porøsitet

Partikler som danner reservoarbergarter passer aldri helt inn til hverandre på grunn av høy irregularitet i form (Tiab and Donaldson, 2012) slik at det totale volumet av en porøs bergart består av hulrom (volumet til porene) og solid materiale. Porøsiteten til en bergart er definert som forholdet mellom volumet til porene og det totale volumet til bergarten (Dotson et al., 1951).

Porene i et porøst medium kan deles i tre morfologiske former (Figur 1.1), catenary porer som er de porene som er forbundet med andre porer gjennom to eller flere kanaler, cul-de-sac porer (blind-ende porer) som er de porene som er forbundet med andre porer gjennom kun en kanal, og lukkede porer som ikke har noen forbindelse med de andre porene (Selley, 1998).



Figur 1.1: Skjematisk presentasjon av de tre morfologiske formene til porer i et porøst medium (Selley, 1998).

For at fluider (væske og gass) kan strømme gjennom en porøs bergart, må porene være sammenhengende (Pettersen, 1990). Vi skiller mellom total (absolutt) porøsitet og effektiv porøsitet, der absolutt porøsitet, ϕ_a , er definert som forholdet mellom totalt (absolutt) volum til porene, V_{pa} , og totalt volum til bergarten (bulkvolum), V_b , uavhengig av om porene er sammenhengende eller ikke:

$$\phi_a \equiv \frac{V_{pa}}{V_b} \quad (1.1.1)$$

Bulkvolumet til bergarten, V_b , kan beregnes geometrisk. Bulkvolumet til sylindriske kjerneprøver, $V_{b,kjerne}$, og bulkvolumet til blokker, $V_{b,blokk}$, blir:

$$V_{b,kjerne} = \pi * \frac{D^2}{4} * L \quad (1.1.2)$$

$$V_{b,blokk} = L * B * H \quad (1.1.3)$$

der D er diameteren (for kjerneprøver), L er lengden (for blokker og kjerneprøver), B er bredden (for blokker), H er høyden (for blokker).

Effektiv porøsitet (heretter kalt porøsitet), \emptyset , er dermed forholdet mellom totalt volum til de porene som er sammenhengende, V_p , og totalt volum til bergarten, V_b (Zolotukhin and Ursin, 2000):

$$\emptyset \equiv \frac{V_p}{V_b} \quad (1.1.4)$$

Porøsitet er en viktig parameter i karakterisering av en reservoarbergart fordi porøsitet er et mål på reservoarets lagringsevne for fluider som olje, gass og/eller vann (Tiab and Donaldson, 2012).

To hovedfaktorer som bestemmer porøsiteten til en bergart er original tekstur og diagenetiske prosesser, der original tekstur omfatter partiklenes form, sortering, pakking og deres størrelse når de ikke har en uniform størrelsesfordeling, mens diagenetiske prosesser omfatter sementering, kompaksjon, oppløsning og oppsprekking (Selley, 1998).

I denne masteroppgaven, bruker vi metningsmetoden for å måle porevolumet, V_p (også kalt PV), og dermed porøsiteten, \emptyset . Metningsmetoden går ut på å måle massen til prøven før og etter at prøven blir mettet med et fluid (som oftest brine), regne ut massedifferansen, og til slutt beregne volumet av fluidet som har trengt inn i prøven og som tilsvarer porevolumet når vi antar 100 % metning med det fluidet. Porevolumet, V_p , blir da:

$$V_p = \frac{m_{mettet} - m_{tørr}}{\rho_{fluid}} \quad (1.1.5)$$

der $m_{tørr}$ er massen til prøven før metning, m_{mettet} er massen til prøven etter metning, og ρ_{fluid} er massetettheten til anvendt fluid (metningsfluidet).

Ved å kombinere ligning (1.1.4) og (1.1.5), kan porøsiteten, \emptyset , beregnes ved å bruke:

$$\emptyset = \frac{m_{mettet} - m_{tørr}}{\rho_{fluid} * V_b} \quad (1.1.6)$$

1.2 Metning

I en reservoarbergart der porene er 100 % mettet med vann, olje og/eller gass, kan det volumetriske innholdet i porene skrives som (Zolotukhin and Ursin, 2000):

$$V_p = V_o + V_g + V_w \quad (1.2.1)$$

der V_o , V_g og V_w er porevolumet som er okkupert av, henholdsvis, olje, gass og vann.

Ligning (1.2.1) leder til definisjonen av metning der metningen, S_i , til et fluid, i , (for $i = o, g, w$) er definert som den brøkdelen av porevolumet, V_p , som er okkupert av det fluidet (Zolotukhin and Ursin, 2000):

$$S_i \equiv \frac{V_i}{V_p} \quad (1.2.2)$$

Fra ligning (1.2.2) ser vi at metning kan ha verdier i intervallet $[0, 1]$, der $S_i = 0$ viser til fravær av fluid i i porene, mens $S_i = 1$ viser til 100 % metning med fluid i .

Initielt er porene i et reservoar fylt med vann. Migrering av olje inn i porene fortrenger vannet i en dreneringsprosess som reduserer vannmetning til en ikke-reduserbar vannmetning, også kalt medfødt vannmetning, som kan ha metning fra $S_{wc} = 1$ til $S_{wc} = 0$. Likevel er metningen av medfødt vann alltid større enn null. Derfor er et reservoar, initielt, ved en initiell vannmetning, S_{wc} , og en initiell olje/gass metning, S_{oi}/S_{gi} . Oljemetningen i reservoaret ved enhver tid kan beregnes ved anvendelse av materialbalanse ligningen som gir (Ahmed, 2010):

$$S_o = S_{oi} - \frac{V_{o,p}}{V_p} \quad (1.2.3)$$

der S_o er oljemetningen ved et bestemt tidspunkt, S_{oi} er initiell oljemetning, og $V_{o,p}$ er produsert oljevolum.

På grunn av forskjell i massetetthet til fluidene, fukt til reservoarbergarten og overflatespenning, er fluidene i et reservoar fordelt slik at vi har gass, olje og vann fra toppen av reservoaret og nedover (Tiab and Donaldson, 2012).

1.3 Permeabilitet

Permeabiliteten til et porøst medium er mediets evne til å transmittere fluider gjennom dets nettverk av forbundne porer. Permeabiliteten kan derfor sees på som det inverse av mediets resistans mot fluidstrømning gjennom dets porennettverk (Zolotukhin and Ursin, 2000).

1.3.1 Absolutt permeabilitet

Permeabiliteten kalles absolutt permeabilitet og er karakteristisk for et porøst medium ved 100 % metning med kun et fluid (Zolotukhin and Ursin, 2000).

For å måle absolutt permeabilitet brukes det vanligvis Darcys lov som er en empirisk lov. For horisontal strømming av kun et fluid (100 % metning med kun et fluid), der strømmingen er laminær og stasjonær (steady-state) med ingen reaksjoner mellom det porøse mediet og fluidet, kan Darcys lov skrives som:

$$Q = \frac{A \cdot K}{\mu} * \frac{\Delta p}{L} \quad (1.3.1)$$

der Q er volumstrømmen per tidsenhet, $\frac{\Delta p}{L}$ er trykkgradienten, A er tverrsnittsarealet til prøven, μ er viskositeten til anvendt fluid og K er den absolutte permeabiliteten (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Av ligning 1.3.1 ser vi at enheten til permeabiliteten, K , er m^2 (i SI-enhet), men siden de fleste reservoarer har en permeabilitet som er mye lavere enn dette, brukes det ofte enheten mD (millidarcy) i angivelse av permeabilitet, der en Darcy er permeabiliteten til et medium som lar en væske med en viskositet på 1 cP strømme med en hastighet på 1 cm/s ved en trykkgradient på 1 atm/cm (Selley, 1998).

Ved å bruke ligning (1.3.1), kan permeabiliteten måles ved å injisere et fluid med en bestemt rate gjennom en prøve med kjente dimensjoner (lengde og tverrsnittareal), og måle trykkfallet over prøven (Tiab and Donaldson, 2012).

Det brukes ofte gass for måling av permeabilitet siden gass reagerer i mindre grad med bergarten, og er lettere å injisere (Tiab and Donaldson, 2012), men permeabiliteten til gass er avhengig av den gjennomsnittlige strømningsveien («mean free path») til gassmolekylene, og dermed avhengig av faktorer som trykk, temperatur og naturen til selve gassmolekylene siden disse påvirker den gjennomsnittlige strømningsveien (Klinkenberg, 1941).

Anvendelse av gass leder til overestimering av permeabiliteten på grunn av Klinkenberg effekt («gas slippage»). Dette er av særlig betydning ved lavere trykk der gass molekylene trenger inn i de minste porene og leder til høyere beregnet permeabilitet (Tiab and Donaldson, 2012).

I 1941 foreslo Klinkenberg følgende ligning for å beregne permeabiliteten til en væske basert på målt permeabilitet til gass, noe som også blir kalt for Klinkenberg korreksjonen:

$$K_a = K * \left(1 + \frac{b}{\bar{p}}\right) \quad (1.3.2)$$

der K_a er observert permeabilitet (permeabilitet til gass), K er virkelig permeabilitet (permeabiliteten til væske), b er Klinkenberg faktoren som er en konstant som varierer avhengig av anvendt gass og bergarten, og \bar{p} er midlere trykk (Dranchuk and Sadiq, 1965, Klinkenberg, 1941).

Permeabiliteten til en reservoarbergart avhenger av den effektive porøsiteten og blir følgelig påvirket av de faktorene som påvirker porøsiteten. Form, størrelse og størrelsesfordeling til kornene, samt pakking, kompaksjon, sementering, oppsprekking og oppløsning er blant

faktorer som påvirker permeabiliteten. Likevel finnes det ingen vel definerte kvantitative forhold mellom permeabilitet og porøsitet, men kun et kvalitativt forhold som relaterer permeabilitet til porøsitet (Tiab and Donaldson, 2012) fordi permeabilitet avhenger også av geometrien til porennettverket (Honarpour and Mahmood, 1988).

Permeabiliteten til en reservoarbergart er sjeldent det samme i alle retninger (Selley, 1998). Permeabilitet er en konstant og skalar kun for homogene og isotrope medier. For inhomogene (heterogene) og anisotrope medier er permeabiliteten en tensor og kan variere avhengig av retningen til strømmingen (anisotrop permeabilitet) og posisjonen i det porøse mediet (inhomogen permeabilitet) som et resultat av avsetningsmiljøet og regionale tektoniske aktiviteter (Pettersen, 1990).

1.3.2 Relativ permeabilitet

I et hydrokarbon reservoar er porene, som oftest, mettet med to eller flere fluider. I et slikt tilfelle er målt permeabilitet til hvert fluid mindre enn det som skulle bli målt om porene var mettet med kun det fluidet (Ahmed, 2010).

Når metningen til et fluid blir mindre, blir målt permeabilitet til det fluidet også mindre. Målt permeabilitet ved metning av et porøst medium med flere ikke-blandbare fluider kalles effektiv permeabilitet og er et relativt mål på mediets konduktivitets evne for et fluid ved tilstedeværelse av andre ikke-blandbare fluider (Ahmed, 2010).

Dette skjer på grunn av at et fluid hindrer det andre fluidets strømming noe som leder til at mediets permeabilitet til hvert av fluidene blir mindre (Zolotukhin and Ursin, 2000), samt at summen av den effektive permeabiliteten til alle fluidene blir mindre enn den absolutte permeabiliteten (Honarpour and Mahmood, 1988):

$$\sum_i^n K_i \leq K, \quad i = o, w, g \quad (1.3.3)$$

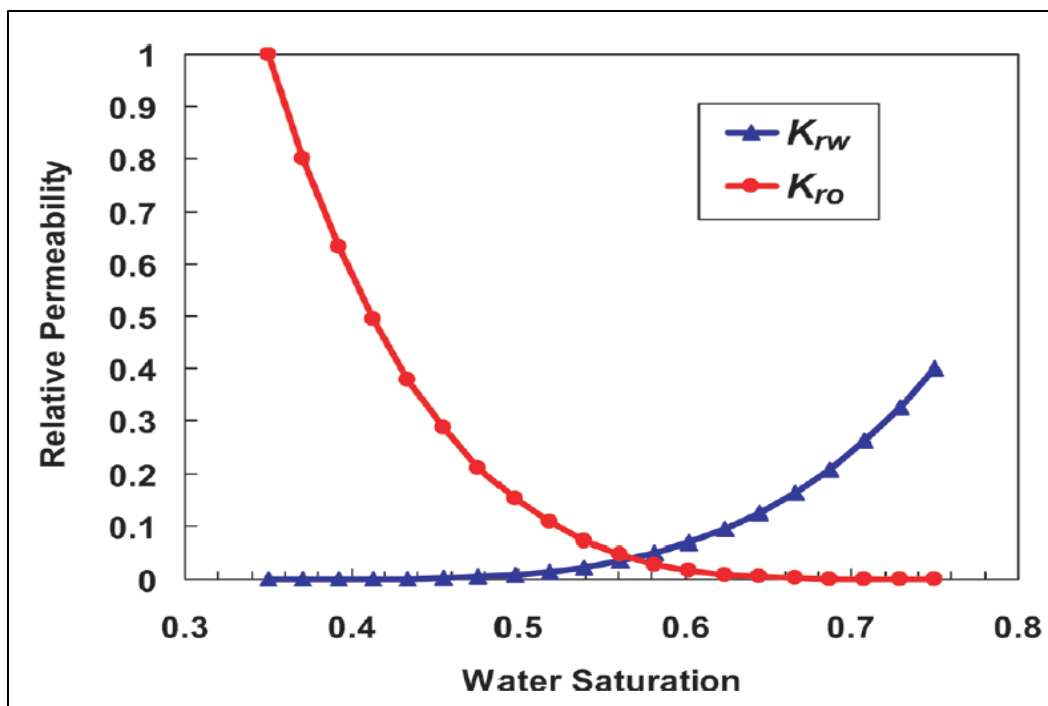
der K_i er den effektive permeabiliteten til fluid i som kan være olje, o , vann, w , og/eller gass, g .

Relative permeabilitet derimot er definert som forholdet mellom effektiv permeabilitet og absolutt permeabilitet (Honarpour and Mahmood, 1988):

$$k_{ri} = \frac{K_i}{K} \quad (1.3.4)$$

der k_{ri} er relativ permeabilitet til fluid i og kan ta verdier i intervallet $[0, 1]$, men som oftest er lavere enn 1 ved metninger lavere enn 100 %.

Figur 1.2 viser et eksempel på vann-olje relativ permeabilitetskurver plottet versus vannmetningen. Her er det viktig å merke at effektiv permeabilitet til fluidene blir null, dvs. fluidene blir immobile, ved en metning som er større enn null fordi fluidene blir diskontinuerlige ved lave metninger (Honarpour and Mahmood, 1988).

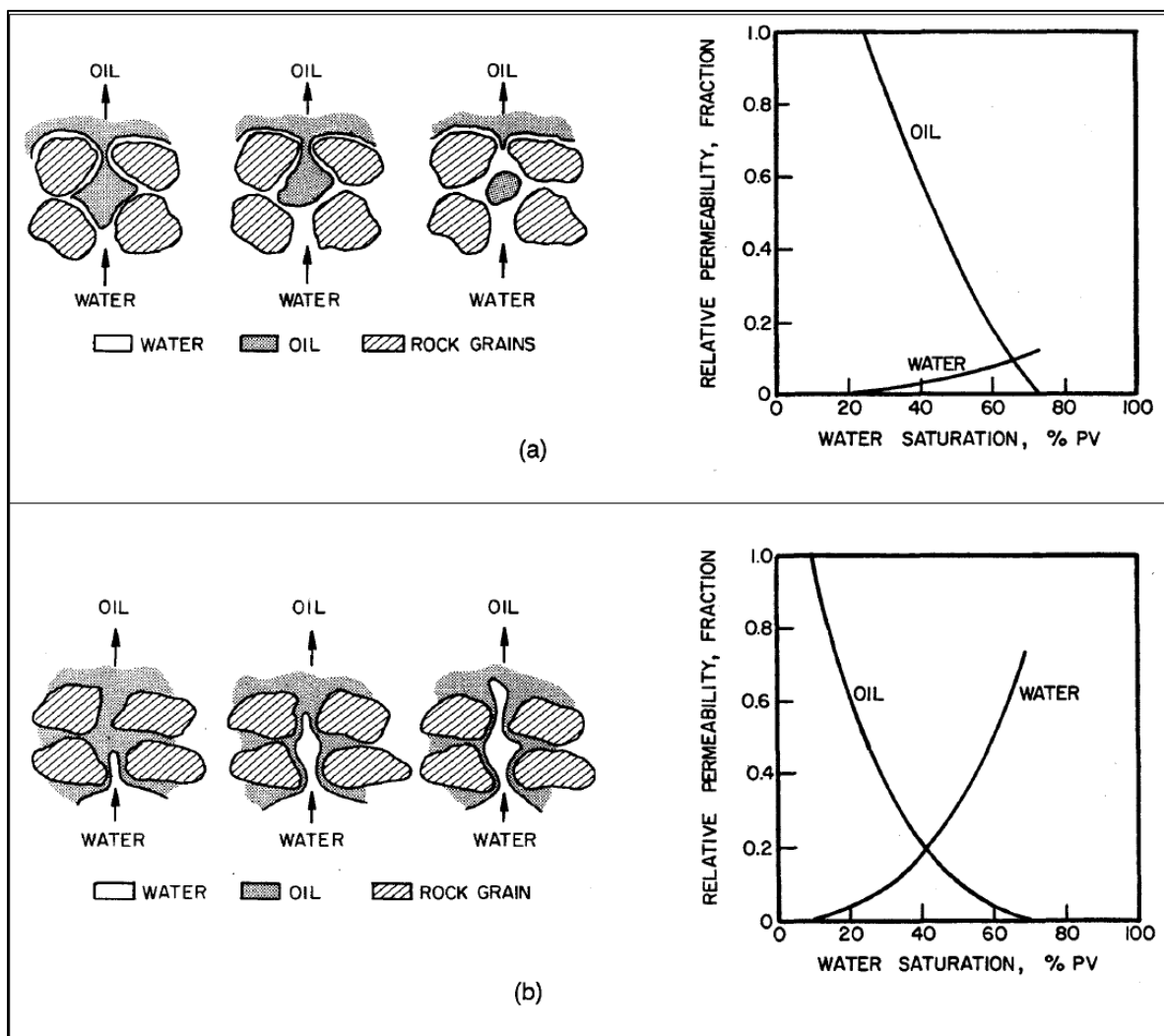


Figur 1.2: Eksempel på vann-olje relativ permeabilitetskurver (Kumar et al., 2008).

Relativ permeabilitet avhenger av metning, metningshistorie (imbibisjon eller drenering, primær eller sekundær), pore geometri (porehalsgeometri), fukt, temperatur, trykk, bergartstype og lignende (Xiao et al., 2012).

Når det gjelder effekten av fuktpreferanse (se avsnitt 1.5) på relativ permeabilitet, kan vi si at den relative permeabiliteten til et fluid er høyere når fluidet utgjør den ikke-vætedende fasen fordi den vætedende fasen har lavere mobilitet sammenlignet med den ikke-vætedende fasen. Grunnen til dette er at den vætedende fasen okkuperer de minste porene og dekker poreveggene til de største porene ved lave metninger, mens den ikke-vætedende fasen okkuperer midten av de største porene. Derfor vil den vætedende fasen strømme gjennom de minste porene og i nærheten av poreveggene, mens den ikke-vætedende fasen strømmer gjennom midten av de største porene (Figur 1.3).

Ved lave metninger til den ikke-vætedende fasen, vil denne bli fanget i form av små diskontinuerlige dråper som okkuperer midten av de største porene, og som blokkerer porehalsene og minker den relative permeabiliteten til den vætedende fasen, mens ved lave metninger til den vætedende fasen, vil effektiv permeabilitet til den ikke-vætedende fasen være nesten lik den absolutte permeabiliteten, noe som viser at den vætedende fasen, ved lave metninger, ikke blokkerer strømningsveien til den ikke-vætedende fasen. (Anderson, 1986a).



Figur 1.3: Effekten av fukt på relativ permeabilitet (a) sterkt vannvættende system (b) sterkt oljevættende system, modifisert fra (Anderson, 1987b).

1.4 Blandbarhet

Mellom molekylene i et fluid virker det elektrostatiske krefter, kalt kohesjon. Tilsvarende virker det tiltrekkende krefter mellom molekylene i forskjellige fluider som er i kontakt med hverandre. Når tiltrekningskraften mellom molekylene av et fluid (intrafluid interaksjonen) er større enn tiltrekningskraften til molekylene av et annet fluid (interfluid interaksjonen), er fluidene ikke-blandbare (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Blandbarhet kan defineres som en fysisk situasjon mellom to eller flere fluider som tillater blanding av fluidene ved all blandingsforhold uten dannelse av en grenseflate mellom disse fluidene (Holm, 1986, Rao and Lee, 2000).

Hovedkriteriet for blandbarhet er derfor null grenseflatespenning (Thomas et al., 1994, Glaso, 1990, Rao and Lee, 2000) siden hovedegenskapen til to ikke-blandbare fluider som er i kontakt med hverandre, er deres grenseflatespenning som er avhengig av fluidenes

sammensetning ved konstant trykk og temperatur, og er derfor sensitiv til kjemiske endringer i fluidsammensetningen ved grenseflaten, noe som er et av målene til EOR metoder (Zolotukhin and Ursin, 2000).

For to fluider i kontakt med hverandre, kan vi ha 3 forskjellige tilfeller av grenseflatespenning avhengig av den relative mengden av intra- og interfluide kohesive krefter (intermolekylær tiltrekning) (Zolotukhin and Ursin, 2000):

- En positiv grenseflatespenning ($\sigma > 0$) betyr at molekylene i et fluid er mer tiltrukket av molekylene til det samme fluidet sammenlignet med molekylene til det andre fluidet, og dermed er de to fluidene ikke-blandbare slik at grenseflaten minimeres.
- En nøytral grenseflatespenning ($\sigma \approx 0$) betyr at molekylene i et fluid blir tiltrukket av molekylene til sitt eget fluid i samme grad som molekylene til det andre fluidet. De to fluidene er dermed blandbare der diffusjon leder til full blanding etter hvert.
- En negativ grenseflatespenning ($\sigma < 0$) betyr at molekylene i et fluid er mer tiltrukket av molekylene til det andre fluidet sammenlignet med molekylene til sitt eget fluid. Dette leder til oppløsning («dissolution») som betyr at det skjer en kjemisk reaksjon mellom de to fluidene med dannelse av et nytt stabilt fluid.

De naturlige fluidene i et reservoar er ikke-blandbare, selv om noen gasser er oppløst i oljen ved høyt trykk (Zolotukhin and Ursin, 2000).

1.5 Fukt

1.5.1 Definisjon av fukt

Fukt defineres som «tendensen som et fluid har til å spre seg på, eller adhere til, en solid overflate ved tilstedeværelse av andre ikke-blandbare fluider» (Anderson, 1986a).

Likevekt mellom kohesive krefter som virker mellom molekylene til et fluid, og adhesive krefter som virker mellom fluidet og bergarten, er et mål på fukt (Goda and Behrenbruch, 2011), der fluidet med størst adhesive krefter til den solide bergarten kalles den vætende fasen (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Bergartens fuktpreferanse spiller en viktig rolle i oljeproduksjon fra de fleste reservoarene (Fleureau, 1992), siden det er fuktpreferansen til reservoarbergarten som bestemmer mikroskopisk fluid fordeling i porene, og påvirker relativ strømming av olje og vann, kapillartrykk, relativ permeabilitet, olje utvinning, elektriske egenskaper og NMR relaksasjons atferd (Fernø et al., 2010b).

I et vann-olje-bergart system kan fukt variere fra sterkt vannvættende gjennom nøytral til sterkt oljevættende. Når en bergart er vannvættende, vil vann okkupere de minste porene og dekke poreveggene til de største porene, mens for en oljevættende bergart, vil olje okkupere de minste porene og poreveggene til de største porene. Det er også viktig å merke at fukt viser

preferansen som bergarten har for et fluid, men ikke hvilket fluid som er i kontakt med bergarten til enhver tid (Anderson, 1986a).

Nesten alle sedimentære bergarter er sterkt vannvættende i ren tilstand (før migrering av olje), men reservoarbergarter kan endre fuktpreferanse som følge av adsorpsjon av polare komponenter og/eller desorpsjon av organisk materiale som finnes i råolje. I tillegg vil andre faktorer som trykk, temperatur, bergartsoverflate og brine sammensetning (inkludert ion sammensetning og pH) påvirker fuktpreferansen (Anderson, 1986a).

Endring av fukt, i gang satt av råolje, er sterkt relatert til de komponentene av råoljen som kan adsorberes på bergartsoverflaten (Morrow et al., 1986). Polare komponenter av råolje, som resiner og asfaltener, kan adsorberes på bergartsoverflaten ved forskjellige mekanismer som polare, syre/base, og/eller ionebinding reaksjoner. Oljens sammensetning, brine sammensetning, metning, historien til fluidet som bergarten utsettes for, bergartens mineralogi og poreveggenes grovhet er alle blant faktorer som påvirker fuktpreferansen selv om effekten fra hver av disse faktorene ikke er velkjent (Graue et al., 1999).

Endring i fuktpreferanse kan lede til heterogen fuktpreferanse i en reservoarbergart siden bergartsoverflaten til et reservoar består av mineraler med forskjellige overflate og adsorpsjons egenskaper (Anderson, 1986a), i tillegg vil det vættende fluidet invadere de smaleste porene på grunn av attraktive krefter, mens det ikke-vættende fluidet vil oppta porer og kanaler som er større (Amyx et al., 1988).

Når råolje komponenter adsorberes av kun bestemte områder av reservoarbergarten, slik at en del av reservoarbergarten blir oljevættende, mens resten forblir vannvættende, sier vi at bergarten har fraksjonell fuktpreferanse, mens blandet fuktpreferanse er et spesial tilfelle av fraksjonell fuktpreferanse hvor fuktpreferansen er korrelert til porestørrelsen. Et eksempel er at de små porene forblir vannvættende, mens de største porene blir oljevættende. Dette skjer på grunn av at når et reservoar, som initielt er vannvættende, invaderes av olje, vil oljen kun trenge inn i de største porene, men ikke i de minste porene, på grunn av sterke kapillære krefter i de minste porene (Anderson, 1986a).

Vi kan dele heterogen fuktpreferanse i reservoarbergarter i tre kategorier (Skarestad and Skauge, 2011):

- Fraksjonell fuktpreferanse (Fractionally-wet, FW) der oljevættende porer ikke er korrelert med størrelse.
- Blandet fuktpreferanse mindre porer (Mixed-wet small pores, MWS) der de minste porene er oljevættende.
- Blandet fuktpreferanse større porer (Mixed-wet large pores, MWL) der de største porene er oljevættende.

Størst restoljemetning observeres i MWS tilfellet siden det kreves høyt kapillærtall for å mobilisere oljen som er i de minste porene (Skarestad and Skauge, 2011).

1.5.2 Metoder for måling av fukt

Det finnes både kvantitative og kvalitative metoder for å angi fuktpreferansen til en bergart. Blant kvantitative metoder er kontaktvinkel metoden, Amott-Harvey metoden og USBM («the United States Bureau of Mines») metoden de mest utbredte metodene (Anderson, 1986b).

Mens kontaktvinkel metoden måler fuktpreferansen til en spesifikk overflate, angir Amott-Harvey metoden og USBM metoden gjennomsnittlig fuktpreferanse til prøven (Anderson, 1986b).

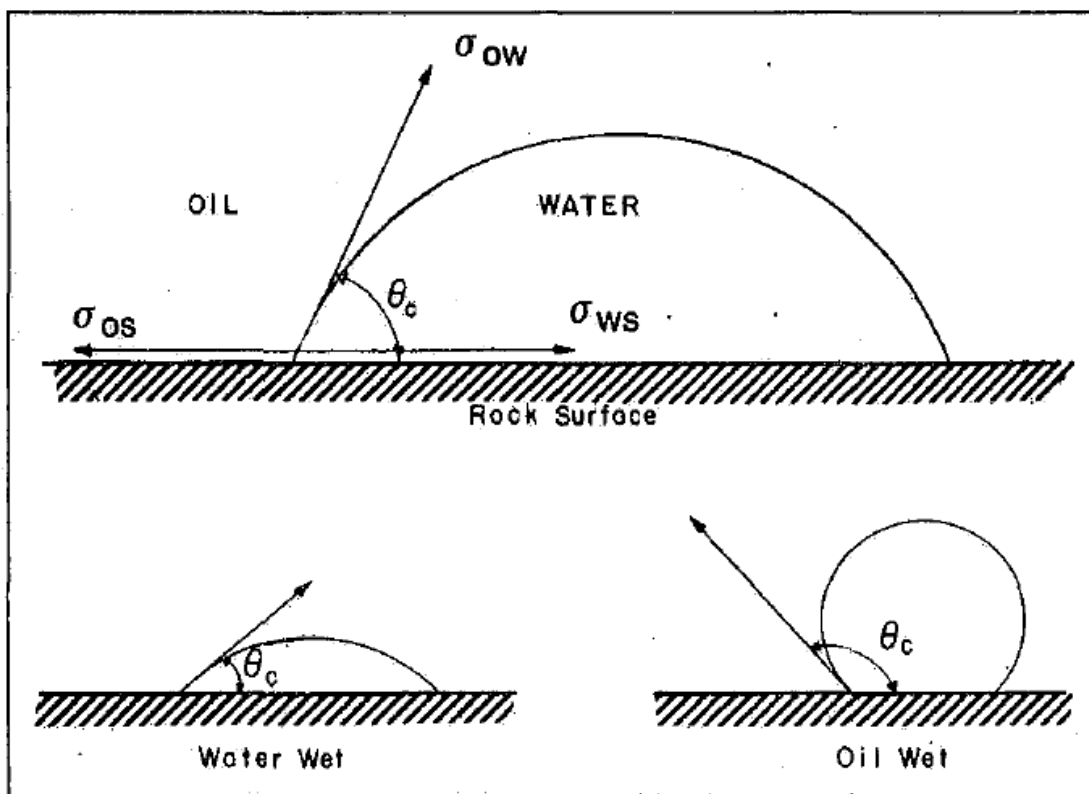
1.5.2.1 Kontaktvinkel metoden

Når vann og olje plasseres på en solid overflate, dannes det en kurvet grenseflate mellom vannet og oljen, med en kontaktvinkel i intervallet $[0^\circ, 180^\circ]$ mot den solide overflaten. Som en konvensjon regnes kontaktvinkelen gjennom vannet (Figur 1.4). Generelt, når denne vinkelen er mellom 0° og 60° (eller 75°), defineres systemet som vannvættende, mens for en kontaktvinkel mellom 120° (eller 105°) og 180° , defineres systemet som oljevættende. For kontaktvinkler mellom disse to intervallene, er systemet nøytralt eller har moderat fuktpreferanse (Anderson, 1987a).

Kontaktvinkelen (vætningsvinkelen) reflekterer likevekt mellom grenseflatespenningen mellom de to fluidene, og adhesive tiltrekningskrefter mellom molekylene av hvert fluid og den solide overflaten (Zolotukhin and Ursin, 2000). Dette kan uttrykkes ved hjelp av Youngs ligning som relaterer kontaktvinkelen til grenseflatespenning (Anderson, 1986b):

$$\sigma_{wo} * \cos \theta = \sigma_{os} - \sigma_{ws} \quad (1.5.1)$$

der σ_{wo} er grenseflatespenningen mellom vannet og oljen, σ_{os} er grenseflatespenningen mellom oljen og bergarten, σ_{ws} er grenseflatespenningen mellom vannet og bergarten og θ er kontaktvinkelen mot bergarten gjennom fluidet med størst tetthet (vannet som oftest).

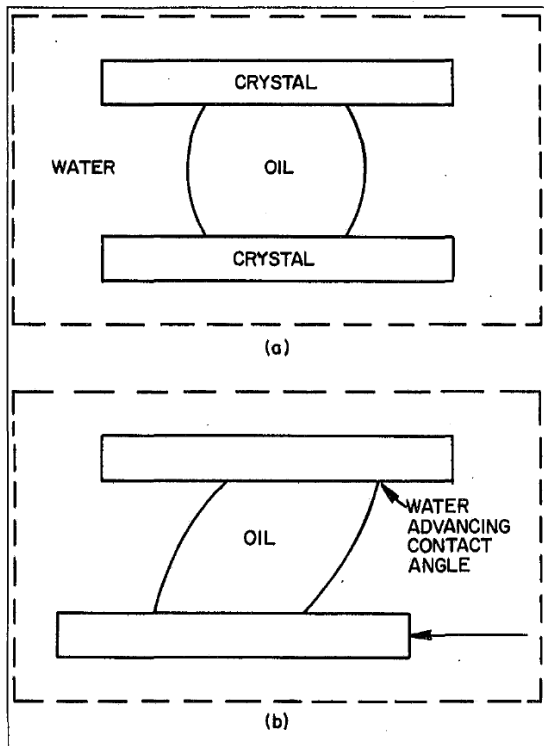


Figur 1.4: Eksempel på kontaktvinkel i et vann-olje-bergart system (Anderson, 1986b).

Kontaktvinkel metoden gir best resultat når det anvendes kunstige prøver og rene fluider. Metoden brukes også for å studere effekten av råolje, temperatur, trykk og brine sammensetning på fuktpreferanse (Anderson, 1986b).

De mest brukte metodene for kontaktvinkel metoden er «sessile drop» og «modifisert sessile drop». I «sessile drop» metoden plasseres en dråpe av råolje på en overflate ved hjelp av et kapillærrør. Dråpen forblir på overflaten i noen dager. «Water advancing» og «water receding» kontaktvinkel måles ved å øke eller minke volumet av dråpen ved hjelp av kapillærrøret (Anderson, 1986b).

I «modifisert sessile drop» metoden plasseres en olje dråpe mellom to krysstaler slik at det dekker en stor del av arealet til begge krystallene (Figur 1.5). Etter at olje-krystall grenseflaten har eldet i noen dager, forskyves de to krystallene parallelt slik at oljen forskyves, og brine kan dekke en del av overflaten som tidligere var dekket av oljen. Kontaktvinkelen som måles her kalles for «water advancing» kontaktvinkel. Det observeres en ikke-likevekt kontaktvinkel rett etter at dråpen er forskjøvet, men minker til det oppnår en likevekt etter noen dager. Deretter gjentas prosessen og nye vinkler måles (Anderson, 1986b).



Figur 1.5: Måling av kontaktvinkel (Anderson, 1986b).

En av svakhetene ved kontaktvinkel metoden er at en dråpe på en overflate kan ha flere forskjellige stabile kontaktvinkler på grunn av hysteresse (Anderson, 1986b). Reservoarbergarter består, som oftest, av en blanding av små mineral- og bergartsfragmenter, slik at det ikke er mulig å bestemme fuktpreferansen til et reservoar ved direkte måling av kontaktvinkelen (Amyx et al., 1988), siden kontaktvinkel metoden ikke tar hensyn til heterogeniteter, ujevnheter ved reservoaroverflaten og den komplekse geometrien til reservoarbergarten (Anderson, 1986b).

1.5.2.2 Amott-Harvey metoden

Amott metoden kombinerer spontan og tvungen fortregning for å måle gjennomsnittlig fuktpreferanse til en prøve, og er basert på det faktum at den vætende fasen imbiberer spontant i prøven og fortrenger den ikke-vætedende fasen (Anderson, 1986b). Altså, Amott metoden kombinerer effekten av både kapillære og viskøse krefter for å måle gjennomsnittlig fukt i en prøve (Ghedan et al., 2010).

Først plasseres prøven, som er ved residuell oljemetning, i olje, og mengden av brine som fortregnes spontant av oljen måles. Deretter måles mengden av brine som fortregnes av oljen ved tvungen drenering. Så nedsenkes prøven, som er ved ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , i brine, og mengden av olje som fortregnes spontant av brine måles. Deretter måles mengden av olje som fortregnes av brine ved tvungen imbibisjon inntil residuell oljemetning, S_{or} , er oppnådd. (Anderson, 1986b).

Amott-Harvey metoden er en modifikasjon av Amott metoden der fuktpreferansen uttrykkes ved Amott-Harvey relativ fortrenning indeksen (heretter kalt Amott-Harvey indeksen), I_{A-H} , som er definert som:

$$I_{A-H} = \delta_w - \delta_o = \frac{V_{osp}}{V_{ot}} - \frac{V_{wsp}}{V_{wt}} \quad (1.5.2)$$

der δ_w er «displacement-by-water ratio», δ_o er «displacement-by-oil ratio», V_{osp} er oljevolum som blir fortrennt spontant av brine, V_{ot} er totalt oljevolum fortrennt ved spontan og tvungen imbibisjon, V_{wsp} er brinevolum som blir fortrennt spontant av olje og V_{wt} totalt brinevolum fortrennt ved spontan og tvungen drenering (Anderson, 1986b).

Amott-Harvey indeksen, I_{A-H} , kan ta verdier i intervallet $[-1, 1]$, der en oljevættende overflate har I_{A-H} i intervallet $[-1, -0,3]$ med $I_{A-H} = -1$ for en fullstendig oljevættende overflate, mens for en vannvættende overflate ligger I_{A-H} i intervallet $[0,3, 1]$ med $I_{A-H} = 1$ for en fullstendig vannvættende overflate (Anderson, 1986b, Ghedan et al., 2010).

Amott-Harvey metoden kan gi indikasjon på om en kjerneprøve har fraksjonell eller blandet fuktpreferanse ved at både δ_w og δ_o blir positive, men den største svakheten ved denne metoden er at den ikke er nøyaktig ved nøytral fuktpreferanse ($-0,3 < I_{A-H} < 0,3$) siden metoden gir en indikasjon på hvor lett et fluid fortrenner det andre fluidet (Anderson, 1986b, Ghedan et al., 2010).

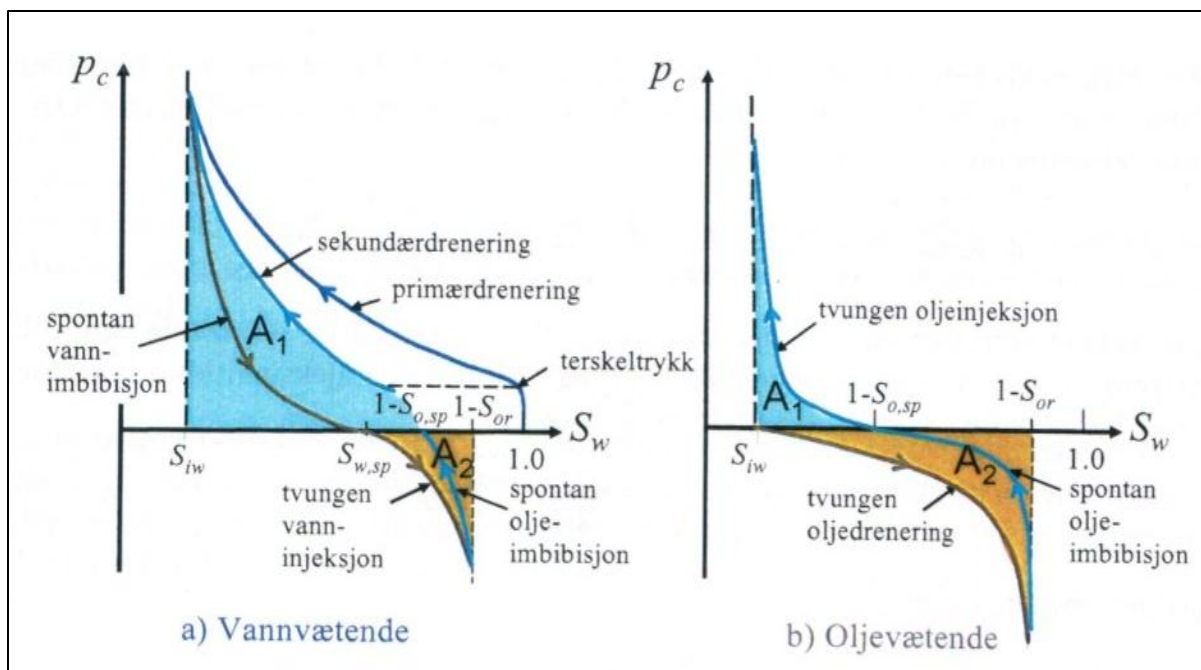
1.5.2.3 USBM metoden

Denne metoden er basert på sammenligning av energien som et fluid trenger for å fortrenge det andre fluidet fra et porøst medium. Det vættende fluidet trenger mindre energi for å fortrenge det ikke-vættende fluidet, og denne energien er proporsjonal med arealet under kapillartrykkskurven (Figur 1.6) slik at USBM indeksen, I_{USBM} , kan defineres som (Anderson, 1986b):

$$I_{USBM} = \log\left(\frac{A_1}{A_2}\right) \quad (1.5.3)$$

der A_1 er arealet under sekundær dreneringskurven, og A_2 er arealet under tvungen vanninjeksjonskurven.

Teoretisk kan USBM indeksen, I_{USBM} , ta verdier i intervallet $(-\infty, +\infty)$, der en vannvættende kjerneprøve har $I_{USBM} > 0$, mens en oljevættende kjerneprøve har $I_{USBM} < 0$ i et vann-olje-bergart system. Kjerneprøver med $I_{USBM} \cong 0$ antas å være nøytrale (Anderson, 1986b, Ghedan et al., 2010, Goda and Behrenbruch, 2011).



Figur 1.6: Kapillartrykkskurver for bestemmelse av USBM indeks. a) for et vannvættende system, b) for et oljevættende system (Lien, 2011).

Denne metoden, som er en ganske rask metode, måler gjennomsnittlig fuktpreferanse til prøven. Metoden er også sensitiv nær nøytral fuktpreferanse, men den største ulempen ved denne metoden er at den kun kan brukes på små kjerneprøver som kan brukes i sentrifuger, samt at metoden ikke kan bestemme om en kjerneprøve har fraksjonell/blandet fuktpreferanse (Anderson, 1986b).

1.6 Kapillartrykk

To ikke-blandbare fluider (vættende og ikke-vættende fase) i kontakt med hverandre i porenettverket til et porøst medium, skaper en diskontinuitet i trykk på tvers over grenseflaten mellom de to ikke-blandbare fluidene. Denne trykkedifferansen kalles kapillartrykk (Chen and Balcom, 2006), som er definert som molekylær trykkdifferanse på tvers over grenseflaten mellom to fluider, og som er et resultat av forskjell i både interne (kohesive) og eksterne (adhesive) elektrostatiske krefter som virker på de to fluidene (Zolotukhin and Ursin, 2000):

$$p_c = p_{nw} - p_w \quad (1.6.1)$$

der p_c er kapillartrykket, p_{nw} er trykket i den ikke-vættende fasen, og p_w er trykket i den vættende fasen.

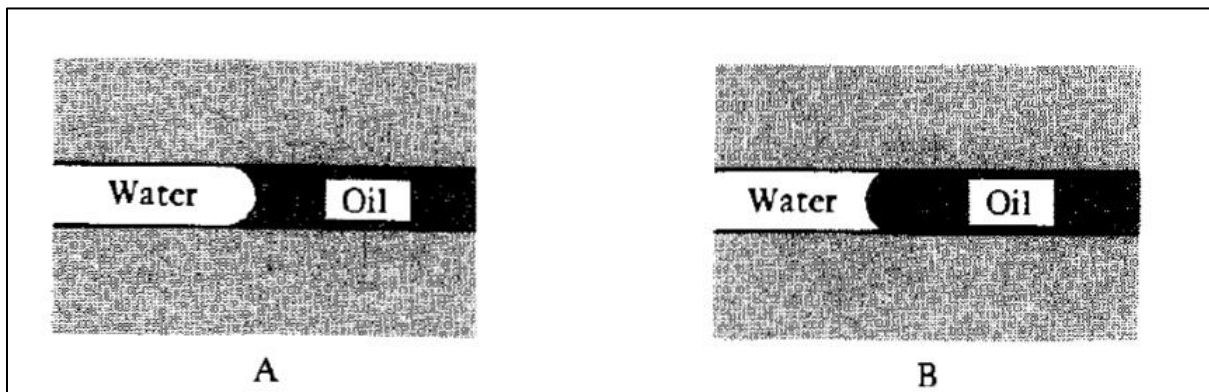
Grenseflaten mellom to ikke-blandbare fluider i et smalt kapillærrør er normalt kurvet i form av en meniskflate som er konveks mot den vættende fasen (Figur 1.7) på grunn av trykkforskjellen (Zolotukhin and Ursin, 2000). Grenseflatens krumning er slik at trykket i den ikke-vættende fasen er større enn trykket i den vættende fasen. Derfor er den vættende fasen i et

porøst medium ved et lavere trykk sammenlignet med den ikke-vættende fasen (Amyx et al., 1988).

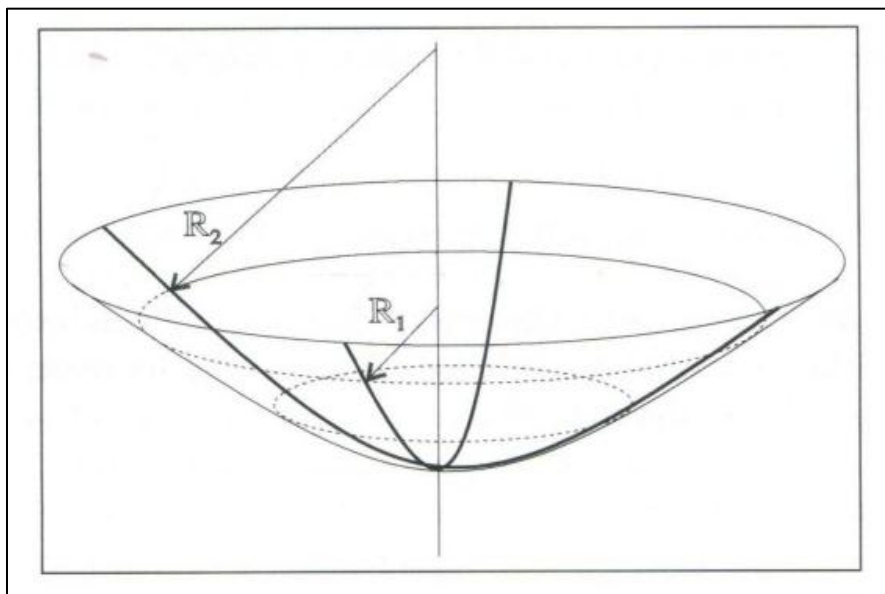
Kapillartrykket mellom to ikke-blandbare fluider i et porøst medium er en funksjon av grenseflatespenningen og gjennomsnittlig størrelse på kapillærrørene, som i sin tur bestemmer krumningen av grenseflaten (Ahmed, 2010). Når grenseflaten mellom olje og vann er krummet, vil trykket på tvers over grenseflaten øke brått for å balansere grenseflatespenningen. Denne trykkøkningen, som er kapillartrykket, er gitt ved Young-Laplace ligningen (Anderson, 1987a):

$$p_c = \sigma * \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) \quad (1.6.2)$$

der σ er grenseflatespenningen mellom de to ikke-blandbare fluidene, og R_1 og R_2 er krumningsradiusene til menisken (Figur 1.8).



Figur 1.7: Tverrsnitt av ett kapillærrør som viser effekten av menisken for (A) et oljevættende system (B) et vannvættende system (Selley, 1998).



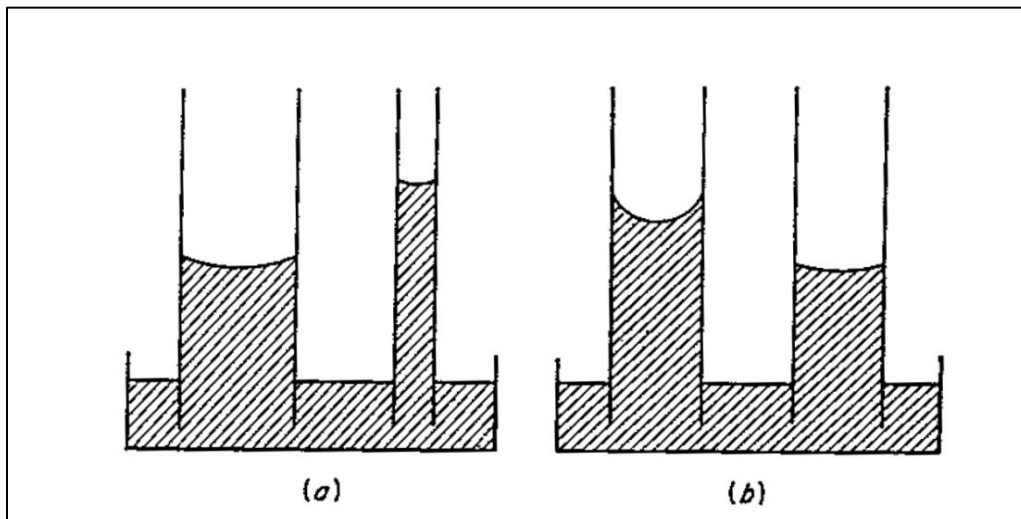
Figur 1.8: En meniskflate og dens krumningsradius, R_1 og R_2 (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Når vi antar at porehalsen til porene i et porøst medium kan bli sett på som et sylindreformet kapillærrør, kan ligning (1.6.2) uttrykkes ved (Chen and Balcom, 2006):

$$p_c = \frac{2\sigma \cos \theta}{r} \quad (1.6.3)$$

der θ er kontaktvinkelen mellom de to ikke-blandbare fluidene, og r er radiusen til kapillærrøret.

Fra ligning (1.6.3) ser vi at kapillartrykket er et resultat av grenseflatespenningen, σ , og fuktpreferansen til poreveggen (uttrykt ved kontaktvinkelen, θ), og er omvendt proporsjonal med radiusen til porehalsen, r , (Figur 1.9). Derfor er kapillartrykket, p_c , sterkt avhengig av porestørrelsesfordelingen og heterogeniteter i reservoaret (Zolotukhin and Ursin, 2000) noe som betyr at jo smalere porehalsradiusen er, jo høyere stiger vann-nivået i et vannvættende kapillærrør (se Figur 1.9 og Figur 1.10) (Amyx et al., 1988).

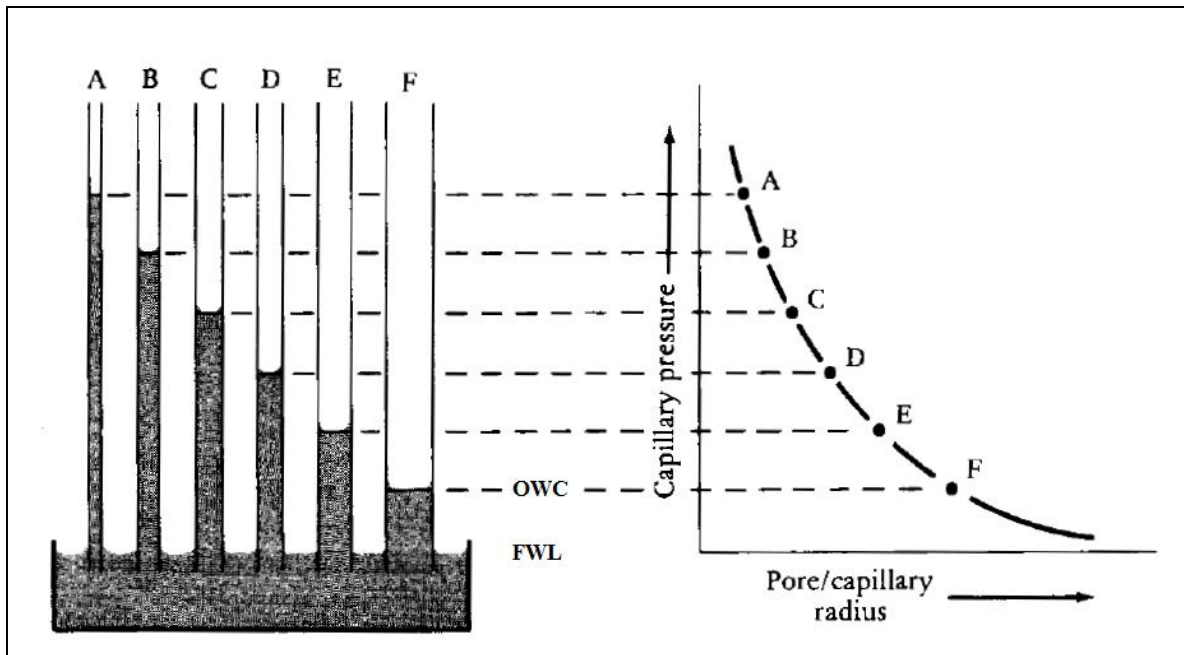


Figur 1.9: Kapillartrykkets avhengighet av kontaktvinkel og radius til kapillærrør (a) samme kontaktvinkel, men forskjellige poreradius (b) samme poreradius, men forskjellige kontaktvinkler (Amyx et al., 1988).

Når fluidene i et reservoar er i likevekt, vil kapillartrykket være i likevekt med gravitasjonskraften slik at kapillartrykket kan uttrykkes ved (Amyx et al., 1988):

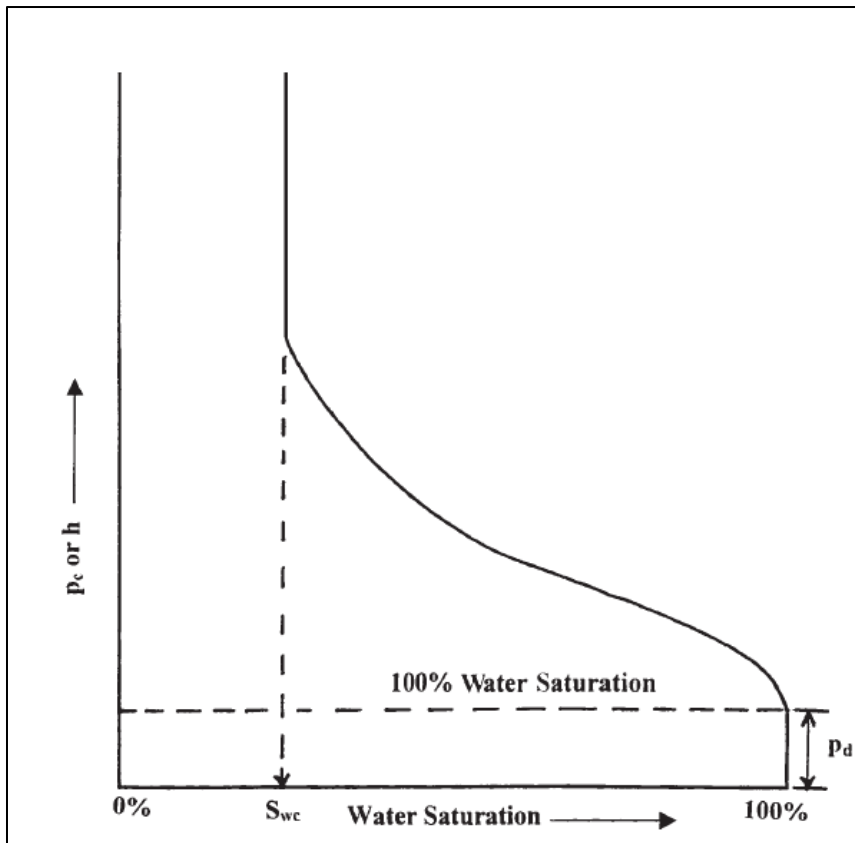
$$p_c = (\rho_w - \rho_o)gh \quad (1.6.4)$$

der ρ_w er massetettheten til vannet, ρ_o er massetettheten til oljen, g er gravitasjonskonstanten, og h er høyden over fritt vann-nivå, FWL, (Figur 1.10).



Figur 1.10: Kapillartrykk versus høyde over fritt vann-nivå, FWL, (hentet og modifisert fra (Selley, 1998)).

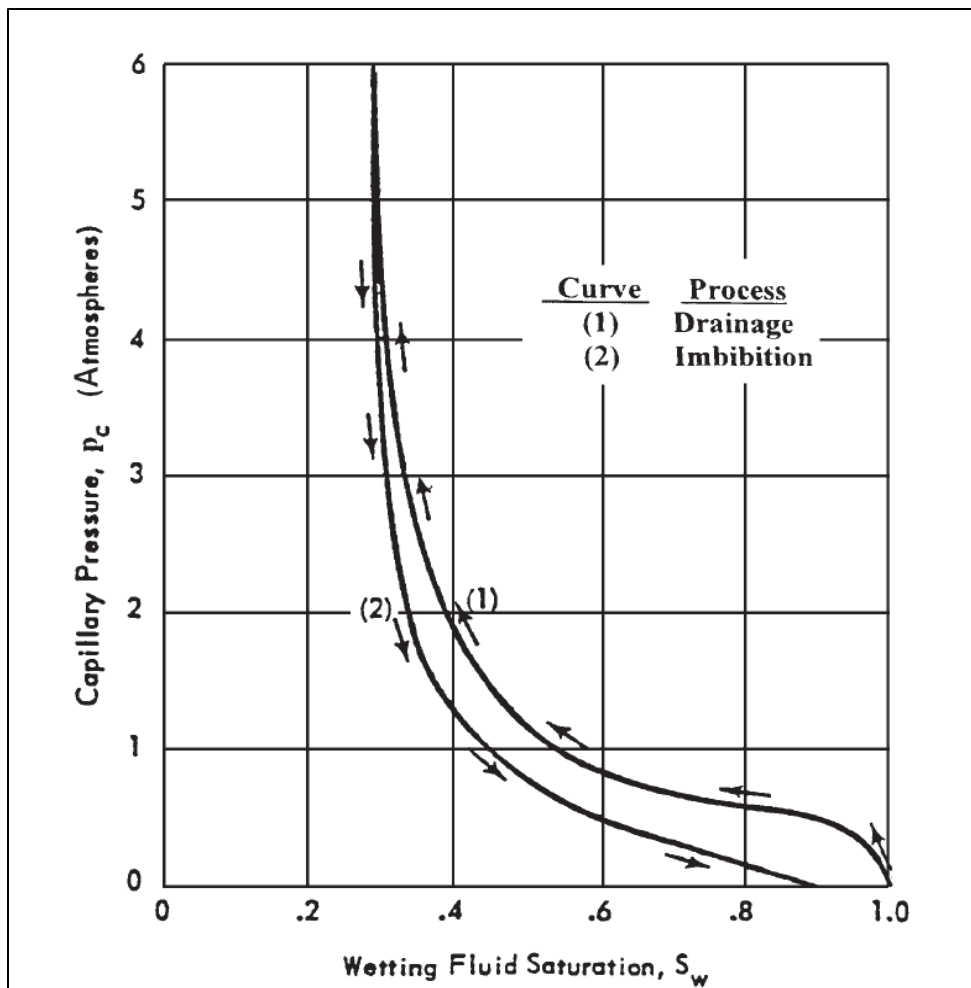
Normalt plottes kapillartrykket versus metningen til den vætende fasen (ofte vann) i et vann-olje-bergart system. Figur 1.11 viser et eksempel på en typisk kapillartrykkskurve for primær drenering plottet versus vannmetning. Fra figuren ser vi at ved 100 % vannmetning må kapillartrykket komme opp til et bestemt trykk for at den ikke-vættende fasen kunne fortrenge den vætende fasen fra porene. Dette trykket kalles for terskeltrykket («Threshold Displacement Pressure»), p_d , som tilsvarer kapillartrykket som er nødvendig for å fortrenge den vætende fasen fra de største porene, siden det trenges høyere kapillartrykk for å fortrenge den vætende fasen fra porer som har mindre radius. Fra figuren (Figur 1.11) ser vi også at metningen til den vætende fasen, i en ikke-blandbar fortreningsprosess, nærmer seg en minimumsverdi kalt medfødt vannmetning, S_{wc} , (eller ikke-reducerbar vannmetning, S_{wi}) uansett hvor høyt kapillartrykket blir (Ahmed, 2010).



Figur 1.11: Eksempel på en typisk kapillartrykkskurve for primær drenering (Ahmed, 2010).

Det finnes to hovedtyper kapillartrykksprosesser, drenering og imbibisjon. I en dreneringsprosess fortrenger den ikke-vættende fasen den vættende fasen, mens i en imbibisjonsprosess fortrenger den vættende fasen den ikke-vættende fasen (Anderson, 1987a).

Generelt observeres det en hysteresis i kapillartrykkskurver når metningen endres, noe som gjør at drenerings- og imbibisjonskapillartrykkskurver er forskjellige fra hverandre (Figur 1.12) (Ahmed, 2010, Anderson, 1987a). Denne forskjellen er på grunn av forskjell i «advancing» og «receding» kontaktvinkel til grenseflaten til fluidene (Ahmed, 2010).



Figur 1.12: Eksempel på en typisk drenerings- og imbibisjonskapillartrykkskurve (Ahmed, 2010).

Kapillartrykk versus metning forholdet er derfor avhengig av tre faktorer som er (Amyx et al., 1988):

- Størrelse og størrelsesfordelingen til porehalsene
- Fluidene og bergarten (fuktpreferanse uttrykt ved kontaktvinkelen og grenseflatespenningen mellom fluidene)
- Historien til metningsprosessen (pirmær/sekundær drenering eller imbibisjon)

Siden ligningen for krumning av grenseflatespenningen til de fleste porøse bergarter er for komplisert til å bli løst analytisk, lages kapillartrykkskurver, som oftest, eksperimentelt i laboratoriet (Anderson, 1987a).

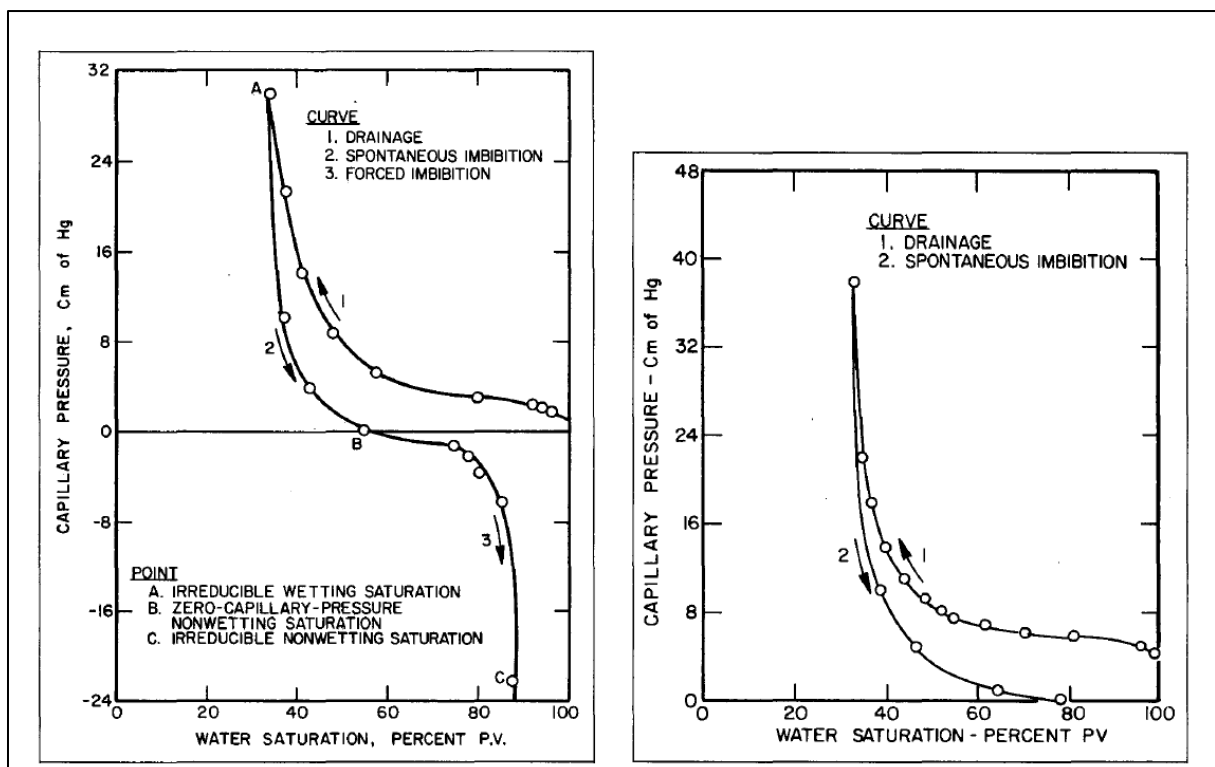
De tre mest vanlige metodene for å lage kapillartrykkskurver i laboratoriet er kvikksølv injeksjonsmetoden, porøsplate metoden og sentrifuge metoden. Kvikksølv injeksjonsmetoden er en ganske rask metode, men metoden ødelegger kjerneprøven slik at den ikke kan brukes i videre arbeid, i tillegg til at kvikksølv er helsefarlig og utfører en fare for miljøet. Porøsplate

metoden er en ganske nøyaktig metode, men svært tidskrevende. Derfor er sentrifuge metoden den mest brukte metoden i petroleumsindustrien selv om denne metoden krever sentrifuger med god nøyaktighet i et bredt hastighetsintervall (Chen and Balcom, 2006).

Kapillartrykkskurver laget fra kjerneprøver i laboratoriet brukes til å bestemme petrofysiske egenskaper som porestørrelsesfordelingen, ikke-reduserbar vannmetning, restoljemetning og fuktpreferansen til bergarten. De kan også brukes til å bestemme initiell vann- og oljemetning som funksjon av høyde over fritt vann-nivå, FWL, utvinningsgrad, og relativ permeabilitet. Kapillartrykk har også stor effekt på vannflømmingsegenskaper (Chen and Balcom, 2006).

Kapillartrykkskurven blir påvirket av fuktpreferansen til bergarten i stor grad siden arealet under kapillartrykkskurven antas å være proporsjonal med arbeidet som et fluid trenger for å fortrenge det andre fluidet (Anderson, 1987a).

I et vann-olje-bergart system som er vannvættende, blir arealet under primær dreneringskurven større enn arealet under primær imbibisjonskurven (Figur 1.13) fordi den ikke-vættende fasen (olje) trenger mer arbeid for å fortrenge den vættende fasen (vann) i en dreneringsprosess, mens den vættende fasen trenger mindre arbeid for å fortrenge den ikke-vættende fasen i en spontan imbibisjonsprosess. I et slikt vannvættende system vil det oppnås restoljemetning ved et kapillartrykk på null, mens i et delvis vannvættende system vil systemet oppnå restoljemetning ved negativt kapillartrykk, dvs. ved tvungen imbibisjon. Dette gjelder tilsvarende for et oljevættende system (Anderson, 1987a).



Figur 1.13: Kapillartrykkskurver for primær drenering og primær imbibisjon for et delvis vannvættende system (venstre) og et sterkt vannvættende system (høyre) (modifisert fra (Anderson, 1987a)).

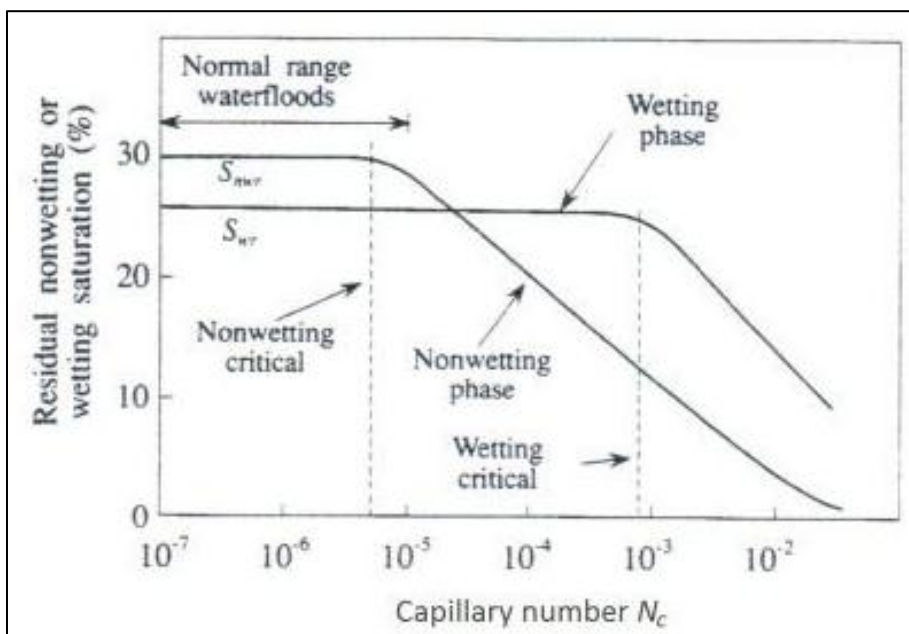
Kapillære krefter som virker i porennettverket til et porøst medium leder til fanging av en av fasene av den andre fasen i en ikke-blandbar fortregning prosess. Mens kapillære krefter bestemmes av grenseflatespenningen mellom fluidene (vann og olje), fuktpreferansen og poregeometrien, bestemmes de viskøse kreftene av fluid dynamikken til den fortreggende fasen, slik at den residuelle oljen kan utvinnes om den fortreggende fasen utøver en viskøs kraft som overkommer de kapillære kreftene (Chatzis and Morrow, 1984, Johannesen and Graue, 2007).

Dette leder til definisjonen av kapillærtallet som er definert som forholdet mellom viskøse krefter til kapillære krefter (Chatzis and Morrow, 1984, Constantinides and Payatakes, 2002, Johannesen and Graue, 2007, Abeysinghe et al., 2012):

$$N_c = \frac{\mu * u}{\sigma} \quad (1.6.5)$$

der N_c er kapillærtallet, μ er viskositeten til den fortreggende fasen, u er Darcy hastigheten til den fortreggende fasen og σ er grenseflatespenningen mellom fortreggende og fortregnt fluid.

Forholdet mellom kapillærtallet og restoljemetning vises ofte i form av et CDC kurve («Capillary Desaturation Curve») (Figur 1.14) der restoljemetningen, S_{or} , plottes versus kapillærtallet, N_c (Abeysinghe et al., 2012, Andrew et al., 2001, Johannesen and Graue, 2007, Zolotukhin and Ursin, 2000). CDC kurve for en bergart med uniform porestørrelsesfordeling, som kalk, viser en konstant restoljemetning inntil en kritisk verdi for kapillærtallet kalt kritisk kapillærtall, N_{cc} . Kritisk kapillærtall, N_{cc} , varierer fra kjerne til kjerne avhengig av bergart struktur, fuktpreferanse, permeabilitet og fluidene. For et porøst medium med et bredt intervall for porestørrelsesfordeling, blir kritisk kapillærtall ikke så merkbart (Johannesen and Graue, 2007).



Figur 1.14: Eksempel på et CDC kurve, modifisert fra (Skjæveland and Kleppe, 1992).

1.7 Mobilitet og mobilitetsforholdet

Mobiliteten, λ_i , til et fluid, i , er definert som forholdet mellom fluidets effektiv permeabilitet, K_i , til dets viskositet, μ_i (Ahmed, 2010, Kumar et al., 2008):

$$\lambda_i = \frac{K_i}{\mu_i} = \frac{K^*k_{ri}}{\mu_i} \quad (1.7.1)$$

der $i = o, g, w$ dvs. kan være olje, gass eller vann.

Mobilitetsforholdet, M , er dermed definert som forholdet mellom mobiliteten til fortregende fluid til mobiliteten til fortrenget fluid (Habermann, 1960, Kumar et al., 2008, Ahmed, 2010):

$$M = \frac{\lambda_2}{\lambda_1} = \frac{k_{r2}^* \mu_1}{k_{r1}^* \mu_2} \quad (1.7.2)$$

der subskriften 2 refererer til fortregende fluid, mens subskriften 1 refererer til fortrenget fluid.

Ved å bruke endepunkt relativ permeabilitet til fluidene, k_{ri}° , dvs. relativ permeabilitet til fluidene ved ikke-reduserbar/residuell metning, får vi endepunkt mobilitetsforholdet, M° , som er mobilitetsforholdet ved ikke-reduserbar/residuell metning til fluidene (Kumar et al., 2008):

$$M^\circ = \frac{k_{r2}^\circ \mu_1}{k_{r1}^\circ \mu_2} \quad (1.7.3)$$

Flømming med $M^\circ \leq 1$ karakteriseres som stabil, og leder til en effektiv fortregning, mens for en flømming med $M^\circ > 1$ kan fortregningen være ustabil der viskøs fingering kan oppstå (Kumar et al., 2008).

2 Utvinningsmetoder

For å få til størst mulig utvinning fra et felt, anvendes det, som oftest, flere utvinningsmetoder. Disse metodene deles i konvensjonelle utvinningsmetoder, som omfatter primære og sekundære utvinningsmetoder, og ikke-konvensjonelle utvinningsmetoder, som omfatter tertiære utvinningsmetoder, også kalt EOR («Enhanced Oil Recovery») metoder (Skarestad and Skauge, 2011).

2.1 Primære utvinningsmetoder

Primære utvinningsmetoder viser til produksjon av hydrokarboner fra et reservoar ved bruk av naturlige drivmekanismer, dvs. uten bruk av noen prosesser, som injeksjon av fluider, for å støtte de naturlige kreftene i reservoaret (Ahmed, 2010).

I et reservoar der trykket er over boblepunkt trykket, består drivmekanismene hovedsakelig av ekspansjon av fluidene i reservoaret, ekspansjon av reservoarbergarten og/eller kompaksjon av formasjonen (Ahmed, 2010). Når trykket er under boblepunkt trykket, kan drivmekanismene være, i tillegg til de sist nevnte mekanismene, vann drivmekanisme, gasskappe drivmekanisme og/eller oppløst gass drivmekanisme (Skarestad and Skauge, 2011, Selley, 1998, Ahmed, 2010).

Hoved ulempen ved primære utvinningsmetoder er raskt trykkfall i reservoaret noe som leder til lave produksjonsrater, i tillegg til lav total (ultimat) utvinningsgrad (Zolotukhin and Ursin, 2000). Derfor er det, som oftest, nødvendig med andre tiltak for å øke utvinningen. Disse tiltakene kan være sekundære eller tertiære utvinningsmetoder.

2.2 Sekundære utvinningsmetoder

I følge «American Petroleum Institute (API)» er sekundære utvinningsmetoder definert som «utvinning ved enhver metode av den oljen som går inn i en brønn som et resultat av styrking av den naturlige reservoar energien» (Loomis and Shea, 1951).

Sekundære utvinningsmetoder omfatter derfor trykkvedlikehold og/eller trykkjenoppsettelse ved vannflømming eller gassinjeksjon (Loomis and Shea, 1951), der disse utvinningstiltakene vanligvis igangsettes etter primære utvinningsmetoder, men kan også igangsettes samtidig med primære utvinningsmetoder (Ahmed, 2010).

Vannflømming er den mest utbredte utvinningsmetoden, og regnes som en pålitelig og økonomisk utvinningsmetode der vann injiseres i et reservoar for å fortrenge oljen mot en produksjonsbrønn, i tillegg til å gi trykkstøtte til reservoaret (Thomas et al., 1987).

Effekten av vannflømming på utvinningsgrad er avhengig av flere faktorer som porøsitet, permeabilitet, relativ permeabilitet, fluid egenskaper, fordeling av fluidmetning, reservoar geometri, litologi, reservoar dybde, kontinuitet av egenskapene til reservoarbergarten, optimal

tid for vannflømming, m.fl. (Thomas et al., 1987), men i oppsprukne reservoarer er utvinningsgraden ved vannflømming sterkt avhengig av fuktpreferansen til reservoarbergarten, (Aspenes et al., 2002, Fernø et al., 2010a, Fernø et al., 2008, Graue et al., 2002, Haugen et al., 2010a, Haugen et al., 2008) slik at vannflømming av oljevåte eller moderat vannvåte oppsprukne reservoarer gir lav utvinningsgrad på grunn av dårlig sveip og lite imbibisjon av vann fra sprekkene til matriks (Fernø et al., 2010a, Fernø et al., 2008, Haugen et al., 2010a, Haugen et al., 2008).

Gassinjeksjon for trykkvedlikehold og/eller trykkgjenopprettelse har flere fordeler ovenfor vannflømming siden gass reagerer i mindre grad med reservoarbergarten, er lettere å injisere sammenlignet med vann, og reproduksjon av injisert gass etter gjennombrudd ikke er forbundet med høye kostnader (Belgrave and Win, 1993), men på grunn av ugunstig gass-til-olje mobilitetsforhold som leder til dårlig volumetrisk sveip, utføres gassinjeksjon som oftest i reservoarer hvor vannflømming ikke gir en høy utvinningsgrad (Singhal et al., 2008).

Siden gass har både lavere viskositet og lavere massetetthet sammenlignet med olje, vil den vertikale sveipen til gass i horisontale reservoarer være dårlig på grunn av viskøs fingering og gravitasjonssegregering (Belgrave and Win, 1993, Kulkarni and Rao, 2005).

Injeksjon av gass er mest gunstig i høy permeable reservoarer med stor helningsvinkel, noe som leder til gravitasjonsstabil fortrengning, særlig ved tilstedeværelse av en gasskappe (Skarestad and Skauge, 2011, Singhal et al., 2008, Kulkarni and Rao, 2005, Belgrave and Win, 1993, Awan et al., 2006).

Det er blitt injisert flere type gasser, som N_2 , CH_4 , CO_2 , luft, m.fl., som sekundær utvinningsmetode (Singhal et al., 2008, Skarestad and Skauge, 2011), men på norsk kontinental sokkel er det kun blitt injisert naturgass fra produksjonen siden andre gasser ikke kan anskaffes på en økonomisk måte (Skarestad and Skauge, 2011).

2.3 Tertiære utvinningsmetoder og EOR

Tertiære utvinningsmetoder sikter på utvinning av den oljen som kan utvinnes etter anvendelse av primære og sekundære utvinningsmetoder, og siden de fleste EOR («Enhanced Oil Recovery») metodene er tertiære utvinningsmetoder, brukes disse to begrepene, som oftest, om hverandre, til tross for at de ikke har samme betydning (Henry, 1997).

EOR metoder viser til produksjon av olje ved injeksjon av fluider som vanligvis ikke finnes i et reservoar (Lake, 2010). Disse metodene kan produsere en del av oljen som blir værende i reservoaret etter primære og sekundære utvinningsmetoder (Katz, 1980).

Utvinning av olje ved anvendelse av primære og sekundære utvinningsmetoder gir lav utvinningsgrad, slik at utvinningsgraden blir lavere enn 50 % av OOIP (Ali and Thomas, 1989), mens i karbonatreservoarer er utvinningsgraden lavere enn 30 % av OOIP siden

karbonatreservoarer er som oftest oppsprukne med en nøytral til oljevættende fuktpreferanse noe som leder til dårlig fortrengning ved vannflømming. Derfor er potensialet for EOR metoder i oppsprukne reservoarer høyt (Austad, 2008).

Hensikten med EOR metoder er å øke makroskopisk og/eller mikroskopisk fortrengningseffektivitet. Dette kan gjøres ved å minke mobilitetsforholdet mellom fortrengende og fortrenget fluid, eller ved å redusere oljemengden som er fanget av kapillære krefter (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Mobilitetsforholdet er et mål på fortrengningseffektiviteten, dvs. makroskopisk fortrengningseffektivitet av oljen i reservoaret, mens residuell oljemetning er en funksjon av kapillærtallet der en økning i kapillærtallet leder til lavere residuell oljemetning (Ali and Thomas, 1989).

De forskjellige EOR metodene kan deles i tre hovedkategorier: termale metoder, blandbar og ikke blandbar gassflømming og injeksjon av kjemikalier, der hver hovedkategori omfatter flere forskjellige metoder (Stosur and Luhning, 1994). De mest vanlige metodene er polymerflømming, surfaktantflømming, gassflømming, skuminjeksjon, WAG («Water Alternating Gas») og MEOR («Microbial Enhanced Oil Recovery») (Zolotukhin and Ursin, 2000), mens EOR metoder som har blitt anvendt i Nordsjøen er injeksjon av hydrokarbongass i en blandbar prosess, WAG, SWAG («Surfactant Water Alternating Gas»), FAWAG («Foam assisted Water Alternating Gas») og MEOR. Alle disse tiltakene, bortsett fra WAG i Ekofisk feltet og FAWAG i Snorre, har vært vellykkede prosjekter, der WAG kan sees på som den mest vellykkede EOR tiltaket i Nordsjøen (Awan et al., 2006).

Økonomi og oljepris har stor påvirkning på de EOR metodene som kan anvendes, slik at investorene kan vurdere andre tiltak som kan gjøre produksjonen økonomisk gunstig (Surguchev et al., 2005). Disse tiltakene kalles IOR («Improved Oil Recovery») tiltak som omfatter alle økonomiske tiltak som sikter på å øke utvinningsgraden og/eller akselerere reservene (Skarestad and Skauge, 2011). Derfor omfatter IOR tiltak alle EOR metodene, i tillegg til bruk av teknologi som omhandler boring, produksjon, reservoar karakterisering og lignende (Lake, 2010).

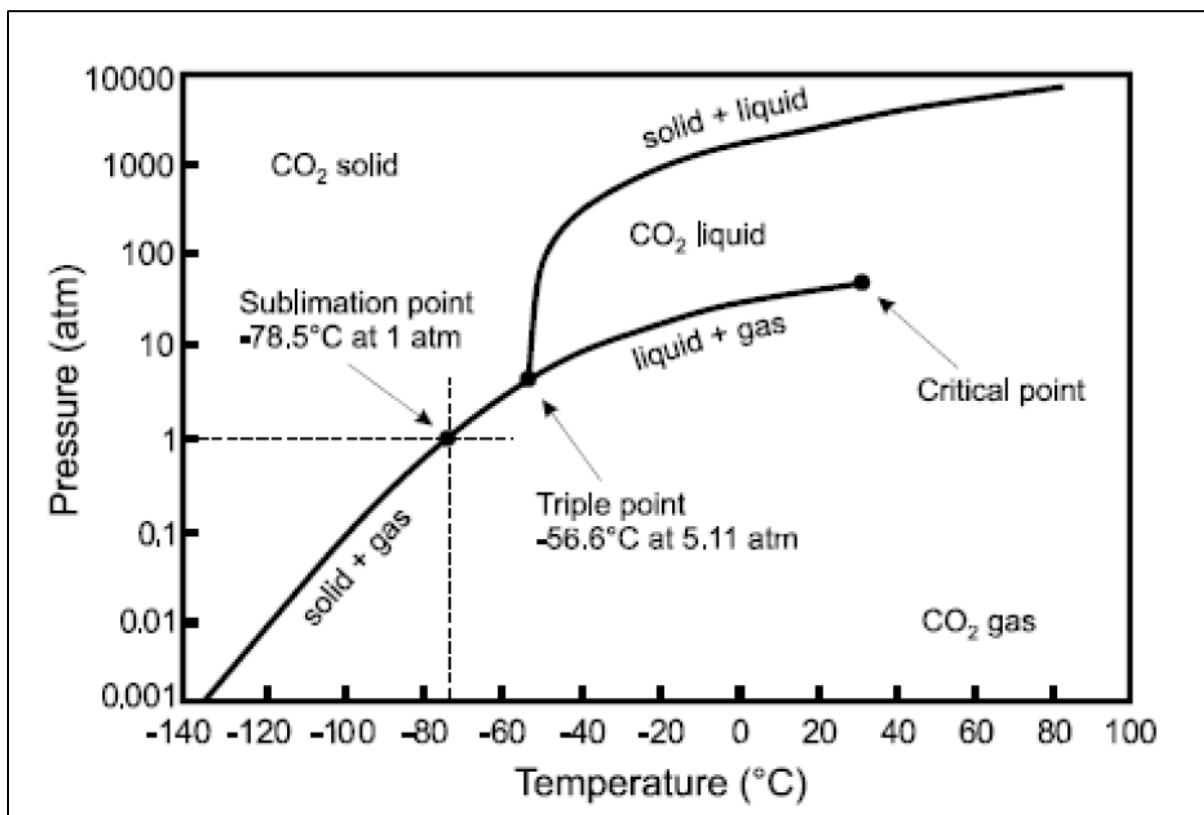
3 Karbondioksid, CO₂

Karbondioksid, CO₂, er en fargeløs, ikke brennbar gass ved standard betingelse (10⁵Pa og 25 °C). Det er rapportert å ha en svak sur smak med enten ingen lukt eller en svak stikkende lukt (Committee on Emergency and Continuous Exposure Guidance Levels for Selected Submarine Contaminants, 2007).

Den gjennomsnittlige konsentrasjonen av CO₂ i atmosfæren er 390 ppm, og selv om vanndamp har den største virkning på drivhuseffekt, regnes CO₂ som hovedårsaken til global oppvarming fordi CO₂ konsentrasjonen har økt som følge av menneskelige aktiviteter (Hites and Raff, 2012). Dette har ledet til stor fokus på CO₂-håndtering i energi- og klimapolitikken gjennom CO₂ fangst- og lagringstiltak, også kalt CCS («CO₂ Capture and Storage»), noe som kan gi tilstrekkelig med CO₂ som kan brukes i EOR tiltak (Olje- og energidepartementet, 2010-2011).

3.1 Fysiske egenskaper til CO₂

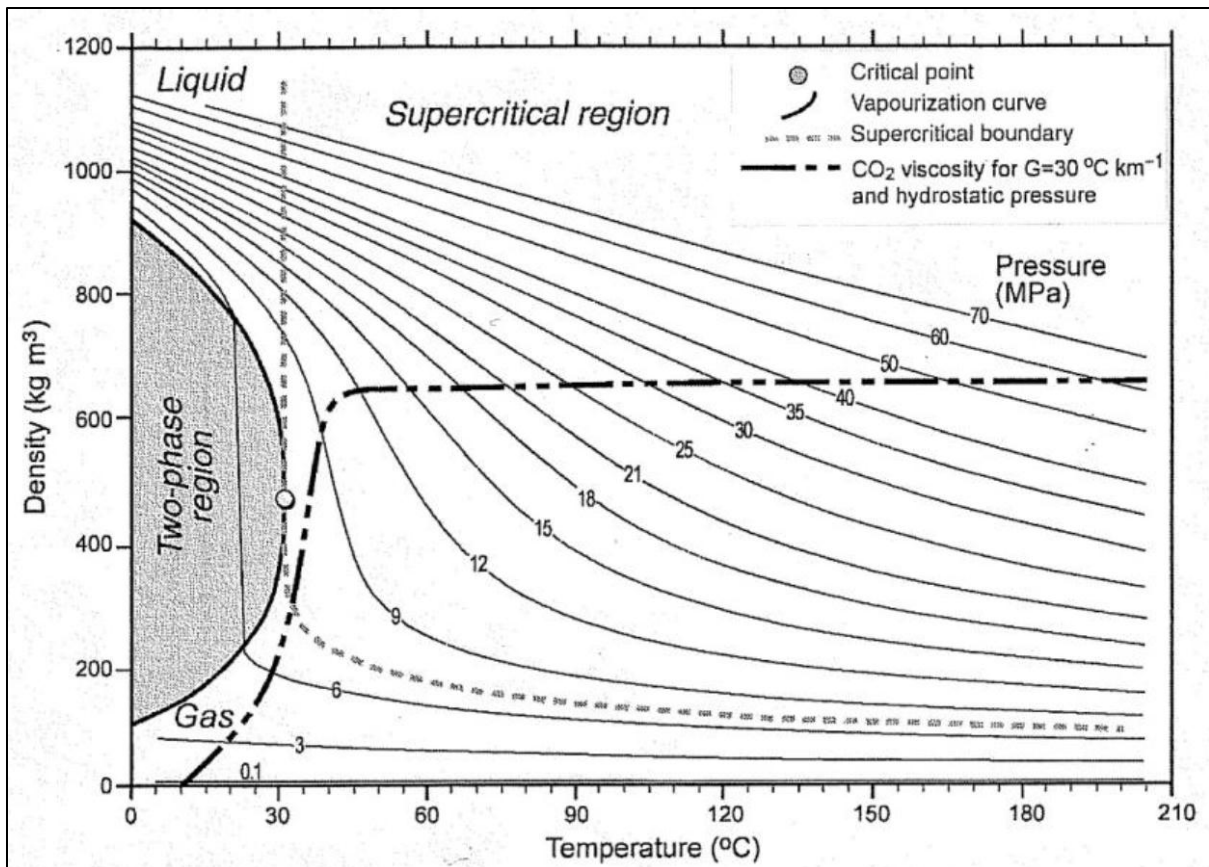
Figur 3.1 viser trykk-temperatur fasediagram til CO₂. Fra figuren ser vi at CO₂ er i gassfase ved standard betingelse. Fra figuren ser vi også at CO₂ har sublimasjonspunkt ved $-78,5\text{ °C}$ og 1 atm ($\sim 1\text{ bar}$), trippelpunkt ved $-56,6\text{ °C}$ og $5,11\text{ atm}$ ($\sim 5,07\text{ bar}$), og kritiskpunkt ved $31,1\text{ °C}$ og $72,9\text{ atm}$ ($\sim 73,9\text{ bar}$).



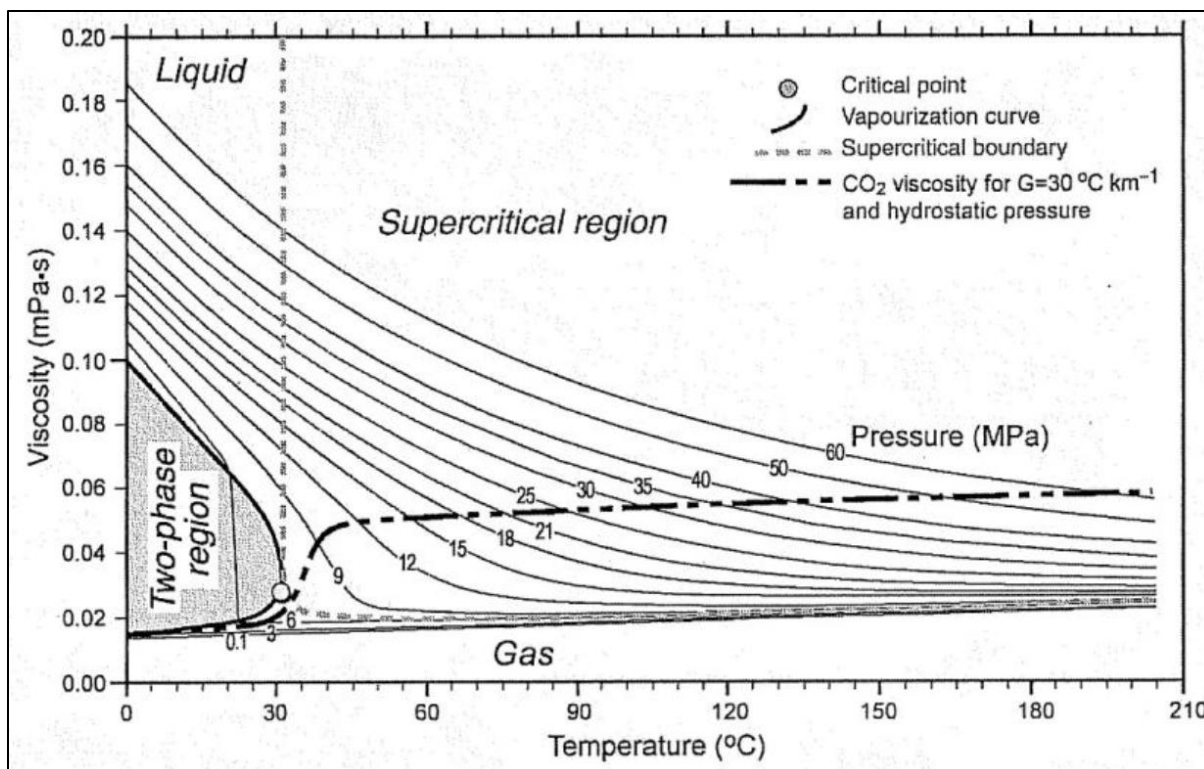
Figur 3.1: CO₂ fasediagram (Enick and Olsen, 2011).

Figur 3.2 og Figur 3.3 viser, henholdsvis, variasjon av massetetthet og viskositet til CO₂ ved forskjellige trykk og temperatur forhold.

I eksperimentene våre injiserer vi CO₂ ved romtemperatur (ca. 23 °C) og et trykk på ca. 90 bar. CO₂ er i væske fase ved disse betingelsene (se Figur 3.1), og har en massetetthet på ca. 0,80 g/cm³ (Figur 3.2) og en viskositet på ca. 0,075 cP (Figur 3.3).



Figur 3.2: Massettheten til CO₂ ved forskjellige trykk og temperatur forhold (Enick and Olsen, 2011).



Figur 3.3: Viskositeten til CO₂ ved forskjellige trykk og temperatur forhold (Enick and Olsen, 2011).

3.2 Minimum blandbarhetsstrykk (MMP)

Som nevnt tidligere (se avsnitt 1.4), viser blandbarhet til en fysisk situasjon der grenseflatespenningen mellom to eller flere fluider som kommer i kontakt med hverandre opphører (Holm, 1986, Rao and Lee, 2000). Når disse fluidene danner en enkel fase ved første kontakt og ved alle blandingsforhold, kalles blandbarheten førstekontakts blandbarhet, FCM, mens multikontaktsblandbarhet, MCM, viser til en situasjon der fluidene blir blandbare etter at de har vært i kontakt med hverandre en stund, dvs. etter en rekke masseoverføringer mellom fluidene (Ghomian et al., 2008, Amao et al., 2012).

Multikontaktsblandbarhet kan skje ved to mekanismer, enten ved fordampende gassdriv («vaporizing gas drive») eller kondenserende gassdriv («condensing gas drive»). I fordampende gassdriv oppnås blandbarhet mellom injisert fluid og reservoaroljen ved at lette eller intermediate hydrokarbon komponenter fordampes inn i den injiserte gassen og anriker den. Etter en rekke masseoverføringer, forandres gassens sammensetning til at den oppnår en kritisk sammensetning, og blir blandbar med oljen. I kondenserende gassdriv oppnås blandbarhet ved at intermediate komponenter fra en anriket injisert gass kondenserer i reservoaroljen. Etter en rekke masseoverføringer mellom den injiserte gassen og reservoaroljen, endres sammensetningen til reservoaroljen, slik at det utvikles blandbarhet mellom injisert fluid og reservoaroljen (Amao et al., 2012).

Blandbarhet er en funksjon av fluidenes sammensetning og reservoarets trykk og temperatur (Holm, 1986, Amao et al., 2012, Meyer, 2012), men siden temperaturen i et reservoar antas å være konstant, er det i realiteten kun trykket i reservoaret og sammensetningen til den injiserte gassen som kan endres. Dette leder til begrepene minimum blandbarhetstrykk (MMP) og minimum blandbarhetsanrikning (MME) (Amao et al., 2012).

Minimum blandbarhetstrykk (MMP) er det minste trykket som trengs for at injisert gass skal utvikle multikontaktsblandbarhet med reservoaroljen (Amao et al., 2012, Skarestad and Skauge, 2011, Zolotukhin and Ursin, 2000), mens minimum blandbarhetsanrikning (MME) viser til laveste anrikning av injisert gass med ett eller flere bestemte komponenter ved et gitt trykk for at det skal utvikles multikontaktsblandbarhet (Amao et al., 2012).

Fluiden som danner førstekontakts blandbarhet med reservoaroljen er som oftest kostbare å injisere kontinuerlig (Holm, 1986), og siden CO₂ har en rekke positive egenskaper (se avsnitt 3.4), injiserer vi CO₂ i eksperimentene våre, noe som gjør at trykket blir den eneste variabelen som kan justeres til å oppnå blandbarhet.

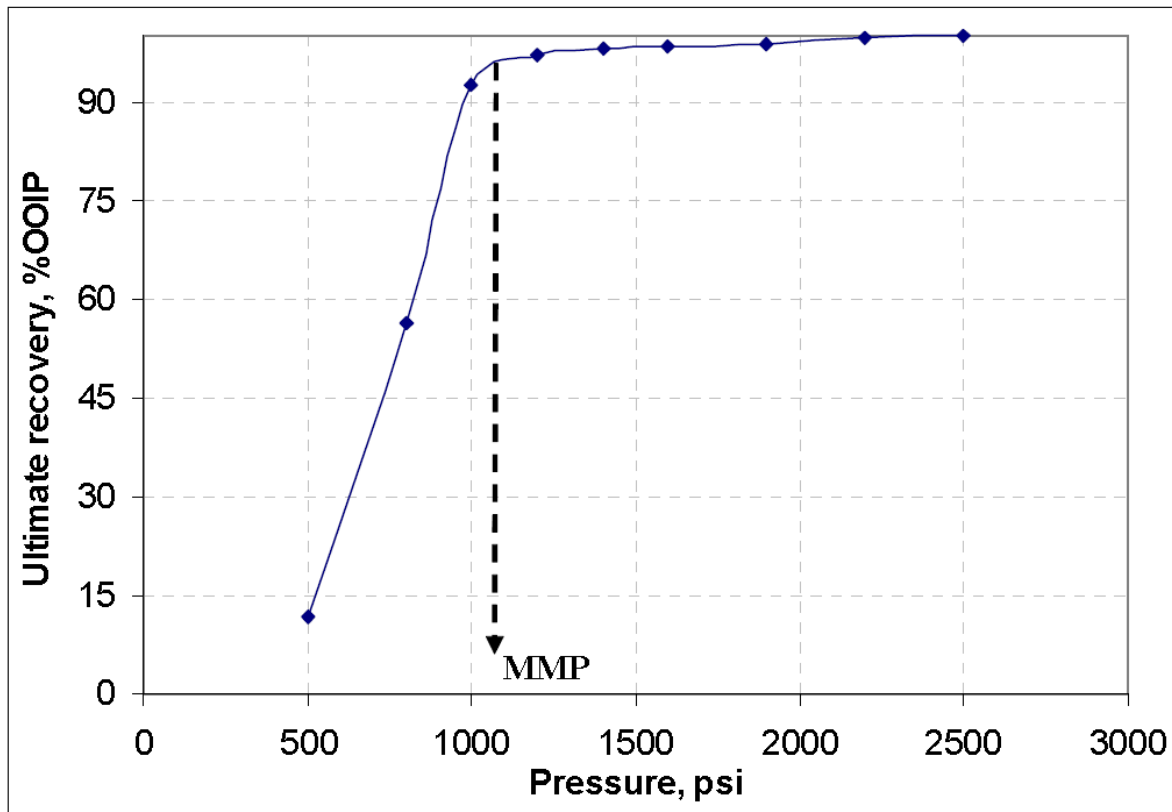
CO₂-flømming kan være blandbar eller ikke-blandbar avhengig av trykket (Lambert et al., 1996, Nasir and Amiruddin, 2008). Fortrengningstrykket må være over MMP for at det skal utvikles blandbarhet. Når trykket er over MMP, utvikler CO₂ multikontaktsblandbarhet med oljen, dvs. CO₂ kondenserer inn i oljen, og lette hydrokarbonkomponenter fordampes inn i CO₂ fasen. Etter en rekke masseoverføringer mellom CO₂ og reservoaroljen, opphører grenseflatespenningen mellom CO₂ og oljen, slik at det dannes kun en fase (Ghomian et al., 2008).

Teoretisk kan blandbar fortrenning gi en utvinningsgrad på 100 % av OOIP siden kapillarfanget olje mobiliseres grunnet ingen grenseflatespenning, og følgelig ingen kapillartrykk (Holm, 1986, Ghomian et al., 2008).

Når trykket er under MMP, blir fortrenningsprosessen ikke-blandbar (Nasir and Amiruddin, 2008, Lakatos, 2009), og utvinningen blir da ikke like effektiv som ved blandbar tilfelle (Bank et al., 2007, Lambert et al., 1996, Lakatos, 2009).

Det finnes flere metoder for å måle og/eller beregne MMP, der slimtube fortrenningsmetoden er den mest utbredte metoden. Denne metoden bruker lange, smale tuber pakket med en bestemt sand type som er mettes med reservoaroljen ved reservoar temperatur. Det utføres deretter flere fortrenningseksperimenter ved forskjellige trykk. Et plott av ultimat utvinning versus trykk kan brukes til å finne MMP, siden utvinningen øker med økt trykk, men flater ut ved MMP (Figur 3.4) (Amao et al., 2012, Ghomian et al., 2008, Holm, 1986, Skarestad and Skauge, 2011, Meyer, 2012, Ayirala and Rao, 2006). En annen metode for måling av MMP er «Rising Bubble» metoden som er basert på visuell observasjon av oljedråper som stiger gjennom en glasstube mettet med olje ved forskjellige trykk (Elsharkawy et al., 1992, Ayirala and Rao, 2006), mens i «Vanishing Interfacial Tension» metoden blir grenseflatespenningen mellom to fluiden målt ved forskjellige trykk. Et plott av grenseflatespenning versus trykk kan brukes til å bestemme MMP ved ekstrapolering av

plottet til null grenseflatespenning, som er definisjonen av blandbarhet (Ayirala and Rao, 2006).



Figur 3.4: Et plott av ultimat utvinning versus trykk for beregning av MMP ved bruk av slimtube fortreningsmetoden (Ghomian et al., 2008).

3.3 CO₂-flømming

CO₂ har blitt brukt, kommersielt, som en EOR metode for utvinning av olje i over 40 år, der den første kommersielle anvendelsen av CO₂-flømming som en EOR metode ble utført i 1972 i Texas (Lambert et al., 1996).

I det siste har bruk av CO₂ blitt så attraktiv, både teknisk og økonomisk, at det hovedsakelig er CO₂ tilførsel, og ikke CO₂ pris, som har blitt den begrensende faktoren i anvendelse av CO₂-flømming prosjekter (Enick and Olsen, 2011), slik at i 2010 var det totalt 153 prosjekter med blandbar CO₂-flømming aktive på verdensbasis, der 139 av disse var i USA (Aladasani et al., 2012). Likevel har denne metoden ikke blitt anvendt i Nordsjøen (Monzurul Alam et al., 2011, Awan et al., 2006) siden anvendelse av EOR metoder i Nordsjøen (off-shore) er mer komplisert sammenlignet med landbaserte felt (on-shore), slik at anvendelse av en EOR metode må vurderes i forhold til hvor moden metoden er, begrensningene i bruk av teknologien, og effektiviteten av metoden (Awan et al., 2006).

CO₂-flømming bør helst skje i reservoarer med moderat lett til lett olje, og reservoarer som er dype nok til å ha et trykk over MMP (Ali and Thomas, 1989), men det som gjør CO₂ unik er

lav MMP, noe som gjør at CO₂ kan anvendes i reservoarer med lav API-gravitasjon, mindre reservoar dybde og lavere sprekk trykkgradient sammenlignet med reservoarer hvor blandbar nitrogen eller hydrokarbon flømming kan anvendes (Aladasani et al., 2012).

Flere års laboratorium forsøk, felttest og kommersiell CO₂-flømming på feltskala har ledet til tilstrekkelig datamengde som kan brukes til å bestemme kriteriene for en vellykket CO₂-flømming, blant disse kan det nevnes at viskositeten til reservoaroljen helst skal være under 10 cP, API-gravitasjonen skal være større enn 22 °API, konsentrasjonen av intermediate komponenter (C₅-C₁₂) i reservoaroljen skal være høy, oljemetningen skal være på over 40 %, reservoarybden skal være tilstrekkelig for å gi et trykk over MMP, og permeabiliteten skal gjøre det mulig å injisere med tilstrekkelig rate (Meyer, 2012). Generelt kan det sies at reservoarer der vannflømming har gitt gode resultater, kan forventes å gi gode resultater ved CO₂-flømming også (Lambert et al., 1996).

3.4 Fordeler og ulemper ved bruk av CO₂

Produksjonshistorien viser at CO₂-flømming øker utvinningsgraden sammenlignet med andre tradisjonelle utvinningsmetoder som følge av en rekke positive egenskaper som karakteriserer CO₂-flømming (Lambert et al., 1996). Dette omfatter blant annet svelling av oljefasen, reduksjon av oljens viskositet, redusert grenseflatespenning ved ikke-blandbar fortrenkning og opphør av grenseflatespenning ved blandbar fortrenkning, CO₂ løselighet i vannfasen, at CO₂ fordamper og ekstraherer lette og intermediate komponenter fra oljen, m.m. (Holm and Josendal, 1974, Lambert et al., 1996, Nasir and Amiruddin, 2008, Skarestad and Skauge, 2011, Zolotukhin and Ursin, 2000). Her må det også nevnes at CO₂-flømming, når det er mulig å utføre, er et bedre valg sammenlignet med andre blandbare gass fortrenkninger på grunn av høyere viskositet og tetthet til CO₂ ved høyt trykk sammenlignet med andre gasser som f.eks. metan, samt at blandbar fortrenkning ved injeksjon av CO₂ ekstrahere et bredere utvalg av hydrokarbonkomponenter, som omfatter komponenter fra etan til C₃₀ komponenter (Ali and Thomas, 1989).

Som nevnt under avsnitt 3.2, kan CO₂-flømming være blandbar eller ikke-blandbar avhengig av trykket (Lambert et al., 1996, Nasir and Amiruddin, 2008). En av fordelene ved CO₂-flømming er at fortrenkningen blir blandbar ved lavere trykk sammenlignet med andre tørrgasser (Holm, 1986).

Fordeler med blandbar CO₂-flømming som en utvinningsmetode er at den mikroskopiske fortrenkningseffektiviteten er høy. Likevel, kan den høye mobiliteten til CO₂, heterogeniteter i reservoaret og gravitasjons segregering lede til dårlig makroskopisk fortrenkningseffektivitet i oljereservoarer (Fjelde and Asen, 2010).

Sammenlignet med olje, har CO₂ lavere viskositet, og følgelig høyere mobilitet, ved reservoar betingelse, noe som gjør at injisert CO₂ invaderer, for det meste, kun høy permeable områder av reservoaret, samt at lavere massetetthet til CO₂ sammenlignet med olje leder til gravitasjonssegregering der nedre deler av reservoaret ikke blir kontaktet, noe som leder til

dårlig makroskopisk fortrenningseffektivitet (LaForce and Orr Jr., 2008, Enick and Olsen, 2011).

På den andre siden kan vi si at CO₂-flømming er forbundet med lavere risiko sammenlignet med utforskningsprosjekter, siden oljereservene er kjente, og vannflømming prosjekter har resultert i tilstrekkelig datamengde som kan brukes i å forutsi CO₂-flømmingsegenskaper (Lambert et al., 1996).

CO₂-flømming prosjekter viser at mesteparten av installasjoner og utstyr som brukes i vannflømming, kan også brukes i CO₂-flømming (Lambert et al., 1996). Den største ulempen ved CO₂-flømming er at CO₂ har korroderende effekt på utstyr. CO₂ er løselig i vann med dannelse av karbonsyre, og syreløsninger kan lede til korrosjon problemer (Ali and Thomas, 1989, Lambert et al., 1996).

Dannelse av karbonsyre som følge av reaksjon mellom injisert CO₂ med vann, kan lede til oppløsning av kalk og/eller utfelling av kalkpartikler. Dette kan påvirke reservoarbergarten med hensyn til porøsitet, permeabilitet, poregeometri, fuktpreferanse eller kompaksjon. Likevel er effekten av injisert CO₂ på petrofysiske og mekaniske egenskaper til kalk avhengig av karbonat innholdet til bergarten, slik at det ikke har blitt observert noe merkbar endring i kalkprøver fra Ekofisk formasjonen (Monzurul Alam et al., 2011).

I oppsprukne reservoarer leder CO₂-flømming til lav utvinningsgrad på grunn av tidlig CO₂ gjennombrudd. Derfor vil CO₂-flømming, i tillegg til de ovennevnte faktorene, avhenge av flere faktorer som sprekk-matriks geometri, sprekk størrelse og matriks-sprekk strømningsinteraksjoner (Asghari and Torabi, 2008).

Ikke-regulariteter i CO₂ fronten assosiert med multikontakts blandbar fortrenning skjer som oftest i områder hvor det er permeabilitetskontraster, og i retning av disse kontrastene, men utvikling av disse ikke-regularitetene er styrt av mobilitetsforholdet. Viskøs fingering oppstår på grunn av ustabiliteter ved fronten, mens CO₂ kanaler oppstår som følge av høy permeabilitetskontraster i retning av flømmingsretningen ved fronten (Enick and Olsen, 2011).

Likevel, er CO₂-flømming, når tilstrekkelig CO₂ mengde er tilgjengelig, det beste valget for karbonat reservoarer med mindre andre mer effektive metoder oppdages (Alvarado and Manrique, 2010).

3.5 Dispersjon

Når to eller flere fluider kommer i kontakt med hverandre, noe som er tilfellet ved flømming av et reservoar med et fluid, vil dispersjon, som omfatter konveksjon og diffusjon, lede til blanding av fluidene slik at grenseflaten blir mer diffus, og konsentrasjonsgradienten blir lavere (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Mens konveksjon viser til mekanisk blanding av fluider som følge av fluid strømming i et porøst medium (Ramirez et al., 1980), er diffusjon definert som fluid strømming fra et område med høy konsentrasjon til et annet område med lavere konsentrasjon (Taheri et al., 2010). Drivkraften bak diffusjon kan være konsentrasjonsgradient, temperatur- eller trykkforskjell noe som refereres til som molekylær, termal og trykk diffusjon (Haugen et al., 2006).

Molekylær diffusjon leder til blanding av fluider som følge av konsentrasjonsgradienten (Ghorayeb and Firoozabadi, 2011), og er av stor betydning ved blandbar fortrenkning (Skjæveland and Kleppe, 1992).

En-dimensjonal, «unsteady-state» diffusjon kan uttrykkes ved Ficks andre lov (Islas-Juarez et al., 2004):

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_0 \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (3.5.1)$$

der C er konsentrasjonen, t er kontakttiden, D_0 er diffusjonskoeffisienten utenfor et porøst medium, og x er diffusjonslengden.

I et porøst medium er den aktuelle distansen som tilbakelegges av en partikkel lengre på grunn av tortuositet, slik at den effektive diffusjonskoeffisienten, D_{eff} , er mindre enn diffusjonskoeffisienten utenfor et porøst medium (Luo and Kantzas, 2008).

Forholdet mellom diffusjonskoeffisienten i et porøst medium og utenfor dette, kan uttrykkes ved (Taheri et al., 2010, Perkins and Johnston, 1963):

$$\frac{D_{eff}}{D_0} = \frac{1}{F*\phi} \quad (3.5.2)$$

der D_{eff} er diffusjonskoeffisienten i et porøst medium, og F er resistivitetsfaktoren.

Ved gassflømming av et reservoar, vil konveksjon virke i sprekknettverket, mens diffusjon har en viktigere rolle i matriksen når strømningsraten er lav, slik at massetransport mellom matriks og sprekkene styres av molekylær diffusjon over lengre tid (Islas-Juarez et al., 2004).

Faktorer som øker kontaktarealet mellom injisert gass og oljen i reservoaret, øker effekten av diffusjon (Garmeh et al., 2007). Vi kan derfor si at molekylær diffusjon er en av de viktigste utvinningsmekanismene ved gassflømming av oppsprukne reservoarer, slik at molekylær diffusjon kan være opphav til så mye som 25 % av oljeutvinningen i et oljereservoar, og ca. 50 % av utvinningen i et gasskondensat reservoar (Haugen et al., 2006).

3.6 Minimum blandbarhetstrykk for CO₂ og n-dekan

I denne masteroppgaven bruker vi n-dekan som oljefase siden n-dekan består av kun en komponent slik at sammensetningen ikke avhenger av trykk og temperaturforhold. Derfor vil bruk av n-dekan gjøre eksperimentene mer repeterbare. På den andre siden påvirker n-dekan

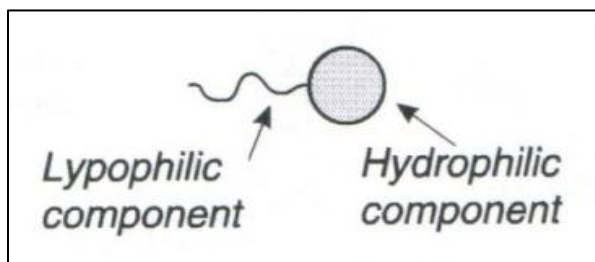
ikke fuktpreferansen, slik at vi kan neglisjere effekten av denne parameteren på oppnådde resultater (Fernø et al., 2010a, Graue et al., 2002, Haugen et al., 2010b).

Siden blandbar fortregning gir høyere utvinning sammenlignet med ikke-blandbar fortregning, er det av stor interesse å utføre eksperimentene ved et trykk som gir blandbarhet mellom CO₂ og n-dekan.

Eksperimenter utført av Elsharkawy *et al.* (Elsharkawy et al., 1992) viser at MMP for et system av CO₂ og n-dekan ved ca. 38 °C er på ca. 86 bar ved bruk av slimetube metoden, og på ca. 88 bar ved bruk av «Rising Bubble» metoden. Tilsvarende har Johnson og Pollin (Johnson and Pollin, 1981) kommet fram til en MMP på ca. 86 bar ved ca. 38 °C, og 101 bar ved 49 °C ved bruk av slimtube metoden. Nagarajan og Robinson Jr. (Nagarajan and Robinson Jr, 1986) har kommet frem til en MMP på ca. 127 bar ved ca. 71 °C, og 165 bar ved ca. 104 °C ved bruk av «Vanishing Interfacial Tension» metoden, mens Ayirala og Rao (Ayirala and Rao, 2006) har kommet frem til en MMP på ca. 79 bar ved ca. 38 °C ved bruk av den samme metoden.

4 Surfaktanter

Surfaktanter er kjemiske forbindelser som er amfifile («amphiphilic»), dvs. de består av en hydrofil gruppe og en lipofil (hydrofob) kjedegruppe (Figur 4.1). Mens den lipofile kjedegruppen er ikke-polar, er den hydrofile gruppen av en surfaktant polar (Skjæveland and Kleppe, 1992, Lake, 2010, Rosen and Kunjappu, 2012), noe som leder til deling av surfaktanter, basert på egenskapen til den hydrofile gruppen, i fire hovedgrupper, anioniske, kationiske, ikke-ioniske og amfoteriske surfaktanter (Zolotukhin and Ursin, 2000, Lake, 2010, Rosen and Kunjappu, 2012).

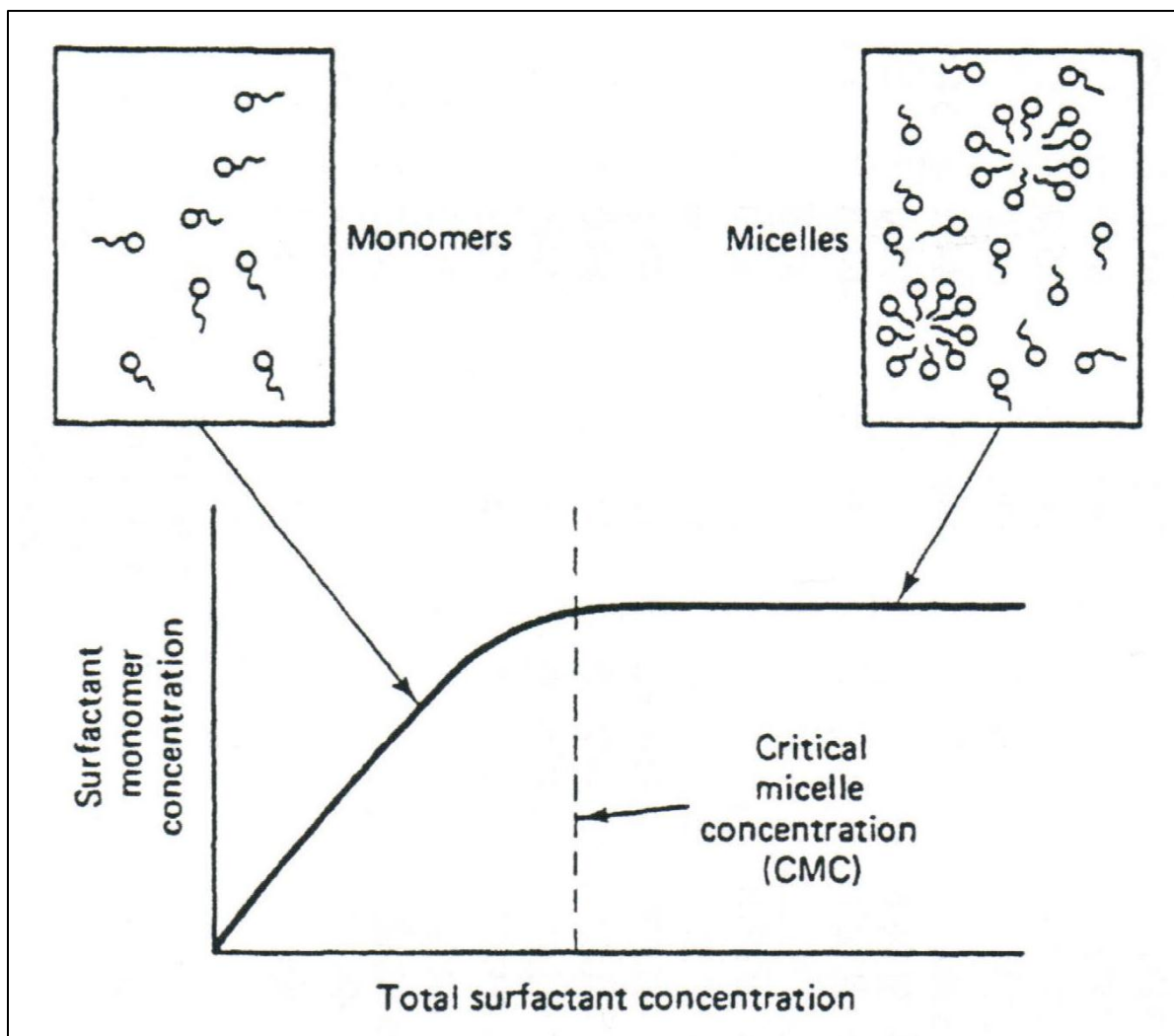


Figur 4.1: Skjematisk struktur av et surfaktant molekyl, modifisert fra (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Når en surfaktant løsning kommer i kontakt med en oljefase, vil surfaktant monomere akkumulere ved grenseflaten med den hydrofile gruppen i vannfasen og den lipofile gruppen i oljefasen, noe som leder til redusert grenseflatespenning mellom de to fasene (Zolotukhin and Ursin, 2000, Lake, 2010).

Hensikten med surfaktantflømming er derfor å øke den mikroskopiske fortrengningseffektiviteten ved å redusere grenseflatespenningen, og følgelig redusere restoljemetningen ved mobilisering av kapillært fanget olje (Zolotukhin and Ursin, 2000, Skjæveland and Kleppe, 1992).

Når konsentrasjonen av surfaktanter i en vannfase blir høyere enn en grenseverdi, begynner surfaktant monomere å danne miceller ved at den hydrofile delen av surfaktant monomere rettes utover mot vannfasen, mens den lipofile delen rettes innover. Ytterligere økning av surfaktant konsentrasjonen øker kun micellekonsentrasjonen, men ikke monomer konsentrasjonen. Denne grenseverdien for surfaktant konsentrasjonen kalles for kritisk micellekonsentrasjon, CMC (se Figur 4.2). (Zolotukhin and Ursin, 2000, Lake, 2010), som er, som oftest, så lav at surfaktanter vil være i micelle form ved nesten all praktisk konsentrasjon (Lake, 2010).



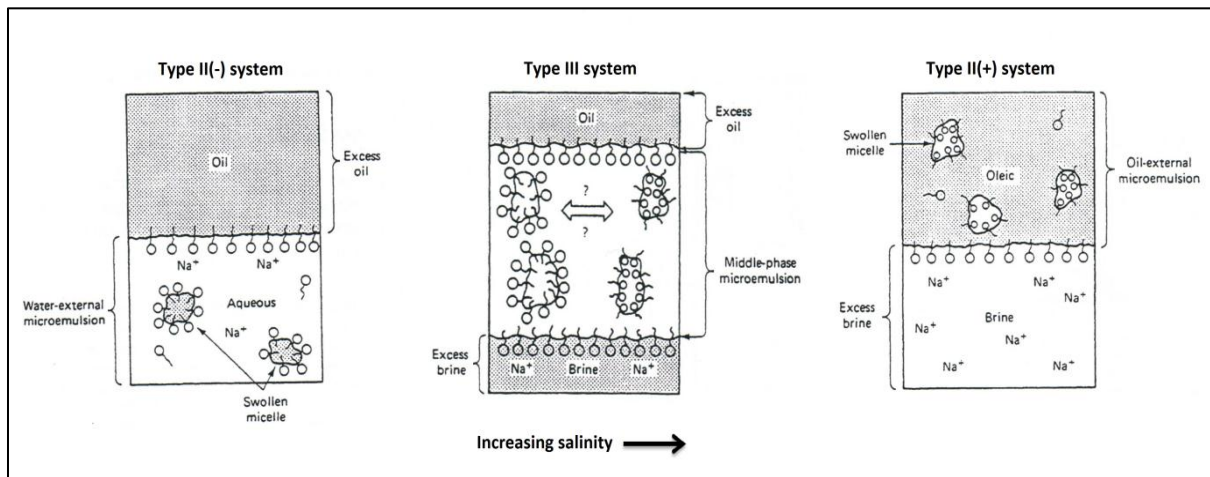
Figur 4.2: Konsentrasjonen av surfaktant monomere versus total surfaktant konsentrasjon (Lake, 2010).

Et tre-komponent system bestående av vann, olje og surfaktanter kan danne enkelfase eller flerfase mikroemulsjoner, der mikroemulsjon er definert som en gjennomsiktig og termodynamisk stabil løsning bestående av olje, vann og en eller flere amfifile komponenter (Skjæveland and Kleppe, 1992).

For å gi økt utvinning, må surfaktantflømmingen karakteriseres ved en rekke egenskaper, blant annet, en gunstig faseoppførsel og lav retensjon (Skjæveland and Kleppe, 1992).

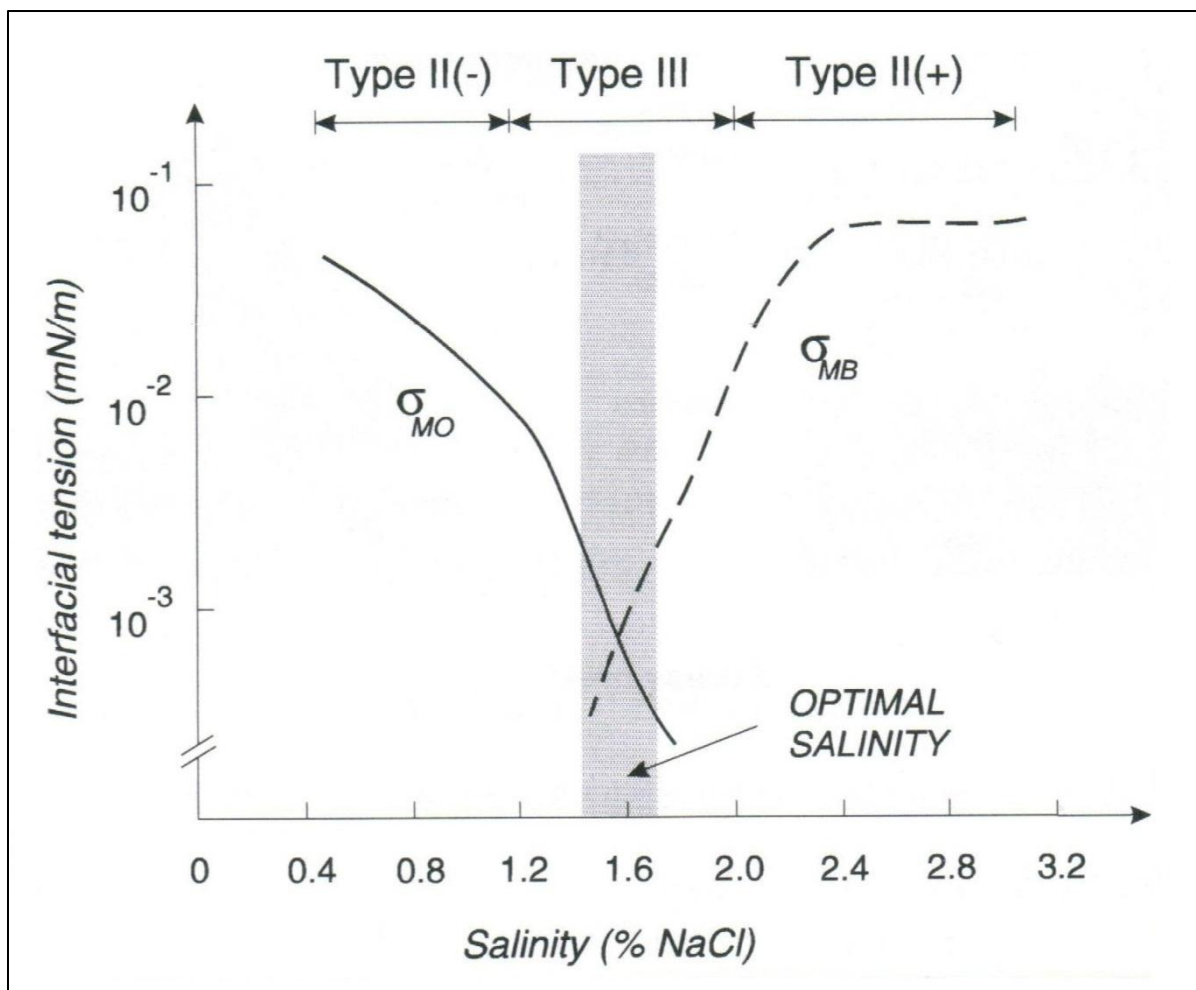
Grenseflatespenningen i et vann-olje-surfaktant system er sterkt avhengig av faseoppførselen til systemet. Faktorer som påvirker faseoppførselen er blant annet salinitet, temperatur, trykk, surfaktant type og sammensetning, surfaktant konsentrasjon, og vann-til-olje forholdet (Skjæveland and Kleppe, 1992), men for en bestemt olje og surfaktant type er saliniteten til vannfasen den faktoren som har størst effekt på faseoppførselen til systemet. Avhengig av saliniteten til vannfasen, kan det dannes tre ulike fasesystemer kalt type II(-), type II(+) og type III (Zolotukhin and Ursin, 2000, Lake, 2010).

Når vannfasen har lav salinitet, vil surfaktantene være godt løselige i vannfasen, men tungløselige i oljefasen, slik at komposisjonen ved grenseflaten mellom vannfasen og oljefasen karakteriseres ved en nesten ren oljefase, og en mikroemulsjonsfase bestående av vann, surfaktanter og noe oppløst olje i surfaktant miceller (Figur 4.3). Dette systemet kalles for type II(-). På den andre siden, vil høy salinitet i vannfasen lede til redusert løselighet av surfaktanter i vannfasen, slik at vi får en nesten ren vannfase, og en mikroemulsjonsfase bestående av olje, surfaktanter og oppløst vann i surfaktant miceller (Figur 4.3). Dette systemet kalles for type II (+) (Zolotukhin and Ursin, 2000, Lake, 2010).



Figur 4.3: Faseoppførselen til et vann-olje-surfaktant system ved økende salinitet, modifisert fra (Lake, 2010).

Ved intermediat salinitet vil det dannes en tredje surfaktantrik fase som skiller en nesten ren vannfase fra en nesten ren oljefase. Derfor har systemet to grenseflater, og følgelig to grenseflatespenninger, en grenseflate mellom oljefasen og mikroemulsjonsfaen, og en grenseflate mellom mikroemulsjonsfasen og vannfasen (Figur 4.3) (Zolotukhin and Ursin, 2000, Lake, 2010). Dette systemet som kalles for type III, leder til lavest grenseflatespenning (Figur 4.4), og er derfor den mest attraktive metoden for EOR ved surfaktantflømming. Likevel er anioniske surfaktanter de mest brukte for oljeutvinning siden de er løselige i vannfasen, reduserer grenseflatespenningen effektivt, er stabile, motstandsdyktige mot retensjon, og ikke kostbare (Zolotukhin and Ursin, 2000).



Figur 4.4: Grenseflatespenning versus salinitet (Zolotukhin and Ursin, 2000).

De største ulempene ved surfaktantflømming er retensjon av surfaktanter, og lang tidsintervall mellom injeksjon av surfaktanter og produksjon av oljen (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Mekanismer som leder til retensjon av surfaktanter omfatter utfelling, fase fanging («phase trapping») og adsorpsjon på reservoarbergarten (Zolotukhin and Ursin, 2000, Skjæveland and Kleppe, 1992, Lake, 2010). Adsorpsjon av surfaktanter på reservoarbergarten kan i noen tilfeller være positivt siden det kan lede til endret fuktpreferanse til en mer gunstig fuktpreferanse. Ved multikomponent surfaktantflømming kan kromatografisk effekt også være en ulempe (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Surfaktantflømming for EOR har blitt testet både i laboratoriet og på feltskala, og viser godt potensiale for økt utvinning. Likevel er denne metoden ikke blitt anvendt i Nordsjøen siden off-shore omgivelser begrenser utføring av slike prosjekter. Surfaktantflømming av reservoarene i Nordsjøen krever oppgradering av nåværende utstyr og installasjon, høye kostnader forbundet med transport og lagring av kjemikalier, og planlegging i god tid før oppstart av prosjektet, noe som øker risikoene forbundet med surfaktantflømming prosjekter (Skjæveland and Kleppe, 1992).

5 Skum

Injeksjon av gasser, som CO₂, for EOR kan lede til en utvinningsgrad på 100 % av OOIP i de delene av reservoaret som kontaktes av gassen. Likevel er den aktuelle utvinningsgraden på feltskala mye lavere på grunn av dårlig volumetrisk sveip. Dette skyldes hovedsakelig lav viskositet (og følgelig høy mobilitet) til injisert gass, og reservoar heterogeniteter (Rossen, 1996, Zolotukhin and Ursin, 2000).

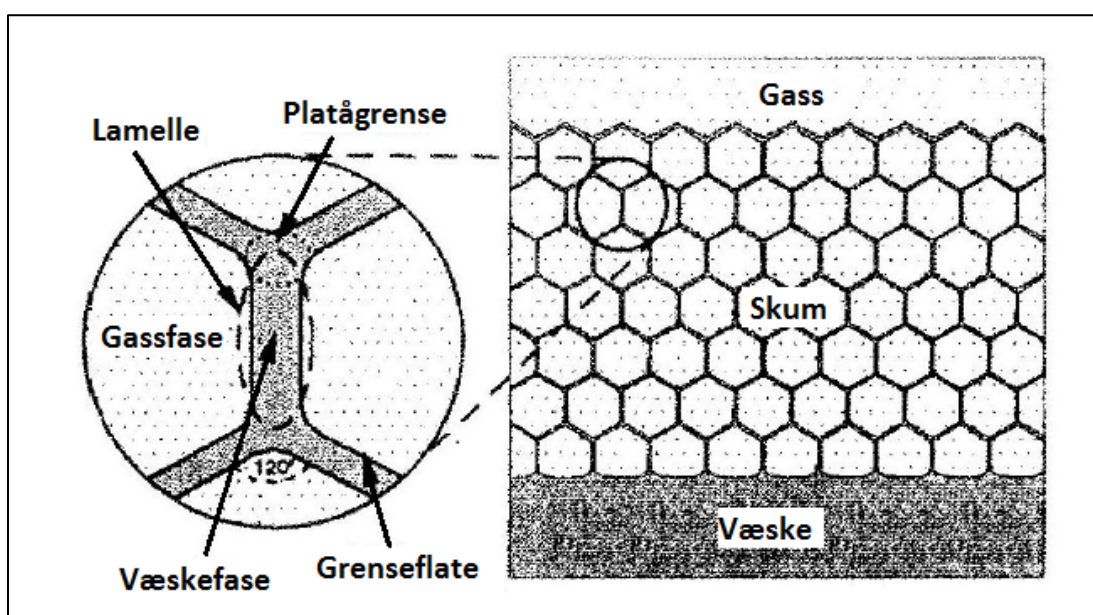
Dårlig volumetrisk sveip leder også til problemer relatert til gjenproduksjon av store mengder av injisert gass, noe som gjør det gunstig å blokkere gasskanaler i reservoaret selv i tilfeller hvor dette ikke leder til økt utvinning (Farajzadeh et al., 2012, Rossen, 1996).

Injeksjon av skum for EOR har flere fordeler overfor gassinjeksjon siden skum har høyere tilsynelatende viskositet, og følgelig lavere mobilitet, sammenlignet med gass, samt at skum blokkerer høypermeable soner selektivt, noe som leder til forbedret volumetrisk sveip og følgelig økt utvinning (Farajzadeh et al., 2012, Li et al., 2011, Mayberry et al., 2008, Rossen, 1996, Tanzil et al., 2000, Yan et al., 2006, Zolotukhin and Ursin, 2000, Kam and Rossen, 2002).

5.1 Definisjon av skum

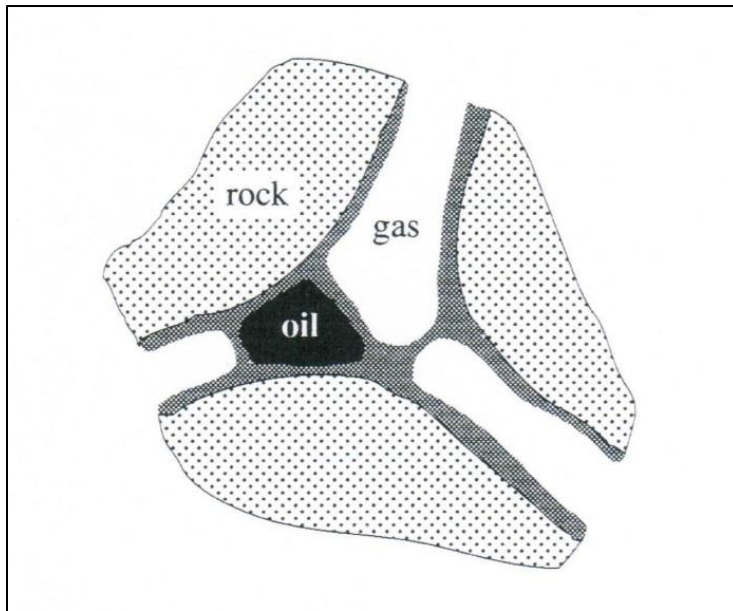
Generelt kan skum defineres som agglomering av gassbobler separert fra hverandre av tynne væskefilmer (Figur 5.1) (Rossen, 1996).

Væskefilmene, som kalles lameller, har en tykkelse i intervallet 10-100 nm. Med økt overflateareal, øker energien til systemet proporsjonalt, med overflatespenningen som proporsjonalitetskonstanten (Rossen, 1996). Derfor trengs det overflate aktive agenter, surfaktanter, for å stabilisere de tynne væskefilmene, lamellene (Mayberry et al., 2008).



Figur 5.1: Skjematisk tegning av skum, modifisert fra (Enick and Olsen, 2011).

Skum som er omgitt av porennettverket til et porøst medium (Figur 5.2) har andre morfologiske egenskaper sammenlignet med skum som dannes utenfor et porøst medium (Figur 5.1). Skum i porennettverket til et porøst medium består, antageligvis, av individuelle gassbobler separert fra hverandre av lameller, der interaksjonen mellom lamellene og poreveggen dominerer strømningsregimet, noe som gir skum i et porøst medium egenskaper som er forskjellige fra det som observeres utenfor det (Skjæveland and Kleppe, 1992, Ransohoff and Radke, 1988).



Figur 5.2: Eksempel på en typisk morfologi til skum i et porøst medium (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Skum i et porøst medium kan derfor defineres som dispersjon av en gassfase i en væskefase slik at væskefasen er sammenhengende, mens en del av strømningsveien til gassfasen er blokkert av tynne væskefilmer kalt lameller (Rossen, 1996, Mayberry et al., 2008).

Lamellene er i direkte kontakt med væskefasen og med hverandre gjennom platågrenser, som er sammenhengende gjennom skumkanalene som utgjør en sammenhengende struktur for væskefasen (Farajzadeh et al., 2012).

Definisjonen av skum i et porøst medium leder til klassifisering av skum i to klasser, kontinuerlig-gass skum og diskontinuerlig-gass skum. Ved kontinuerlig-gass skum finnes det, for gassen, minst en strømningsvei som ikke er blokkert av lameller. I dette tilfellet strømmer gassfasen som en newtonisk fluid gjennom det porøse mediet, hvor den relative permeabiliteten til gassfasen er redusert av lamellene. Når alle strømningsveier for gassfasen er blokkert av lameller, dvs. ved diskontinuerlig-gass skum, vil strømming av gassfasen kun skjer ved at lamellene settes i bevegelse (Hirasaki, 1989, Rossen, 1996). Likevel er det, i praksis, umulig å observere dannelse eller strømming av lameller i et porøst medium (Rossen, 1996), men dette kan observeres i transparente medier som kapillærrør, mikromodeler, eller visningsceller plassert ved enden av en kjerneprøve (Skjæveland and Kleppe, 1992).

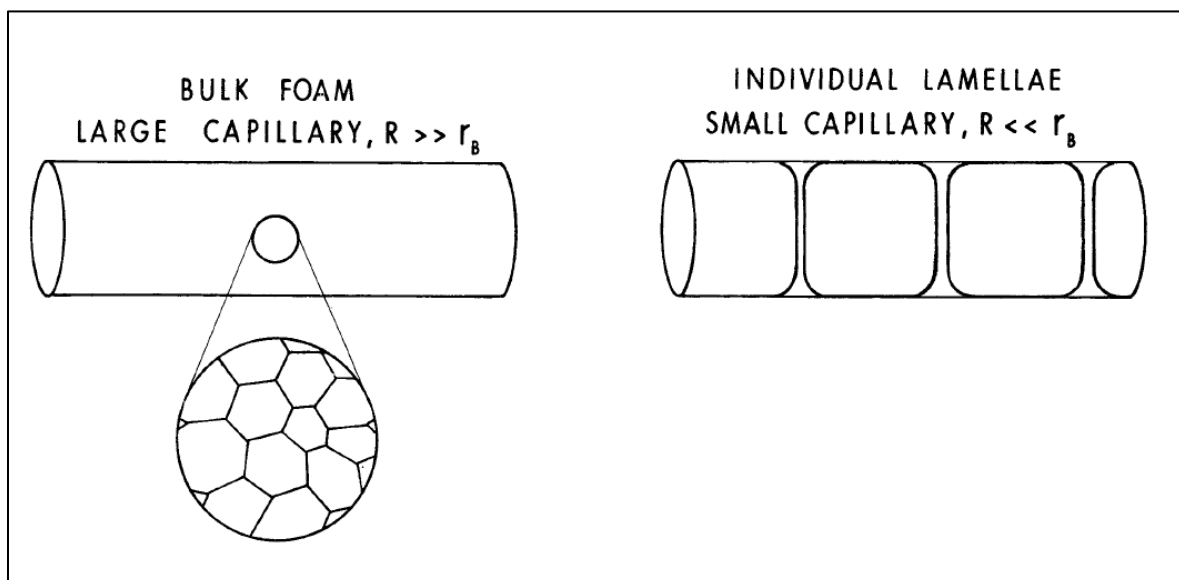
5.2 Skumtekstur og kvalitet

Skumtekstur definerer antall lameller per volumenhet av gassfasen (Ashoori et al., 2012, Kavscek and Bertin, 2002), slik at skumteksturen er et mål på gjennomsnittlig boblestørrelse til skummet (Hirasaki and Lawson, 1985).

Boblestørrelsen spiller en kritisk rolle i reduksjon av mobiliteten til gassfasen, slik at skum med små bobler er mindre mobile sammenlignet med skum med større bobler (Kavscek and Bertin, 2002, Mayberry et al., 2008). Dette leder til deling av skum, basert på teksturen, til sterkt og svakt skum, der sterkt skum referer til et skum med fin tekstur som leder til en signifikant reduksjon av mobiliteten til gassfasen, og følgelig signifikant økning i trykkgradienten, mens svakt skum referer til et skum med grov tekstur som medfører lite reduksjon av mobiliteten til gassfasen, og følgelig lite økning i trykkgradienten. For å gi forbedret sveip, favoriseres dermed sterkt skum som har en fin tekstur, fremfor svakt skum som har en grov tekstur (Ashoori et al., 2012).

Skum kan derfor karakteriseres ved størrelse og størrelsesfordelingen til boblene, der små bobler representerer et mest stabilt skum, slik at skumteksturen kan brukes som et mål på skumstabiliteten (Nguyen et al., 2000).

Strømningsegenskapen og den tilsynelatende viskositeten til skum i et porøst medium er sterkt avhengig av skumteksturen, som i sin tur er sterkt avhengig av måten skum genereres på (Ransohoff and Radke, 1988). Det er i hovedsak balansen mellom skumdannelsesraten og kollaps av lamellene som bestemmer skumteksturen (Hirasaki, 1989, Mayberry et al., 2008).



Figur 5.3: Skjematisk tegning av skumtekstur i små og stort kapillærrør, modifisert fra (Hirasaki and Lawson, 1985).

Strømningsegenskapen til skum er også avhengig av skumkvaliteten. Ved samtidig injeksjon av surfaktantløsningen og gassen er skumkvaliteten, f_g , definert som (Farajzadeh et al., 2012, Skoreyko et al., 2012):

$$f_g = \frac{Q_g}{Q_g + Q_{liq}} \quad (5.2.1)$$

der Q_g er volumraten til gassen, og Q_{liq} er volumraten til væsken (surfaktantløsningen).

Vanligvis akkumulerer skum ved gass-olje kontakten siden skum er lettere enn olje og tyngre enn gass. For å kunne ta hensyn til effekten av gravitasjon på skumflømming, er det også viktig å beregne massetettheten til skum som er en funksjon av skumkvaliteten. Massetettheten til skum ligger et sted mellom massetettheten til gassen og surfaktantløsningen som skummet består av (Skoreyko et al., 2012).

5.3 Generering av skum i porøse medier

Strømningsegenskapen og den tilsynelatende viskositeten til skum i et porøst medium er sterkt avhengig av skumtekstruen (størrelse og størrelsesfordelingen til boblene), som i sin tur er sterkt avhengig av måten skum genereres på (Ransohoff and Radke, 1988).

I et porøst medium kan skum genereres på forskjellige måter, enten ved injeksjon av en surfaktantløsning og en gass samtidig, eller ved alternerende injeksjon av surfaktantløsningen og gassen ved et bestemt volumforhold (Farajzadeh et al., 2012, Rossen, 1996). Skum kan også genereres *in situ* ved å tilsette en surfaktant til superkritisk CO₂, noe som leder til generering av skum når CO₂ kommer i kontakt med formasjonsvannet i reservoaret (Farajzadeh et al., 2012).

Generering av skum er en situasjon der lamell dannelsesraten overskrider lamell destruksjonsraten, noe som leder til en stor og brått nedgang i gass mobiliteten. Dette krever, i de fleste tilfellene, enten høy strømningsrate eller høy trykkgradient (Kam and Rossen, 2002).

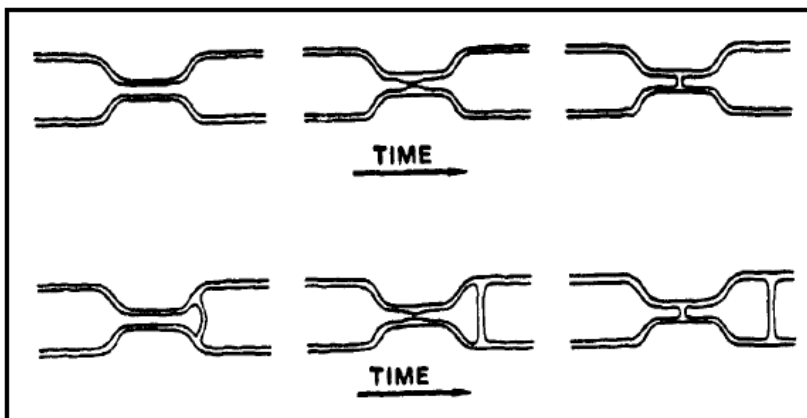
Dannelse av lameller er en forutsetning for skum dannelse (Nguyen et al., 2000, Rossen, 1996). Lamell dannelse er en dynamisk prosess der lameller dannes og kolapser kontinuerlig (Rossen, 1996). I et reservoar kan lameller dannes ved flere forskjellige mekanismer der mekanismer som «leave-behind», snap-off og lamell deling er blant de mest omtalte mekanismene (Tanzil et al., 2002, Nguyen et al., 2000, Rossen, 1996, Kam and Rossen, 2002, Chen et al., 2004, Tanzil et al., 2000, Ransohoff and Radke, 1988). Andre mekanismer som gassutvikling regnes også som en av mekanismene bak lamell dannelse (Kam and Rossen, 2002, Rossen, 1996).

5.3.1 Snap-off mekanismen

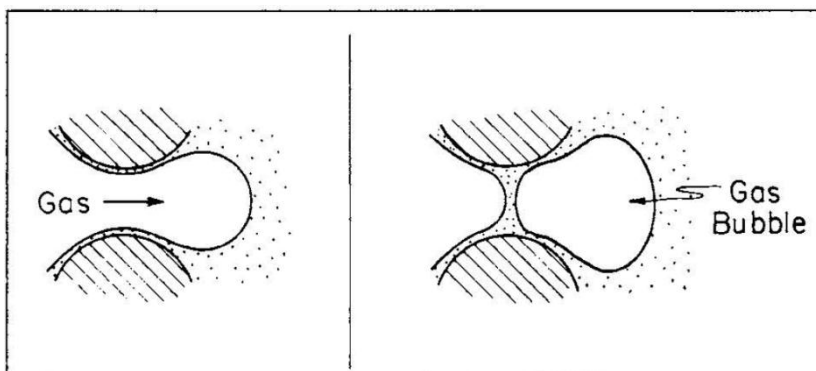
I et porøst medium oppnår den vætende fasen en lav-energi tilstand ved å akkumulere i porehalsene. Ved lavt kapillartrykk, dannes det en film av den vætende fasen i porehalsene, som ved et lavt nok kapillartrykk, svelles og blokkerer porehalsen, noe som leder til dannelse av lameller ved strømming av gass gjennom porehalsen (se Figur 5.4) (Rossen, 1996). Snap-off kan også oppstå når en gass (ikke-vætdende fase) strømmer inn i et pore som initielt er fylt med den vætende fasen (se Figur 5.5) (Tanzil et al., 2000).

Det høyeste kapillartrykket hvor snap-off kan skje, er lavere enn det laveste kapillartrykket som kreves for at gass kunne fortrenge væske fra et pore. Dette betyr, i de fleste tilfeller, at kapillartrykket må fluktere for at snap-off kan skje, dvs. kapillartrykket må først være så høyt at gassen kan fortrenge væske fra porene, og falle deretter under et bestemt kritisk verdi som tillater dannelse av lameller ved snap-off (Rossen, 1996, Tanzil et al., 2000).

Snap-off mekanismen genererer sterkt skum med gassbobler som er separerte, noe som leder til diskontinuitet i gassfasen (Ransohoff and Radke, 1988), slik at denne mekanismen gir opphav til diskontinuerlig-gass skum (Tanzil et al., 2000), og danner lameller i en retning som er vinkelrett på strømningsretningen (Nguyen et al., 2000).



Figur 5.4: Skjematisk tegning av lamell dannelse ved snap-off mekanismen ved lavt kapillartrykk (Hirasaki, 1989).



Figur 5.5: Skjematisk tegning av lamell dannelse ved snap-off mekanismen i et pore som initielt er fylt med den vætende fasen (Ransohoff and Radke, 1988).

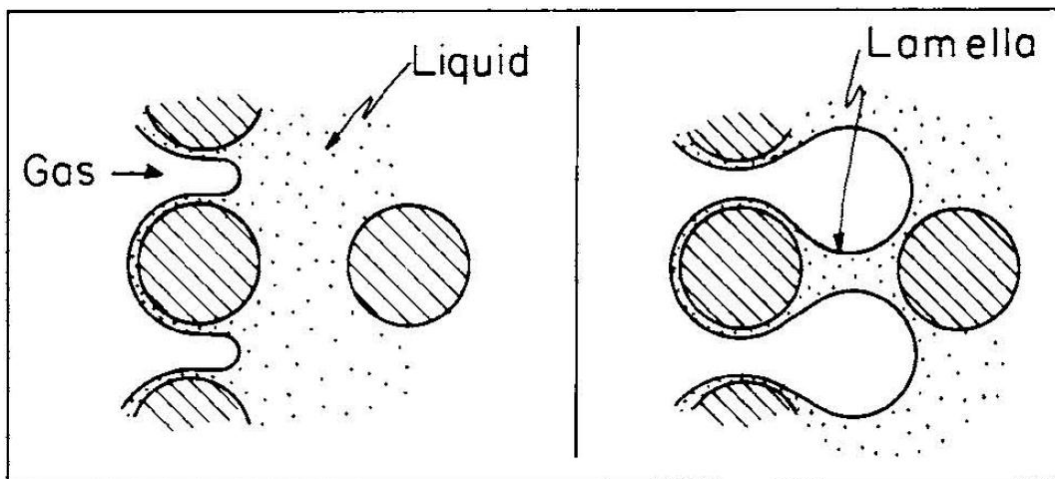
5.3.2 «Leave behind» mekanismen

I dette tilfelle genereres lameller i porehalsen ved at to gassfingre invaderer nærliggende væskefylte porer, og forlater en væskefilm etter seg (se Figur 5.6) (Tanzil et al., 2000, Rossen, 1996, Chen et al., 2004).

Denne mekanismen gir opphav til mange lameller grunnet stor hyppighet til mekanismen (Chen et al., 2004, Ransohoff and Radke, 1988). Likevel er gass mobiliteten ved «leave behind» skumgenerering relativ høy, noe som betyr at mange av disse lamellene brytes ned etter dannelsen (Rossen, 1996, Skjæveland and Kleppe, 1992). «Leave behind» mekanismen genererer svak skum der gassfasen forblir en kontinuerlig fase hvor gassboblene ikke er separerte (Ransohoff and Radke, 1988).

«Leave behind» mekanismen skjer kun ved drenering, dvs. når gassmetningen øker, noe som er en av forklaringene til at skumgenerering kan skje lettere ved drenering (Rossen, 1996).

Denne mekanismen leder til kontinuerlig-gass skum når dette er den eneste mekanismen for lamell dannelse (Chen et al., 2004), og danner lameller i en retning parallell med strømningsretningen (Nguyen et al., 2000).



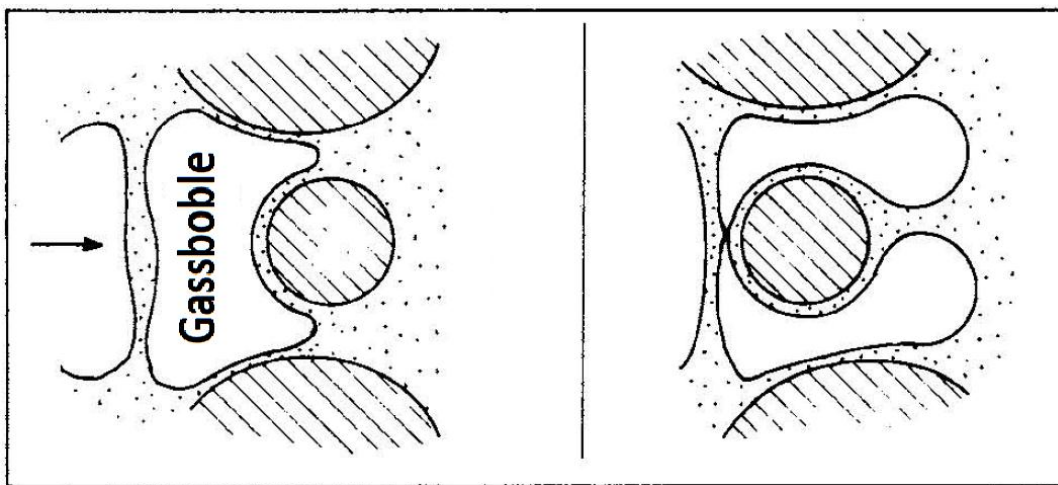
Figur 5.6: Skjematisk tegning av lamell dannelse ved «leave behind» mekanismen (Ransohoff and Radke, 1988).

5.3.3 Lamell deling mekanismen

Denne mekanismen forutsetter at det har blitt generert lameller fra før, og at trykkgradienten er nok til at de har blitt mobilisert (Tanzil et al., 2000, Ransohoff and Radke, 1988).

Når en lamell møter en forgreningspunkt, deles lamellen i to eller flere lameller der hver av de strømmer videre i en ikke-blokkert porehals (se Figur 5.7) (Rossen, 1996, Tanzil et al., 2000, Ransohoff and Radke, 1988). Frekvensen av lamell deling er avhengig av flere faktorer blant annet antall forgreningspunkter, størrelsen til gassboblene (og dermed lamellene), og en lokal differanse i kapillartrykket (Nguyen et al., 2000).

Lamell deling mekanismen genererer sterkt skum med separerte gassbobler (Ransohoff and Radke, 1988). Denne mekanismen leder til diskontinuerlig-gass skum (Tanzil et al., 2000), og danner lameller i en retning vinkelrett på strømningsretningen (Nguyen et al., 2000).



Figur 5.7: Skjematisk tegning av lamell dannelse ved lamell deling mekanismen, modifisert fra (Ransohoff and Radke, 1988).

5.3.4 Gassutvikling mekanismen

Når en surfaktantløsning genererer gass i et porøst medium, enten fysisk eller ved kjemiske reaksjoner, vil det lede til skum generering. Hoved utfordringen ved denne tilnærmingen er om surfaktantløsningen kan generere tilstrekkelig gassmengde ved reservoar betingelser at det kan gi opphav til en effektiv skumgenerering (Rossen, 1996).

5.4 Skummobilitet og tilsynelatende viskositet

Ved injeksjon av skum i et porøst medium, vil mesteparten av væsken skilles fra gassen, og okkupere de samme minste porene som det ville okkupere i fravær av skum, mens en liten fraksjon av væsken blir gjenværende med gassen, og danner lameller og platågrenser. Derfor vil den relative permeabiliteten og viskositeten til væsken være upåvirket av skum eller surfaktanter. Likevel påvirker skum, på en indirekte måte, den relative permeabiliteten til væsken ved å endre væskemetningen (Rossen, 1996). Tilstedeværelse av skum leder til lavere væskemetning, og følgelig lavere relativ permeabilitet og lavere mobilitet til væsken uten endring i væskens viskositet (Nguyen et al., 2000).

Skum reduserer gassmobiliteten i et porøst medium betydelig ved å fange (immobilisere) en høy fraksjon av gassen (Hirasaki, 1989, Chen et al., 2004). Denne fraksjonen kalles fanget gass eller stasjonære lameller, og sees på som en midlertidig blokkerings agent for gass strømmingen (Nguyen et al., 2000).

Denne reduksjonen i gassmobiliteten har en invers relasjon til boblestørrelsen (skumteksturen), dvs. antall lameller som separerer gassboblene per volumenhet gass i porene (Chen et al., 2004, Mayberry et al., 2008), og er avhengig av gassfraksjonen som er fanget. Når trykkgradienten ikke er høy nok til å mobilisere lamellene, fanges lamellene i porehalsen og blokkerer gass strømmingen. Eksperimenter viser at gassfraksjonen som blir fanget, dvs. gassfraksjonen som ikke strømmer, kan være så høy som 99 % eller høyere (Skoreyko et al., 2012).

Når lamellene blokkerer noen porehalser, vil gassen strømme som en newtonsk fluid med redusert relativ permeabilitet. Når antall lamellene er så store at de blokkerer alle strømningsveier for gassen, karakteriseres gassstrømmingen ved en stress, siden gassen ikke kan strømme inntil trykkgradienten er så høy at det kan mobilisere lamellene gjennom en strømningsvei i porennettverket (Chen et al., 2004).

Når gassen strømmer som en kontinuerlig fase (kontinuerlig-gass skum), er den eneste effekten som stasjonær skum har at den reduserer den relative permeabiliteten til gassen, og gassen vil strømme som en newtonsk fluid med en viskositet lik det som gassen ville hatt uten skum. Reduksjon av mobilitet ved kontinuerlig gass skum, som iblant kalles svak skum, er ikke så stor. Når gassen strømmer som en diskontinuerlig fase (diskontinuerlig-gass skum), blir lamellene mobile og påvirker mobiliteten til gassen gjennom endring i gassens viskositet og relativ permeabilitet. I dette tilfellet, som også kalles sterkt skum, er mobilitetsreduksjonen høy der skumteksturen er den viktigste faktoren i mobilitetsreduksjonen (Hirasaki, 1989).

Skum strømmer ikke som en kontinuerlig fase, men karakteriseres ved at dets to komponenter, gassen og surfaktantløsningen, strømmer ved forskjellige mekanismer. Væsken strømmer som en kontinuerlig fase som følger sin vanlige relativ permeabilitet og Darcys lov, mens gassen strømmer i det porøse mediet ved dannelse og opphør av lameller, og ved mobilisering av lamellene (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Dette betyr at når gass er den disperse fasen, slik som det er ved skumflømming, er gassens tilsynelatende viskositet mye høyere (Yan et al., 2006, Tanzil et al., 2000), der den tilsynelatende viskositeten til gassen kan beregnes ved å bruke Darcys lov som gir (Tanzil et al., 2000):

$$\mu_{g,app} = \frac{k}{u_g} * \frac{\Delta p}{\Delta l} \quad (5.4.1)$$

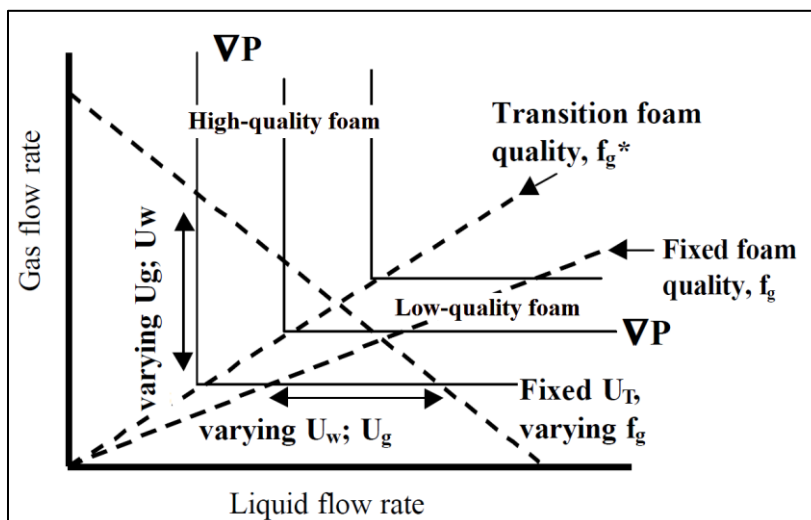
der $\mu_{g,app}$ er den tilsynelatende viskositeten til gassen, k er permeabiliteten, u_g er Darcy hastigheten til injisert gass, og $\frac{\Delta p}{\Delta l}$ er trykkgradienten.

Skummets effekt på reduksjon av gassmobiliteten formuleres ofte ved hjelp av mobilitetsreduksjonsfaktoren, MRF, som er lik forholdet mellom trykkfallet (ΔP_{skum}) over en kjerneprøve ved gitte strømningsrater for gassen og surfaktantløsningen som utgjør skummet, og trykkfallet ($\Delta P_{vann/gass}$) over kjerneprøven ved de samme strømningsratene for rent vann og gass (Maini and Ma, 1984, Romero et al., 2001):

$$MRF = \frac{\Delta P_{skum}}{\Delta P_{vann/gass}} \quad (5.4.2)$$

5.5 Skumkvalitetsregimer

Ekspirer har vist at trykkgradientens respons til gass- og væskeraten reverseres brått når gassfraksjonen overstiger en terskelverdi, f_g^* . Denne terskelverdien brukes til å definere grensen for skumkvalitetsregimene (Figur 5.8) (Nguyen et al., 2000), hvor det er observert to forskjellige regimer, et høykvalitetsregime og et lavkvalitetsregime. I høykvalitetsregimet er steady-state trykkgradienten uavhengig av gasstrømningsraten, mens i lavkvalitetsregimet er steady-state trykkgradienten uavhengig av væskestrømningsraten (Nguyen et al., 2000, Yan et al., 2006, Alvarez et al., 2000, Skoreyko et al., 2012, Kam and Rossen, 2002).



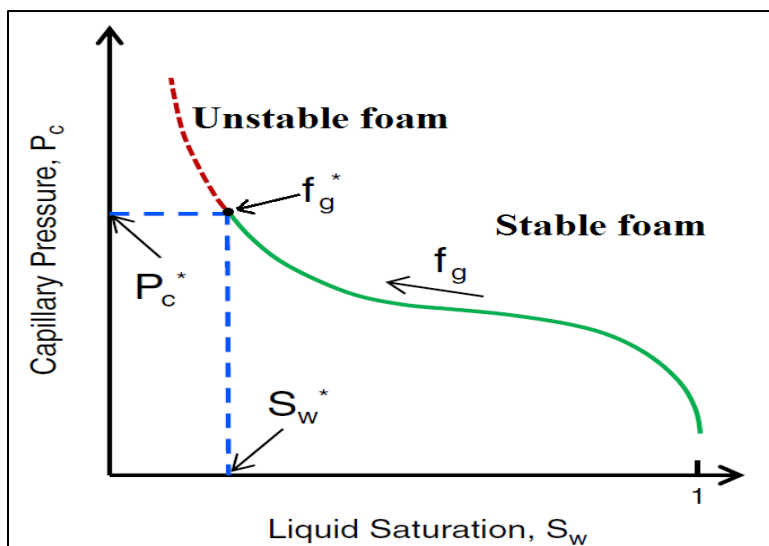
Figur 5.8: Skematisk representasjon av de forskjellige kvalitetsregimene, med terskelverdien for gassfraksjonen, f_g^* , modifisert fra (Alvarez et al., 2000).

I høykvalitetsregimet er skumoppførselen dominert av kapillartrykket og koalesens av boblene (Yan et al., 2006, Kam and Rossen, 2002), slik at boblestørrelsen og dermed gassmobiliteten, bestemmes av det begrensende kapillartrykket, P_c^* . I dette regimet spiller surfaktanten en viktig rolle i stabilisering av boblene (Alvarez et al., 2000).

I lavkvalitetsregimet derimot er skumoppførselen dominert av fanging og mobilisering av boblene (Yan et al., 2006, Kam and Rossen, 2002), der boblene antas å være små med konstant størrelse (Kam and Rossen, 2002, Alvarez et al., 2000, Farajzadeh et al., 2012). Reduksjon av gassmobilitet er størst for dette regimet der bobler mindre enn porene ikke kan genereres, og der eksisterende bobler som er mindre enn porene slås sammen til større bobler som følge av diffusjon (Farajzadeh et al., 2012). Trykkgradienten i dette regimet er avhengig av det porøse mediets egenskaper, men ikke av surfaktantenes evne til å stabilisere boblene (Alvarez et al., 2000).

Det finnes også et transisjonsregime mellom de to kvalitetsregimene, definert av skjæringen mellom konturlinjene til høykvalitetsregimet og lavkvalitetsregimet (Figur 5.8) (Alvarez et al., 2000, Kam and Rossen, 2002). Transisjonsregimet tilsvarer det punktet hvor en begrensende verdi for kapillartrykket, kalt det begrensende kapillartrykket, P_c^* , er oppnådd (Figur 5.9) (Nguyen et al., 2000).

Siden transisjonsregimet markerer overgangen mellom lavkvalitetsregimet og høykvalitetsregimet, er skumoppførselen i dette regimet avhengig av både det porøse mediets egenskaper og surfaktantenes evne til å stabilisere boblene (Alvarez et al., 2000).



Figur 5.9: Skjematisk tegning av gass-vann kapillartrykkskurve med terskelverdien for gassfraksjonen, f_g^* , ved det begrensende kapillartrykket, P_c^* , modifisert fra (Farajzadeh et al., 2012).

5.6 Skumstabilitet

Skum er termodynamisk metastabil siden skum utvikler seg irreversibelt over tid slik at lamellenes overflateareal opphører for å minimere systemets frie overflateenergi. Derfor er levetiden til skum bestemt av stabiliteten til de enkelte lamellene, som i sin tur er avhengig av petrokjemiske egenskaper og prosesser, som surfaktantkonsentrasjon, saltkonsentrasjon, adsorpsjon kinetikk, gravitasjonsdrenering, diffusjon av gass gjennom lamellene, overflateenergi, kapillartrykk og mekaniske fluktuasjoner (Farajzadeh et al., 2012).

Eksisterende lameller kan kollapse enten ved kapillær koalesens, diffusjon av gass gjennom lamellene, fordampning eller kondensering av væsken, og/eller påvirkning av ekstra faser (Nguyen et al., 2000). Overflateviskositet og drenering på grunn av gravitasjon er også blant faktorer som påvirker lamellene og dermed skum stabiliteten (Rosen and Kunjappu, 2012).

5.6.1 Effekten av olje på skumstabilitet

Tilstedeværelse av olje påvirker skumkvaliteten, slik at i de fleste tilfeller leder tilstedeværelse av olje til destabilisering av skum (Rossen, 1996, Farajzadeh et al., 2012, Kristiansen and Holt, 1992, Hirasaki, 1989, Skoreyko et al., 2012, Mayberry et al., 2008, Li et al., 2011), hvor lette oljekomponenter har en større destabiliserende effekt på skum (Li et al., 2011, Rossen, 1996).

For å kunne forklare mekanismene bak destabilisering av skum ved tilstedeværelse av olje, blir det vanligvis brukt tre koeffisienter, entringskoeffisienten, E , spredningskoeffisienten, S , og brodannelseskoeffisienten, B , som er definert som (Li et al., 2011):

$$E = \sigma_{gw} + \sigma_{ow} - \sigma_{go} \quad (5.6.1.1)$$

$$S = \sigma_{gw} - \sigma_{ow} - \sigma_{go} \quad (5.6.1.2)$$

$$B = \sigma_{gw}^2 + \sigma_{ow}^2 - \sigma_{go}^2 \quad (5.6.1.3)$$

der σ er grenseflatespenningen, og subskriftene g , w og o viser til gass, vann og olje, henholdsvis.

Entringskoeffisienten, E , viser om en oljedråpe kan entre grenseflaten mellom gass og vann, mens spredningskoeffisienten, S , viser om oljedråpen sprer seg spontant mellom gass-vann grenseflaten etter entring (Mayberry et al., 2008, Farajzadeh et al., 2012). Brodannelseskoeffisienten, B , viser effekten av brodannelse på skum stabilitet (Farajzadeh et al., 2012).

For at en oljedråpe skal kunne destabilisere en lamell, må oljedråpen først entre gass-vann grenseflaten, dvs. $E > 0$. For at en oljedråpe kunne entre gass-vann grenseflaten, må oljedråpen overvinne frastøtende krefter som følge av pseudoemulsjonsfilmer som separerer disse dråpene fra gass-vann grenseflaten. Når en oljedråpe entrer grenseflaten mellom gass og vann, kan oljedråpen sprer seg på denne grenseflaten ($S \geq 0$) (Li et al., 2011). Spredning av olje på lameller minker lamell stabiliteten, siden oljen kan lede til tynning av lamellene til en tykkelse under den kritiske tykkelsen for stabilitet, og leder til kollaps av lamellene (Kristiansen and Holt, 1992), mens for negative verdier for spredningskoeffisienten, S , vil oljedråpen lage en linse på en side av gass-vann grenseflaten, og kan nå den andre siden når

lamellen blir tynnere, slik at det danner en bro på tvers over lamellen. For positive verdier for brodannelsekoeffisienten, B , er broen ustabil og lamellen kollapser (Li et al., 2011).

Når enten entringskoeffisienten, E , eller spredningskoeffisienten, S , ikke er favorabel, dvs. når oljedråpen enten ikke entrer gass-vann grenseflaten ($E \leq 0$), eller oljedråpen entrer denne grenseflaten ($E > 0$), men ikke sprer seg på denne grenseflaten ($S < 0$), vil oljen ha lite eller ingen virkning på skummets stabilitet (Mayberry et al., 2008, Kristiansen and Holt, 1992).

Ved å forstå mekanismene bak destabilisering av skum ved tilstedeværelse av olje, kan det lages skum-stabiliserende surfaktanter, kalt «Foam Boosters», som antageligvis stabiliserer skum ved at de øker det kritiske kapillartrykket for stabiliteten av pseudoemulsjonsfilmen (Li et al., 2011).

5.6.2 Diffusjon av gass gjennom lamellene

Diffusjonsraten av gass gjennom lamellene, eller diffusjon av gass fra en boble til en annen boble gjennom lamellen som separerer dem, er en annen faktor som bestemmer skumstabiliteten (Rosen and Kunjappu, 2012).

Gassbobler har vanligvis en ikke-uniform størrelsesfordeling. Siden kapillartrykket er omvendt proporsjonal med grenseflates kurvatur, er kapillartrykket i mindre bobler høyere sammenlignet med kapillartrykket i større bobler, noe som leder diffusjon av gass fra mindre bobler til større bobler gjennom lamellene, slik at de minste boblene opphører, mens lamellen rundt de store boblene blir tynnere, og kollapser til slutt (Lake, 2010, Rosen and Kunjappu, 2012).

Denne prosessen avhenger av boblestørrelsesfordelingen og løseligheten av gassen i væskefasen. Skum som er laget av gasser som er mindre løselige i vann, som nitrogen, har bedre stabilitet sammenlignet med skum som er laget av gasser som har høyere løselighet i vann, som CO_2 (Lake, 2010).

Siden gassen diffunderer gjennom væskefasen av lamellene, vil tettere pakking av surfaktant molekyler i lamellene lede til mindre diffusjon av gass gjennom lamellene, og følgelig økt skumstabilitet (Rosen and Kunjappu, 2012).

5.6.3 Effekten av bergartens fuktpreferanse på skumstabilitet

Lamellene i et porøst medium kan deles i to typer, lameller som ligger mellom to gassbobler og skiller dem fra hverandre, og lameller som ligger mellom gassboblene og poreveggen til det porøse mediet som en fuktende film. Stabiliteten til den fuktende filmen er avhengig av fuktpreferansen til det porøse mediet, slik at i oljevættende reservoarer vil denne filmen rykke, og gassboblen kollapser (Farajzadeh et al., 2012). Derfor er generering av skum i oljevættende reservoarer kun mulig når surfaktantløsningen endrer fuktpreferansen til det porøse mediet mot en mer vannvættende fuktpreferanse (Farajzadeh et al., 2012, Kristiansen and Holt, 1992).

Surfaktanter kan endre fuktpreferansen til et porøst medium som initielt er oljevættende, mot en mer vannvættende fuktpreferanse i fravær av olje, mens dette er vanskelig, eller nesten umulig, ved tilstedeværelse av olje (Nguyen et al., 2000). Derfor er det vanskelig å generere

skum i et porøst medium som ikke er vannvættende (Farajzadeh et al., 2012), til tross for at en stor andel av oljereservoarene er oljevættende eller har blandet fuktpreferanse (Rossen, 1996).

I et porøst medium som har blandet fuktpreferanse, dvs. en fraksjon av overflaten er oljevættende mens resten er vannvættende, vil mobilitetsreduksjonen ikke være så effektiv, selv om skum kan genereres i den vannvættende fraksjonen av det porøse mediet (Rossen, 1996), fordi skum ikke kan genereres i den oljevættende andelen, og eksisterende lameller vil muligens kollapse når de passerer gjennom den oljevættende andelen (Kristiansen and Holt, 1992).

Skum er derfor lite effektiv i oljevættende reservoarer siden det er upraktisk å fortrenge all oljen fra slike reservoarer (Rossen, 1996).

5.6.4 Effekten av kapillartrykk på skumstabilitet

Endring i kapillartrykk påvirker skum stabiliteten (Romero et al., 2001), siden stabiliteten av lameller avhenger av kapillartrykket. Når kapillartrykket er for høyt, nedbrytes lamellene og skummet kollapse. Eksperimenter har vist at kollapse av skum skjer ved et lite intervall av kapillartrykk, som kan representeres med en verdi, kalt det begrensende kapillartrykket, P_c^* (Rossen, 1996).

Når skumteksturen blir finere, minker gassmobilitet. Dette leder til lavere vannmetning, noe som i sin tur leder til høyere gass-vann kapillartrykk . Når gass-vann kapillartrykket nærmer seg det begrensende kapillartrykket, P_c^* , øker koalesensraten, slik at skummet destabiliseres (Figur 5.9), men siden alle lamellene, i et porøst medium, ikke koaleserer samtidig, vil økning av gassfraksjonen mens kapillartrykket forblir ved det begrensende kapillartrykket, P_c^* , lede til at skumteksturen blir grovere, noe som markerer overgangen fra stabil til ustabil skum (Farajzadeh et al., 2012).

Faktorer som bestemmer det begrensende kapillartrykket, P_c^* , er blant annet surfaktantløsningen, surfaktantkonsentrasjonen, konsentrasjonen av elektrolytter, strømningsraten til skummet, og permeabiliteten til det porøse mediet (Farajzadeh et al., 2012).

5.6.5 Gravitasjonsdrenering

Drenering av væske fra lameller har en stor effekt på skum stabiliteten, siden dette leder til tynnere lameller, slik at lamellene kollapse når de når en kritisk tykkelse. Gravitasjonsdrenering av væske fra lamellene er av særlig betydning for tykke lameller. Her har viskositeten til surfaktantløsningen en stor effekt på gravitasjonsdreneringsraten, slik at elektrolytter eller organiske tilsetninger (additiver) som øker viskositeten til surfaktantløsningen leder til minket dreneringsrate av væsken fra lamellene, og øker dermed skumstabiliteten (Rosen and Kunjappu, 2012).

5.6.6 Overflateviskositet

Overflateviskositet har vist seg å ha en stor effekt på skumstabiliteten kvalitativt, selv om sammenhengen ikke er helt forstått. Når viskositeten til væskefilmen er enten for høy eller for lav, vil skummet være ustabil. Høy overflateviskositet kan minke raten av gjenoppsettelse av områder i lamellen som har blitt for tynne, siden væsketransport til disse områdene blir for treg. Ved for høy eller for lav overflateviskositet, er overflate elastisiteten lav (Rosen and Kunjappu, 2012), der overflate elastisiteten viser evnen som en grenseflate har mot permanent deformering (Nguyen et al., 2000).

5.7 Skum for EOR

Anvendelse av skum for økt oljeutvinning tar utgangspunkt i to hovedegenskaper som karakteriserer skumflømming, nemlig plugging av høypermeable soner og/eller mobilitetskontroll (Farajzadeh et al., 2012, Li et al., 2011, Mayberry et al., 2008, Rossen, 1996, Tanzil et al., 2000, Yan et al., 2006, Zolotukhin and Ursin, 2000, Kam and Rossen, 2002).

Skum kan anvendes for å plugge høypermeable soner nær en injeksjons- eller produksjonsbrønn. Dette krever en relativ lite mengde skum, og kan hindre uønsket vann eller gass i å strømme i produksjonsbrønnen (Rossen, 1996). Skum kan også brukes til å blokkere høypermeable soner nær en injeksjonsbrønn for å hindre gass i å strømme gjennom områder av reservoaret som har høyere effektiv permeabilitet til gass. Dermed avleder skummet gassen til ikke-sveipede områder (Skjæveland and Kleppe, 1992). Likevel leder dette ikke til endret strømningssegenskap i hele reservoaret, noe som kan oppnås ved å flømme hele reservoaret med skum. Flømming av et reservoar med skum for mobilitetskontroll krever injeksjon av store mengder skum, og leder til endret strømningssegenskaper i reservoaret slik at utvinningsgraden blir høyere som følge av endret strømningsvei i reservoaret (Rossen, 1996).

Skum kan genereres enten på overflaten og injiseres i reservoaret, dvs. injeksjon av pregenerert skum, eller genereres *in situ* i det porøse mediet (Enick and Olsen, 2011). Som nevnt under avsnitt 5.3 kan *in situ* generering av skum gjøres på forskjellige måter, enten ved injeksjon av en surfaktantløsning og en gass samtidig («co-injection»), eller ved alternerende injeksjon av surfaktantløsningen og gassen ved et bestemt volumforhold (SAG) (Farajzadeh et al., 2012, Rossen, 1996). Skum kan også genereres *in situ* ved å tilsette en surfaktant til superkritisk CO₂, noe som leder til generering av skum når injisert CO₂ med surfaktanten kommer i kontakt med formasjonsvannet i reservoaret (Farajzadeh et al., 2012).

CO₂-skum genereres som oftest *in situ*, vanligvis ved samtidig injeksjon av CO₂ og surfaktantløsningen i laboratorieforsøk, og ved alternerende injeksjon av CO₂ og surfaktantløsningen i feltforsøk (Enick and Olsen, 2011).

Surfaktantene som anvendes må være vannløselige for å kunne ha stabiliserende effekt (Enick and Olsen, 2011). Det finnes mange surfaktantklasser som kan brukes for generering av skum, der vanlige produkter som etoksyliert alkohol, alkyl etoksy sulfater, alkylaryl sulfonater og

α -olefin sulfunater (AOS) har blitt anvendt i resevoar tester (Skjæveland and Kleppe, 1992), likevel er α -olefin sulfunater de mest brukte surfaktantene for generering av skum (Skarestad and Skauge, 2011). De fleste feltforsøkene har brukt surfaktanter som CD 1045 og Alipal CD 128, der CD 1045 betegnes som en utmerket surfaktant for generering av skum, og som er en vannbasert blanding av anionisk α -olefin sulfunater, ikke-ionisk alkyl fenol etoksylder, og amfotere (Enick and Olsen, 2011).

Et skum som er designet på en passende måte, kan redusere gassmobiliteten flere størrelsesordener. Skum minker gassmobiliteten selektiv slik at relativ permeabiliteten til væskefasen forblir uendret. Skum er også selektiv når det gjelder permeabiliteten, siden skum reduserer gassmobiliteten i høypermeable soner i større grad sammenlignet med gassmobiliteten i lavpermeable soner, noe som leder til utjevning av reserver heterogeniteter. Disse egenskapene er unikt for skum, og skiller det fra andre pluggingsmidler som polymer eller sement (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Disse egenskapene er av særlig betydning ved oljeproduksjon fra naturlig oppsprukne karbonat reservoarer som har, som oftest, en fuktpreferanse som ligger på den oljevættende siden, noe som leder til lav utvinningsgrad ved vannflømming på grunn av lite eller ingen vannimbibisjon fra sprekk til matriks (Haugen et al., 2008).

Utvinning av olje fra naturlig oppsprukne reservoarer medfører store utfordringer siden disse sprekkene har permeabiliteter som er flere størrelsesordener høyere sammenlignet med permeabiliteten i reservoarbergarten. Injeksjon av lavviskositetsfluider, som gasser eller superkritiske fluider, kan lede til at disse fluidene strømmer gjennom sprekknettverket, og medfører tidlig gjennombrudd. Reduksjon av sprekkpermeabilitet vil derfor kunne lede til forbedret sveip, og følgelig økt utvinning, noe som kan oppnås ved skumflømming (Haugen et al., 2010b), siden en av de gunstige egenskapene ved skumflømming er at *in situ* generering av skum i et heterogent porøst medium, vil først skje i høypermeable soner, og dermed avledes mer fluid mot lavpermeable soner. Når bergarter med forskjellige permeabilitet er i kapillærkontakt med hverandre, og «cross flow» mellom disse områdene kan oppstå, slik det er tilfelle i oppsprukne reservoarer, propagerer skum med lik hastighet i både den høypermeable og den lavpermeable sonen (Skoreyko et al., 2012, Haugen et al., 2010b).

Skum ble for første gang vurdert som et middel for gassblokkering i et porøst medium, dvs. for plugging av høy permeable soner, av Fried i 1961, der hovedfordelen med skumflømming var assosiert med reduksjon av GOR og økning av oljeraten, siden skum avleder injisert gass til ikke-sveipede områder som har høy oljemetning, noe som leder til økt volumetrisk sveip og forsinket gass gjennombrudd (Romero et al., 2001).

5.8 Feltester med skum for EOR

Bruk av skum for mobilitetskontroll ble for første gang introdusert av Lawson og Reisberg i 1980. Likevel ble denne metoden ikke anvendt i lang tid fremover på grunn av lite forståelse for mekanismene bak mobilitetskontroll ved bruk av skum (Li et al., 2010).

I senere tid har det blitt utført flere feltforsøk for mobilitetskontroll ved bruk av skum, enten ved bruk av vanddamp eller CO₂, der et av de mest vellykkede feltforsøkene ble utført i Snorre feltet. Skum har også blitt brukt for mobilitetskontroll i feltforsøk i Utah og China (Li et al., 2010, Skoreyko et al., 2012).

Forskjellige skum injeksjon strategier har blitt anvendt i feltforsøkene. Shan og Rossen har listet 11 skumforsøk på feltskala ved bruk av CO₂, N₂, luft, eller hydrokarbongasser, der hoved konklusjonen fra felt forsøkene, driftmessig, er at SAG injeksjon er fordelaktig ovenfor samtidig injeksjon av gass og surfaktantløsningen (Xu and Rossen, 2004).

Skum assistert WAG (ved bruk av hydrokarbongasser) er en av de fem EOR metodene som er blitt anvendt i Nordsjøen. I 1997 ble det utført et feltforsøk med skum-assistert WAG (FAWAG) i Snorre feltet (Awan et al., 2006). Formasjonen som ligger på en dybde på ca. 2000-2700 m, har en reservoarstemperatur på 90 °C og en reservoartrykk på ca. 300 bar. Reservoarbergarten er en inhomogen og lagdelt sandstein med en helning på ca. 6° til 8° (Enick and Olsen, 2011).

WAG-flømming var hoved oljeutvinningsmekanismen på den sentrale forkastningsblokken (CFB) og den vestlige forkastningsblokken (WFB) på Snorre feltet. Skum-assistert WAG ble testet i disse to blokkene for å utsette gass gjennombrudd, og for å øke gasslagring i reservoaret. Feltforsøket regnes som vellykket i WFB, som er forventet å gi 2 000 000 Sm³ olje ved en kostnad på en million USD, men siden FAWAG er sensitiv til reservoarheterogeniteter, kan vertikal kommunikasjon begrense propagering av skum, noe som er grunnen til at dette feltforsøket ikke regnes som vellykket i CFB på Snorre (Awan et al., 2006).

Laboratoriearbeid og simuleringsstudier har også vist at FAWAG kan lede til en økning i oljeutvinningen på 288 000 Sm³ for Visund feltet, noe som indikerer at denne metoden har et stort potensiale i Nordsjøen. Likevel er mekanismene bak denne metoden ikke helt forstått, slik at metoden må evalueres nærmere (Awan et al., 2006).

Et feltforsøk i Chevron's Painter feltet, som ligger i sørvest Wyoming, ble utført i 1986-1987 ved samtidig injeksjon av nitrogengass og surfaktantløsningen. Dette forsøket regnes som mislykket siden det verken ledet til økt oljeproduksjon eller redusert GOR (Enick and Olsen, 2011).

I Alberta ble det utført flere forsøk med skumflømming ved bruk av hydrokarbongasser, der en av disse ledet til en økning i oljeproduksjonen på 25 % for en periode på tre måneder, mens de andre ledet til verken økt produksjon eller endret produksjonsprofil (Enick and Olsen, 2011).

Et annet feltforsøk ble utført i Zhongyuan oljefeltet i China hvor det ble brukt luft for generering av skum for mobilitetskontroll («Air Foam-Alternating Air Injection», AFAAI). Dette oljefeltet er veldig heterogent med et lavpermeabelt, oljerikt lag og høypermeable vann-olje soner. Permeabiliteten til dette sandsteinreservoaret var i intervallet 100-1000 mD,

med en porøsitet på ca. 21 %. Reservoartemperaturen var 90 °C, der oljens viskositet var 4 cP ved denne temperaturen. Reservoaret hadde vært vannflømmet i ca. 20 år, slik at utvinningsgraden var ca. 21 % av OOIP, og vannproduksjonen var over 95 %. Etter skumflømningen økte oljeproduksjonen med 20 %, mens vann produksjonen minket med 4 %. Intet oksygen eller nitrogen gjennombrudd ble observert i løpet av tre måneder, og etter det ble det observert kun små mengder nitrogen i en av produksjonsbrønnene, slik at dette feltforsøket regnes som vellykket (Enick and Olsen, 2011).

Det ble anvendt CO₂-skum for mobilitetskontroll i deler av Rock Creek feltet i vest Virginia i 1984. Reservoarbergarten er sandstein som ligger i en dybde på 607 m. Feltet hadde vært i produksjon fra 1906, hvor det hadde blitt anvendt vannflømning, reinjeksjon av produsert gass, og konvensjonell CO₂-flømning. Hensikten med feltforsøket var å undersøke om mobilitetskontroll ved bruk av CO₂-skum kunne lede til dannelse og propagering av en oljebank ved tertiær flømning. Likevel ble det ikke observert noe oljebank, noe som kan være på grunn av at det ikke hadde blitt injisert nok fluider i reservoaret, at det ikke hadde vært nok olje igjen i reservoaret som kunne danne en oljebank, eller at skummet hadde kollapset av forskjellige grunner (Heller et al., 1985).

Et annet feltforsøk, ved bruk av CO₂-skum for mobilitetskontroll, ble utført i East Vacuum Grayburg-San Anders Unit (EVGSAU) i New Mexico i 1991-1993. Responsen fra feltforsøket var positivt, og viste at sterkt skum kunne genereres *in situ* ved reservoar betingelse, og at avledning av CO₂ til ikke-sveipet områder som følge av skum generering ledet til økt oljeproduksjon og dramatisk reduksjon i gjenproduksjon av CO₂ (Chang and Grigg, 1998).

I tillegg til feltforsøket i EVGSAU, har andre feltforsøk vist at anvendelse av CO₂-skum er en teknisk forsvarlig prosess for økt oljeutvinning (Chang and Grigg, 1998). Likevel finnes det veldig lite omtale av bruk av CO₂-skum i oppsprukne karbonat reservoarer, noe som gjør at anvendelse av denne metoden på oppsprukne karbonat reservoarer må evalueres grundigere.

Generering av skum, som nevnt under avsnitt 5.3, krever interaksjon mellom injisert fluid og det porøse mediet. Derfor kreves det en rekke laboratorie studier for å kartlegge effekten av temperatur, trykk, surfaktant type, surfaktant konsentrasjon, strømningsrate, skumkvalitet, salinitet, reservoarbergart, fuktpreferanse, permeabilitet, tilstedeværelse av sprekker, heterogeniteter, oljens sammensetning, og oljemetning på skumflømning (Enick and Olsen, 2011).

Eksperimenter utført av Llave *et al.* (Llave et al., 1990) på sandstein kjerneprøver med forskjellige permeabiliteter viser skummets evne til avledning av gasser fra høypermeable områder til lavpermeable områder. To 1,5'' sandstein kjerneprøver med betydelig forskjell i permeabilitet ble satt sammen parallelt slik at hver av dem representerte et område av reservoaret. Resultater fra eksperimentene viser at generering av skum leder til avledning av fluidstrømning fra høypermeable områder, som tidligere har vært godt sveipet, til lavpermeable områder, og følgelig forbedret sveip og økt oljeutvinning, samt at

gassmobiliteten reduseres mest effektivt i høypermeable områder sammenlignet med lavpermeable områder.

Casteel og Djabbarah (Casteel and Djabbarah, 1988) utførte lignende eksperimenter ved bruk av tre forskjellige surfaktanter, hvor det ble anvendte to forskjellige metoder for injeksjon av surfaktantløsningen. I den første metoden ble det injisert en slug av surfaktantløsningen i to vannflømmede sandstein kjerneprøver, etterfulgt av en slug CO₂, mens i den andre metoden ble det injisert CO₂ til det ikke var mer produksjon fra noen av kjernene. Deretter ble det injisert en slug av surfaktantløsningen etterfulgt av CO₂. I begge disse tilfellene var meste parten av produksjonen fra den lavpermeable kjerneprøven. Eksperimentene viser at både CO₂ og surfaktantløsningen går først inni den høypermeable kjernen, hvor det genereres *in situ* skum, noe som leder til avledning av etterfølgende CO₂ slug mot den lavpermeable kjernen, og følgelig økt oljeutvinning.

Yaghoobi *et al.* (Yan et al., 2006) brukte korte sammensatte sylindriske kjerneprøver for å studere effekten av kapillær kontakt, og observerte en reduksjon av mobiliteten i den høypermeable sonen, som de kalte for selektiv mobilitetsreduksjon (SMR), mens Nguyen *et al.* (Yan et al., 2006) utførte skum eksperimenter for å studere fluid avledning i kjerneprøver som var lagdelte, og som enten var isolerte eller i kapillær kontakt. De observerte en terskel for skumkvaliteten, der skummet ikke invaderte lavpermeable soner når skumkvaliteten var lavere enn denne terskelen som avhenger av permeabilitetskontrasten og skumstyrken i det høypermeable laget.

Del 2: Eksperimentelle prosedyrer

6 Eksperimentelle prosedyrer

6.1 Fluider

Det ble brukt en rekke fluider i eksperimentene der noen av fluidene ble laget i laboratoriet, mens andre var kommersielle produkter kjøpt på markedet. Fluider brukt i eksperimentene er listet i Tabell 6.1.

Kalksteinsvannet ble laget ved å blande saltene, som hadde 99,5 % renhet, og røre blandingen til alt saltet var oppløst. Det ble tilsatt 5 wt. % CaCl_2 for å hindre oppløsning av kalken, mens 0,01 wt. % NaN_3 ble tilsatt for å hindre bakterievekst (Graue et al., 1999).

For å gjøre eksperimentene repeterbare, ble det brukt n-dekan som oljefase siden n-dekan ikke påvirker fuktpreferansen (Haugen et al., 2010b). Vi kan også si at n-dekan består av kun en komponent slik at sammensetningen ikke blir påvirket av trykk og temperatur.

For eksperimentet med kjerne PC4, ble surfaktantløsningen laget ved å blande ca. 1948,5 g kalksteinsvann og ca. 51,5 g PETROSTEP C-1, som tilsvarer ca. 1,0 wt. % aktiv konsentrasjon siden PETROSTEP C-1 hadde en aktiv konsentrasjon på 38.86 %, og røre løsningen på magnetrører i noen timer.

Eksperimentet med PC4 visste at CaCl_2 i kalksteinsvannet ledet til utfelling av surfaktanter fra løsningen, noe som også ledet til plugging av baktrykksregulatoren. Derfor ble surfaktantløsningen, for påfølgende eksperimenter, laget ved å blande 990 g destillert vann med 10 g NaCl (1,0 wt. % NaCl), og røre løsningen til alt saltet var oppløst. Deretter ble denne løsningen tilsatt 2,6 wt. % PETROSTEP C-1 (1,0 wt. % aktiv konsentrasjon), og røre løsningen på magnetrører i noen timer.

Tabell 6.1: Oversikt over fluider brukt i eksperimentene.

| Fluid | Sammensetning | Massetetthet [g/cm ³] | Viskositet [cP] | Merknader |
|-------------------|---|--------------------------------------|--------------------|--|
| Kalksteinsvann* | Destillert vann 5 wt. % NaCl 5 wt. % CaCl ₂ 0,01 wt. % NaN ₃ | 1,05 | 1,09 | Ved 20 °C og 1,0 bar |
| n-dekan* | C ₁₀ H ₂₂ | 0,73 | 0,92 | Ved 20 °C og 1,0 bar |
| Karbondioksid** | CO ₂ | 0,80 | 0,075 | Ved 23 °C og 90 bar |
| Surfaktantløsning | Destillertvann 1 wt. % NaCl 2,6 wt. % PETROSTEP C-1 | NA | NA | Aktiv konsentrasjon PETROSTEP C-1: 38,86 % |

* Data hentet fra (Graue et al., 1999)

** Data hentet fra (Enick and Olsen, 2011)

6.2 Kjernemateriale

Prøver tatt fra et reservoar kan representere reservoaret på best mulig måte, men når disse prøvene tas til overflaten, endres deres egenskaper på grunn av endring i trykk og temperatur, noe som gjør at de ikke lenger representerer reservoaret på best mulig måte, og siden det er både vanskelig og kostbart å hente prøver fra kalkstein reservoarer, blir det ofte brukt dagbrudbergarter til å studere fluid strømming i slike reservoarer (Fernø et al., 2010a).

I disse eksperimentene ble det brukt dagbrudbergarter som analoge til kalkstein reservoarene i Nordsjøen. Disse dagbrudbergartene er hentet fra Portland sement fabrikk i Aalborg, Danmark. Formasjonen er av «Maastrichian» alder og består hovedsakelig av kokkolitt avsetninger, bestående av 99 % kalsitt med 1 % kvarts (Haugen et al., 2008, Haugen et al., 2010a, Graue et al., 1999). Disse bergartene antas å være homogene med hensyn til porestørrelsesfordelingen, der porøsiteten er i intervallet 45-48 %, og permeabiliteten er i intervallet 1-4 mD, (Haugen et al., 2010a, Graue et al., 1999).

6.3 Måling av porøsitet

6.3.1 Måling av porøsiteten til kjerneprøver

Porøsiteten (den effektive porøsiteten), \emptyset , til kjerneprøvene ble målt ved hjelp av metningsmetoden beskrevet i avsnitt 1.1.

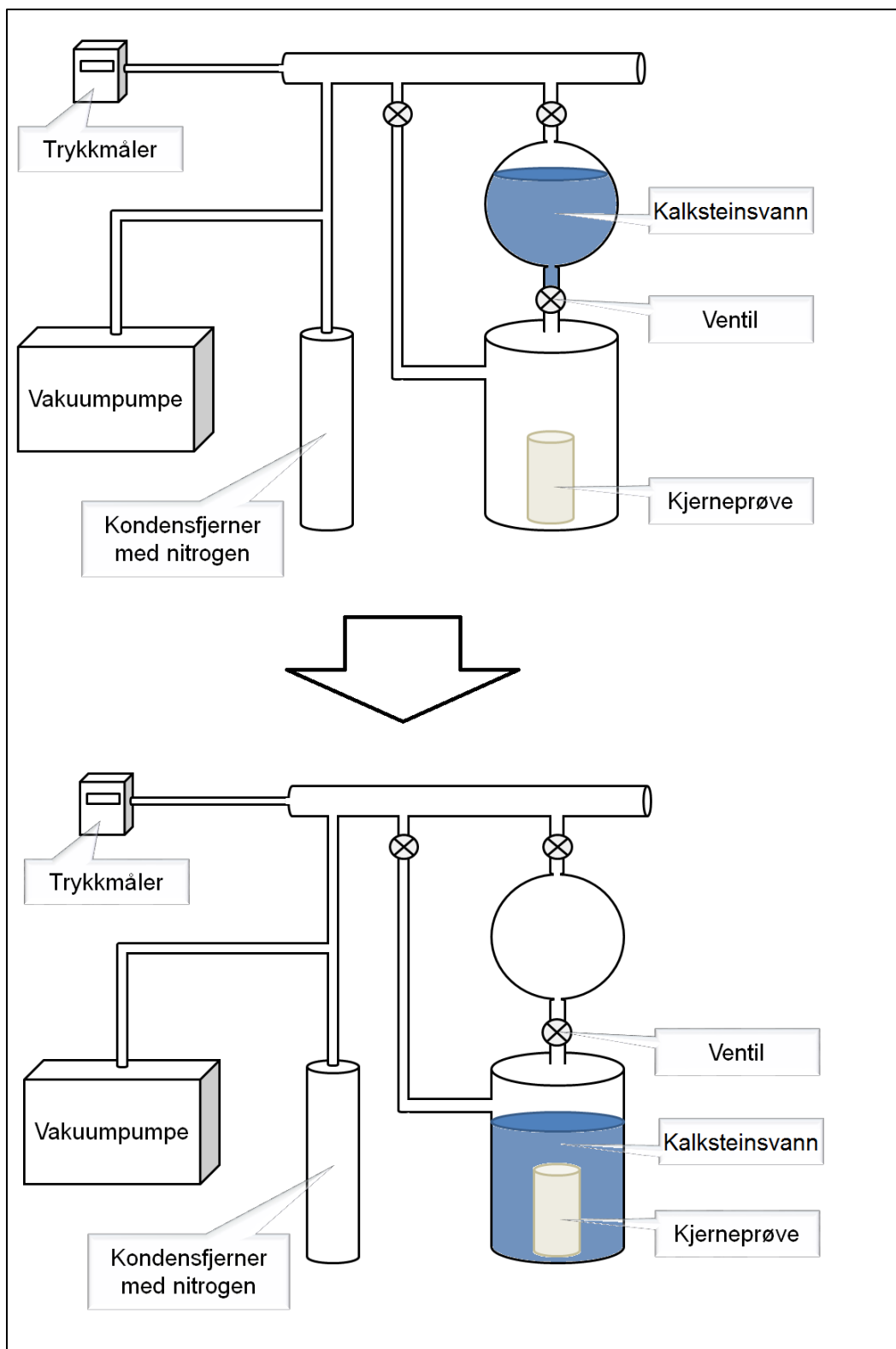
Kjerneprøvene ble først væsket på utsiden med destillert vann, og deretter plassert i et varmeskap ved 80 °C i over 24 timer for å fordampe all fukt slik at kjerneprøvene ble så tørre som mulig.

Etter tørking, ble diameteren og høyden (lengden) til kjerneprøvene målt med en skyvelære som hadde en usikkerhet på $\pm 0,002$ cm, og prøven ble veid ved hjelp av en vekt som hadde en usikkerhet på $\pm 0,01$ g.

For metning av kjerneprøvene brukte vi oppsettet i Figur 6.1. Først vakuuerte vi beholderen for kalksteinsvannet til et trykk på mindre enn 10 mbar. Deretter vakuuerte vi vakuumeringskolben til et trykk på mindre enn 1 mbar. Her er det viktig å vakuuere kjerneprøvene så godt som mulig, siden luft i systemet vil hindre 100 % metning med kalksteinsvann, og dermed lede til underestimering av porøsiteten, i tillegg til at vi får et trefase-system (vann, olje og gass) noe som ikke er ønskelig.

Etter vakuuering, åpnet vi ventilen mellom beholderen for kalksteinsvannet og vakuumeringskolben, slik at kjerneprøvene ble oversvømt av kalksteinsvann. Vi lot kjerneprøvene stå i kalksteinsvannet til likevekt var oppnådd, og veidde dem igjen etter det. Porøsiteten ble beregnet etter ligning 1.1.6, og hadde en usikkerhet på ca. $\pm 0,005$ (se ligning A.5b i appendiks).

Vi mettet noen kjerneprøver med n-dekan (100 % metning med n-dekan). I dette tilfellet fulgte vi prosedyren ovenfor med den forskjell at vi erstattet kalksteinsvannet med n-dekan ved måling av porøsiteten.



Figur 6.1: Brukt oppsett for metning av kjerneprøver.

6.3.2 Måling av porøsitet til blokker

I likhet med kjerneprøvene ble porøsiteten, \emptyset , til blokkene målt ved hjelp av metningsmetoden beskrevet under avsnitt 1.1.

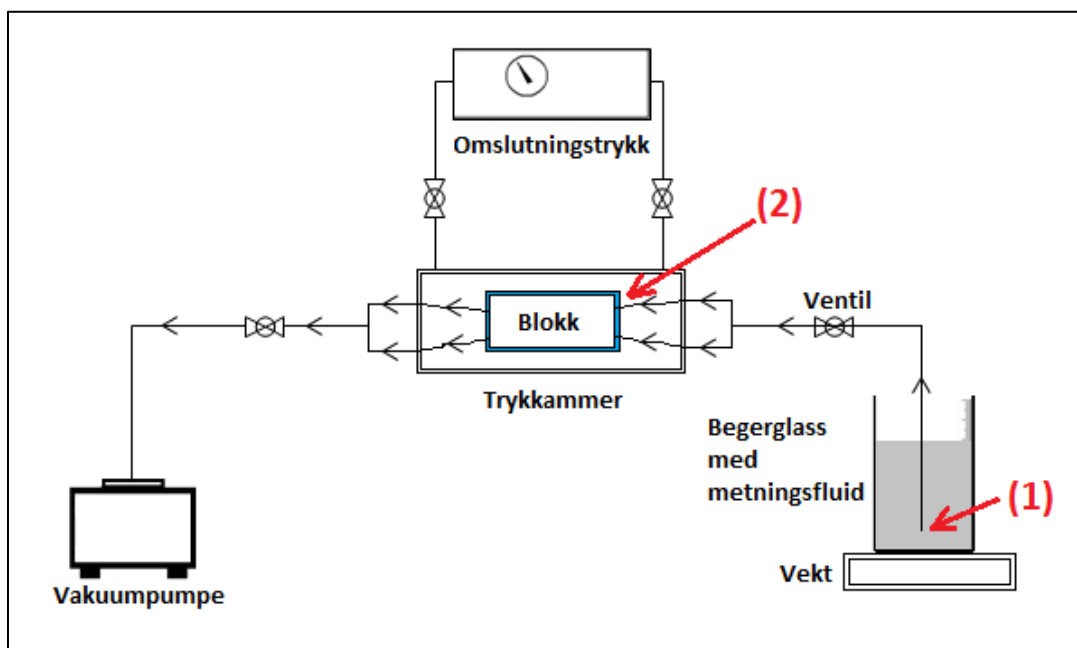
Blokkene som hadde blitt preparert som beskrevet under avsnitt 6.7.2, ble plassert i trykkammeret til oppsettet vist på Figur 6.2, og påført et omslutningstrykk på ca. 4,0 bar ved hjelp av en Quizix SP-5200 pumpe som injiserte pumpeolje i trykkammeret med et konstant trykk på 4 bar.

Etter at omslutningstrykket hadde blitt stabilt, startet vi vakuumering av blokken ved hjelp av en vakuumpumpe. Vakuumering av blokken varte i ca. åtte timer, siden kalkstein har lav matrikspermeabilitet, og følgelig trenger lengre tid for vakuumering. Her var det viktig å vakuumere blokken så godt som mulig, siden luft i porene til blokken vil hindre 100 % metning av blokken med metningsfluidet, noe som leder til underestimering av porøsiteten.

Etter vakuumering av blokken, åpnet vi ventilen mellom metningsfluidet (n-dekan) og blokken, og lot systemet stå over natten, i ca. 18 timer, slik at metningsfluidet kunne imbibere i blokken.

Massen av imbibert metningsfluid, som kunne leses av fra vekten, ble brukt for beregning av porevolumet til blokken, og dermed porøsiteten (se avsnitt 1.1).

Likevel måtte total masse av metningsfluid som hadde imbibert korrigeres, siden massen av metningsfluid i linjen, fra punkt 1 til punkt 2 på Figur 6.2, ikke hadde imbibert i blokken, men blitt værende i linjen, og måtte dermed subtraheres fra imbibert masse til metningsfluid for å komme frem til riktig verdi for porøsitet.



Figur 6.2: En forenklet skisse av brukt oppsett for metning av blokker.

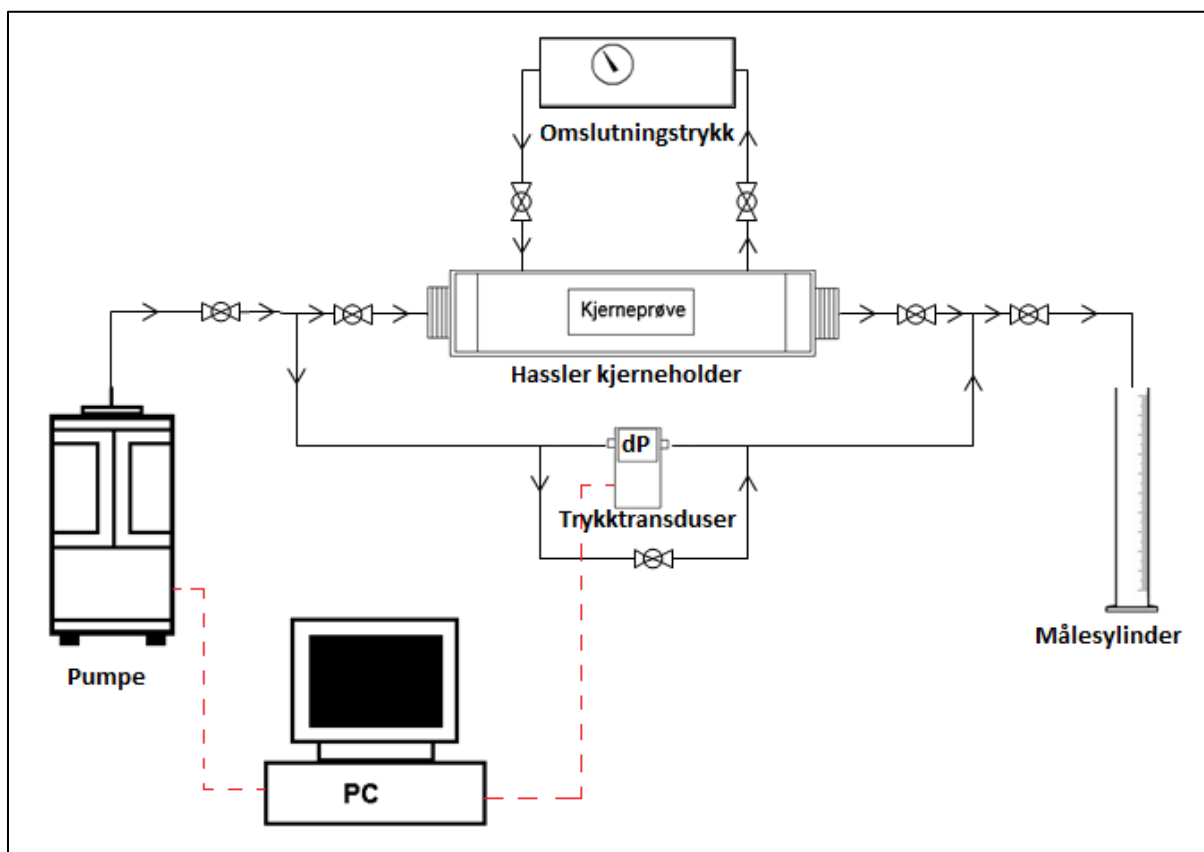
6.4 Måling av absolutt permeabilitet

6.4.1 Måling av absolutt permeabilitet til kjerneprøver

Den absolutte permeabiliteten, K , til kjerneprøvene ble målt ved å anvende Darcys lov (se avsnitt 1.3.1) der en kjerneprøve som var (antatt) 100 % mettet med kalksteinsvann ble flømmet med kalksteinsvann med konstant injeksjonsrate, Q , i en Hassler-kjerneholder (se oppsettet i Figur 6.3). Samtidig målte vi differensialtrykket (trykkforskjellen), Δp , over kjerneprøven når dette hadde blitt stabilt. Vi gjentok denne prosedyren for fire forskjellige injeksjonsrater. For kjerneprøvene som ble 100 % mettet med n-dekan, brukte vi n-dekan istedenfor kalksteinsvann ved måling av absolutt permeabilitet.

Ideelt sett vil et plott av injeksjonsraten, Q , versus differensialtrykket (trykkforskjellen), Δp , gi en rettlinje, der stigningstallet til linjen kan brukes til å beregne den absolutte permeabiliteten, siden viskositeten, μ , til kalksteinsvannet antas å være konstant og kjent, og siden tverrsnittsarealet, A , og lengden, L , til kjerneprøven er kjente parametere (se ligning 1.3.1).

For å unngå strømning av fluider forbi kjerneprøven, ble kjerneprøven påført et omslutningstrykk på ca. 6 bar over linjetrykket.

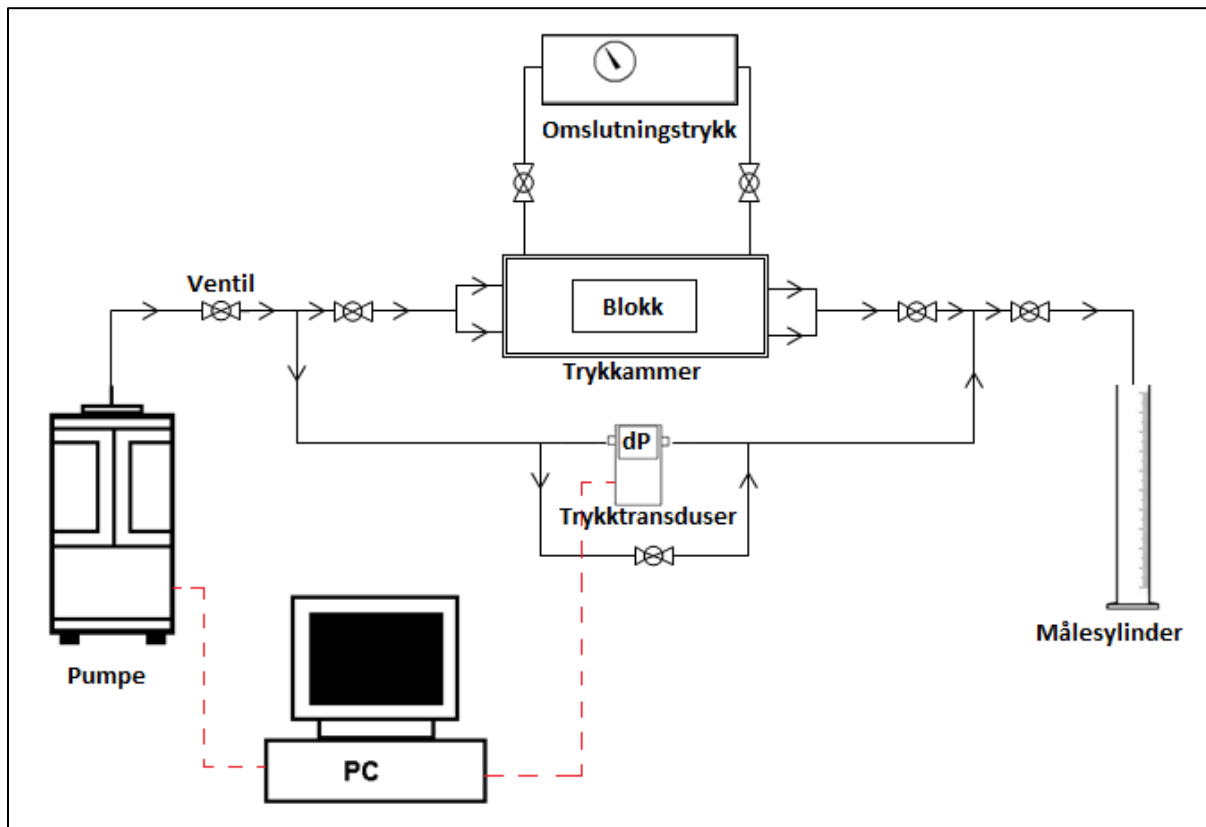


Figur 6.3: Brukt oppsett for måling av absolutt permeabilitet til kjerneprøver.

6.4.2 Måling av absolutt permeabilitet til blokker

Vi målte permeabiliteten til bøkene ved å følge samme prosedyre som for kjerneprøvene (se avsnitt 6.4.1 ovenfor), med den forskjell at vi brukte oppsettet vist på Figur 6.4 der vi brukte et trykkammer istedenfor en Hassler kjerneholder.

Her valgte vi påført omslutningstrykk til å være 4 bar over linjetrykket for å unngå uønskelig oppsprekking av blokken, siden blokker av kalkstein er sprøere sammenlignet med kalkstein kjerneprøver på grunn av deres form og størrelse.



Figur 6.4: En forenklet skisse av brukt oppsett for måling av absolutt permeabilitet til blokker.

6.5 Primær drenering

6.5.1 Primær drenering av kjerneprøver

For drenering av de sterkt vannvættende kjerneprøvene som var mettet med kalksteinsvann, bruke vi n-dekan ($C_{10}H_{22}$) som ble injisert med en konstant differensialtrykk på ca. 2 bar/cm inntil kalksteinsvann produksjonen flatet ut (se oppsettet i Figur 6.3).

Vi injiserte ca. 5 PV n-dekan, men snudde injeksjonsretningen etter injeksjon av 2,5 PV for å få en best mulig homogen metning i kjerneprøvene.

Vi brukte en målesylinder med en usikkerhet på $\pm 0,5$ ml for måling av produsert kalksteinsvann, og beregnet vann- og oljemetningen ved ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , ved å anvende materialbalanse.

6.6 Oppsett for flytende CO₂-flømming eksperimenter

6.6.1 Oppsett for flytende CO₂-flømming av kjerneprøver

Det ble brukt en del tid på å bygge et oppsett for utføring av CO₂-flømming eksperimenter på kjerneprøver (se Figur 6.5) ved å bruke følgende utstyr:

- Hassler kjerneholder for 2'' kjerneprøver
- Quizix QX1500 pumpe
- Validyne P61 differensialtrykkmåler
- Manometer
- Baktrykksregulator
- Buffer for CO₂ med et volum på 1,0 L
- Sikkerhetsventil som var regulert til å utløse ved 105 bar
- CO₂ tank med et trykk på 60 bar
- Nitrogen tank med et trykk på ca. 180 bar
- Håndpumpe for omslutningstrykk
- Swagelok tubing, ventiler og fitting
- PC
- Webkamera

Oppsettet var designet slik at det var mulig å legge deler av det i et varmeskap for utføring av superkritisk CO₂-flømming eksperimenter, eller legge til ekstra linjer for utføring av CO₂-skum flømming eksperimenter.

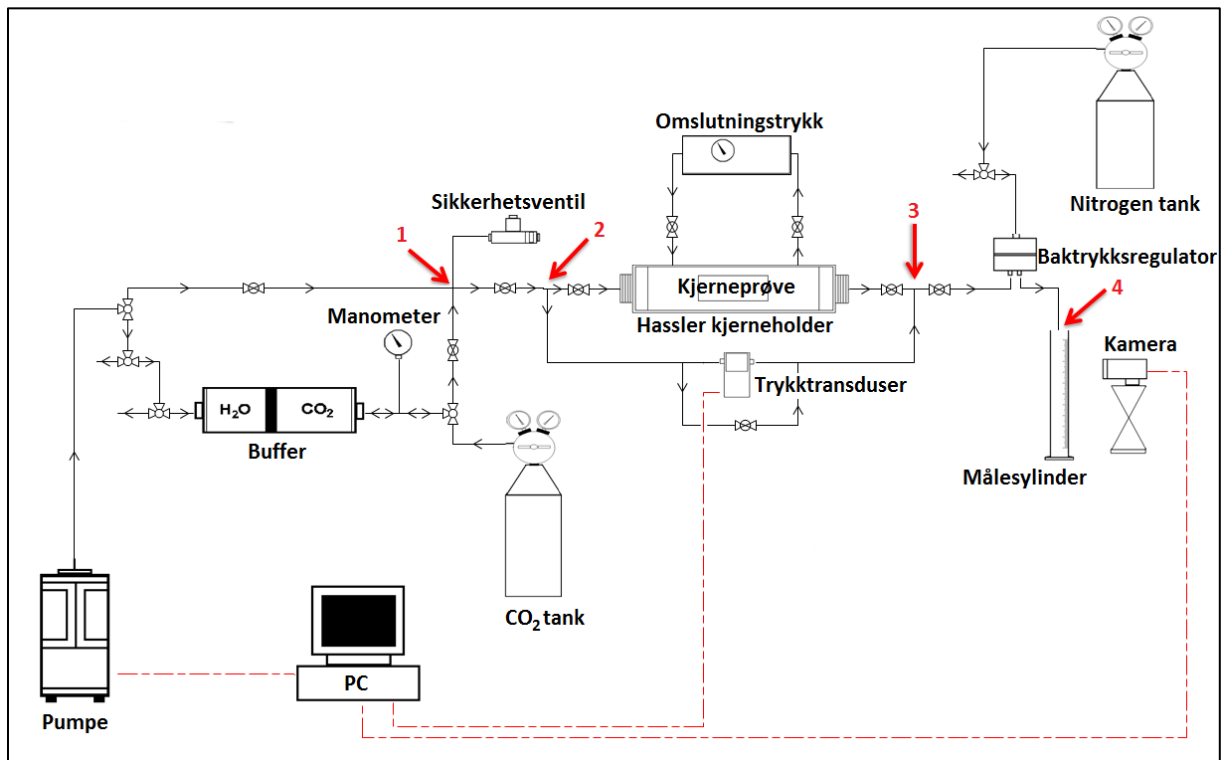
Differensialtrykkmåleren og Quizix pumpen ble kalibrert på forhånd ved å følge bruker manualen til hvert utstyr, der differensialtrykkmåleren ble kalibrert ved å bruke en «Pressure Calibrator DPI 610» som genererte kjent trykk på opptil 20 bar, mens Quizix pumpen ble kalibrert ved å bruke en trykkmåler som ble koblet til pumpen og som dermed kunne vise pumpetrykket.

Oppsettet ble trykktestet ved et trykk på 100 bar ved å bruke n-dekan og/eller CO₂, slik at eventuelle lekkasjer skulle oppdages og fikses før start av eksperimentene.

For å unngå produksjon av n-dekan fra linjene som følge av CO₂ diffusjon, ble deler av linjene fylt med vann. Dette omfatter linjen fra punkt 1 på Figur 6.5 frem til sikkerhetsventilen, og linjen fra punkt 2 gjennom differensialtrykkmåleren frem til punkt 3.

Vi målte også volumet av linjen fra punkt 1 rett mot punkt 2 frem til kjerneholderens innløp, og volumet fra kjerneholderens utløp gjennom punkt 3 og baktrykksregulatoren frem til

punkt 4. Dette volumet kaller vi for dødvolum som må trekkes fra total produsert n-dekan når systemet blir trykket opp med n-dekan.



Figur 6.5: Skjematisk tegning av oppsettet designet for CO₂-flømming eksperimenter på kjerneprøver.

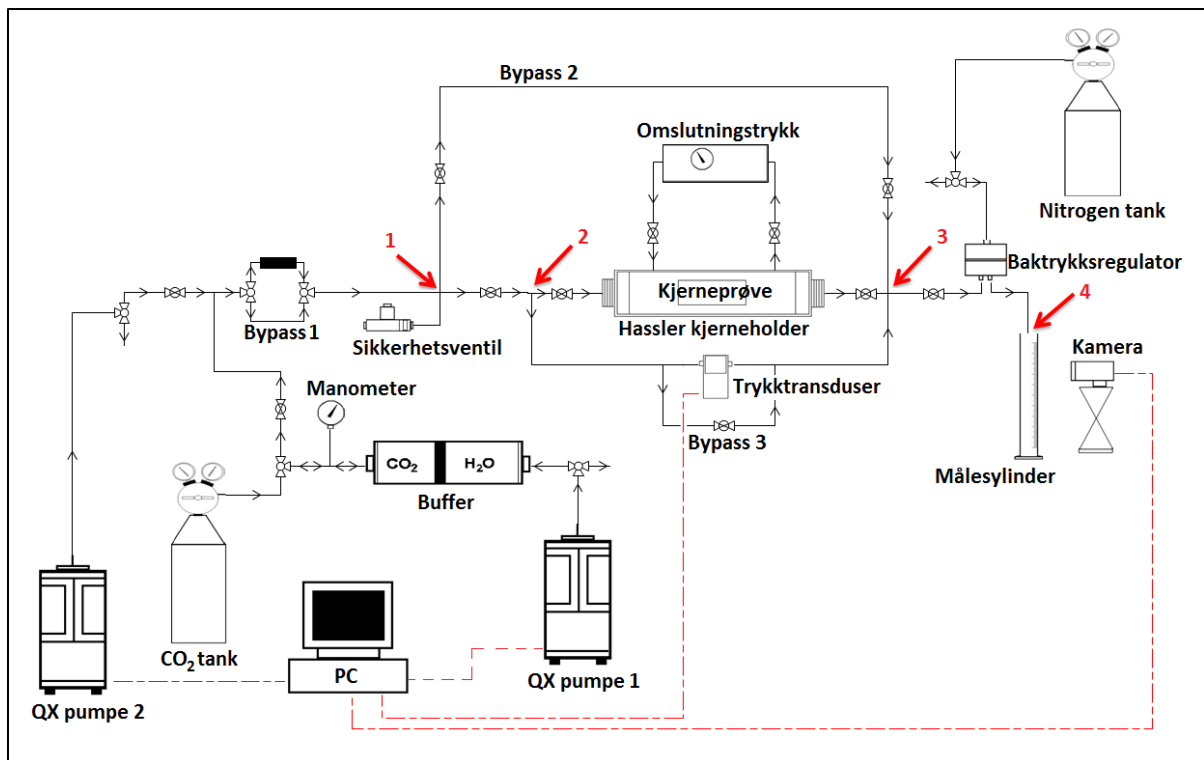
6.6.2 Oppsett for CO₂-skum flømming av kjerneprøver

For å kunne utføre CO₂-skum flømming eksperimenter på kjerneprøver, modifiserte vi oppsettet omtalt under avsnitt 6.6.1 ved å koble inn følgende deler i oppsettet (se Figur 6.6):

- En Quizix QX1500 pumpe for injeksjon av surfaktantløsningen
- En skumgenerator for generering av skum ved samtidig injeksjon av CO₂ og surfaktantløsningen.
- En bypasslinje fra punkt 1 til punkt 3 for å kunne rense deler av oppsettet fra andre fluider ved behov

Skumgeneratoren ble laget ved å fylle 12 cm av en 1/4" tubing med ukonsolidert sand, og plassere filtre ved begge endene av tubingene for å hindre sandpartikler i å strømme med injisert fluid og plugge linjene til systemet.

Dødvolumet til dette oppsettet, dvs. oppsettet designet for CO₂-skum flømming eksperimenter vist i Figur 6.6, blir forskjellig fra dødvolumet til oppsettet for CO₂-flømming eksperimenter som ble omtalt under avsnitt 6.6.1, og omfatter linjen fra punkt 1 rett mot punkt 2 og frem til kjerneholderens innløp, og volumet fra kjerneholderens utløp og frem til punkt 3 (Figur 6.6). Dette dødvolumet ble målt flere ganger, og må tas hensyn til i hvert eksperiment.



Figur 6.6: Skjematiske tegning av oppsettet designet for CO₂-skum flømming eksperimenter på kjerneprøver.

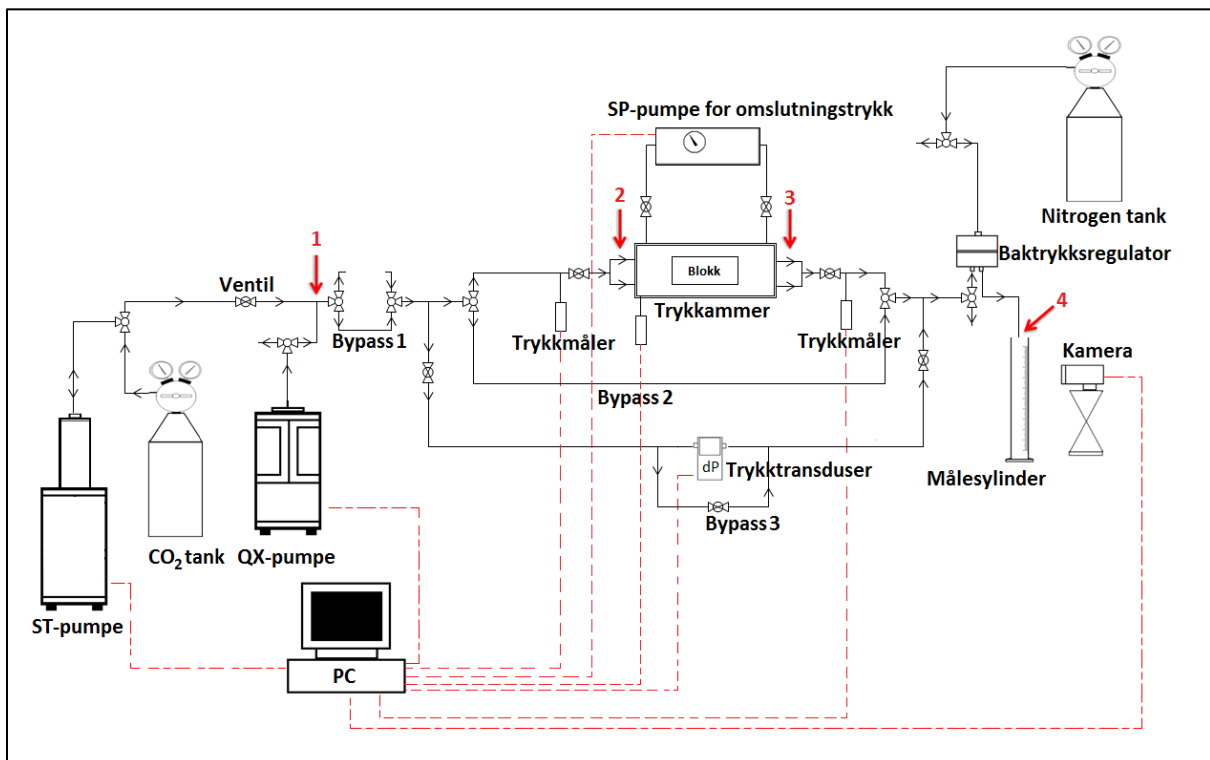
6.6.3 Oppsett for CO₂- og CO₂-skum flømming av blokker

For å bygge et oppsett for utføring av CO₂- og CO₂-skum flømming eksperimenter på blokker (se Figur 6.7) brukte vi følgende utstyr:

- Trykkammer
- Quizix QX1500 pumpe
- Quizix SP-5200 pumpe
- ST Stigma pumpe
- Validyne P61 differensialtrykkmåler
- Manometer
- Unik 5000 absoluttrykkmåler
- Baktrykksregulator
- Sikkerhetsventil som var regulert til å utløse ved 105 bar
- CO₂ tank med et trykk på 60 bar
- Nitrogen tank med et trykk på ca. 180 bar
- Swagelok tubing, ventiler og fitting
- PC
- Webkamera

Vi kalibrerte alle pumpene (Quizix QX1500 pumpe, Quizix SP-5200 pumpe, ST Stigma pumpe) ved å følge brukermanualen til pumpene, og trykktestet hele oppsettet for å oppdage eventuelle feil og/eller lekkasjer. Unik 5000 absoluttrykkmålerne ble også kalibrert ved hjelp av en «Pressure Calibrator DPI 610».

Vi regnet dødvolumet til oppsettet flere ganger. Dette består av to deler, innløp delen som omfatter linjen fra punkt 1 på Figur 6.7 gjennom bypass1 og rett mot punkt 2, og utløp delen som omfatter linjen fra punkt 3 på Figur 6.7 og rett mot punkt 4 gjennom baktrykksregulatoren. Dette volumet må tas hensyn til ved beregning av kumulativ produsert n-dekan i hvert eksperiment.



Figur 6.7: Skjematisk tegning av oppsettet designet for CO₂-flømming eksperimenter på blokker.

6.7 Oppsprekking og preparering av kjernemateriale

6.7.1 Oppsprekking og preparering av kjerneprøver

For å kunne studere effekten av sprekk på utvinningsgraden, lagde vi kunstige sprekker i noen av kjerneprøvene (Figur 6.8 og Figur 6.9). Vi brukte en vannkjølt sirkelsag til å dele noen av kjerneprøvene i to deler langs lengdeaksen, men siden kjerneprøvene var sterkt vannvættende (med en antatt Amott-Harvey indeks på 1,0), brukte vi ikke vannkjøling på sagen ved kutting av kjerneprøvene for å unngå spontan imbibisjon av vann til kjerneprøvene, noe som ville lede til endret metning.

Sagbladet hadde en tykkelse på ca. 2,0 mm, og fjernet dermed en del av kjerneprøvene med en tykkelse på ca. 2,5 – 3,0 mm. Sprekkene hadde en ganske jevn overflate uten noen merkbare grovheter.

En del av kjerneprøvene ble kuttet ved hjelp av en linear sag uten vannavkjøling. Denne sagen hadde en tykkelse på ca. 1,0 mm, slik at det ble fjernet en del av kjerneprøvene med en tykkelse på ca. 1,0 – 1,5 mm. Her hadde også sprekkene en ganske jevn overflate.

Siden kalkstein kjerneprøvene antas å være ganske homogene med hensyn til porøsiteten (se avsnitt 6.2), antar vi at porøsiteten og metningen ikke blir endret ved oppsprekking. Likevel vil oppsprekkingen lede til endret porevolum og følgelig utvinnbar oljevolum.

Vi beregnet porevolumet til kjerneprøvene etter oppsprekking ved å subtrahere avkuttet volum av kjerneprøven fra volumet til kjerneprøven før oppsprekking:

$$PV_{etter\ oppsprekking} = PV_{før\ oppsprekking} - L * D * B_{avkuttet} * \emptyset \quad (6.7.1)$$

der $PV_{etter\ oppsprekking}$ er porevolumet til kjerneprøven etter oppsprekking, $PV_{før\ oppsprekking}$ er porevolumet til kjerneprøven før oppsprekking, L er lengden til kjerneprøven, D er diameteren til kjerneprøven, og $B_{avkuttet}$ er avkuttet tykkelse.

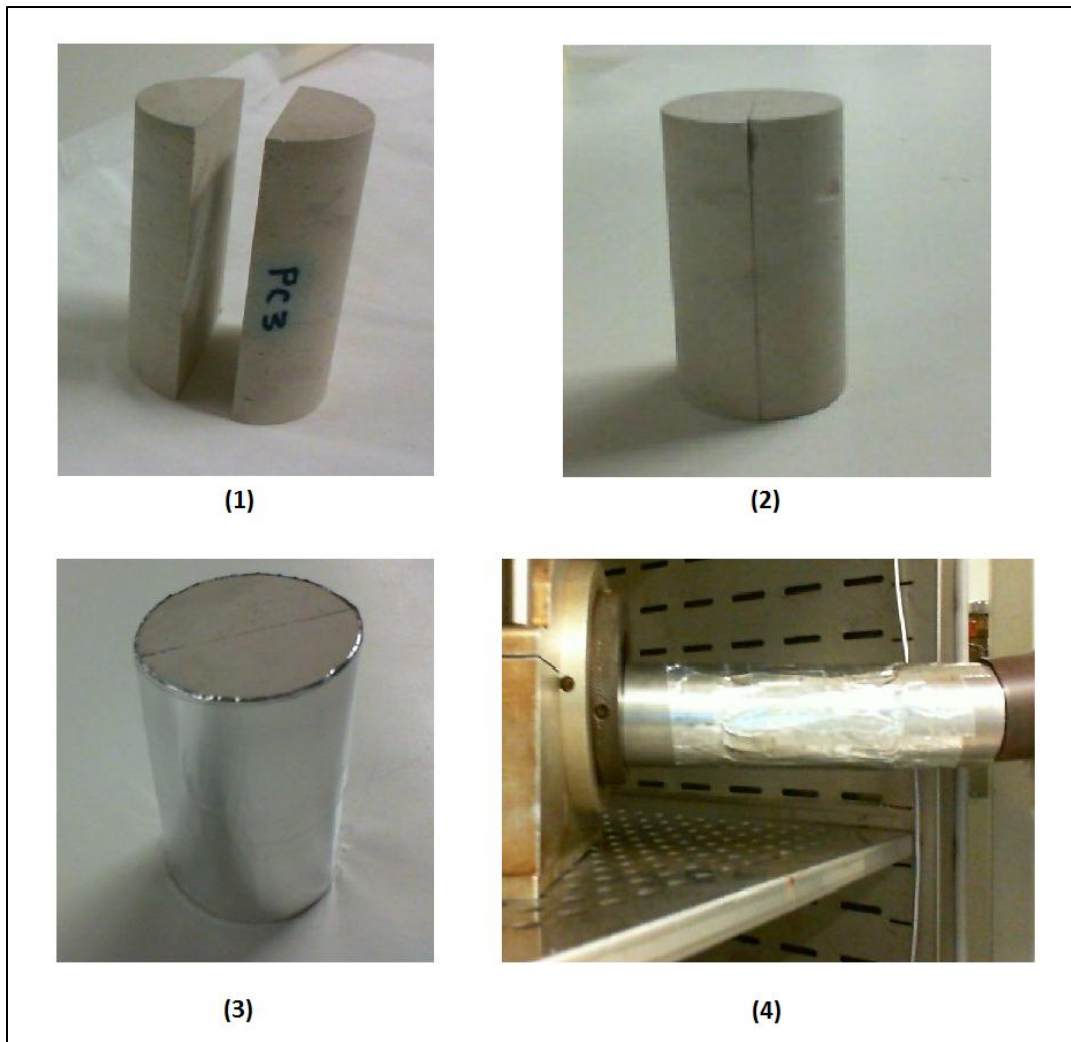
Vi brukte også materialbalanse til å beregne porevolumet etter oppsprekking. Vi veide kjerneprøvene før og etter oppsprekking, og brukte massedifferansen til å beregne avkuttet volum av kjerneprøven, siden vi antar at kjerneprøvene er ganske homogene (avsnitt 6.2), slik at vi kan beregne massetettheten til kjerneprøvene, og bruke dette til å beregne avkuttet volum:

$$PV_{etter\ oppsprekking} = PV_{før\ oppsprekking} - \frac{\Delta m_{oppsprekking}}{\rho_{kjerneprøve}} * \emptyset \quad (6.7.2)$$

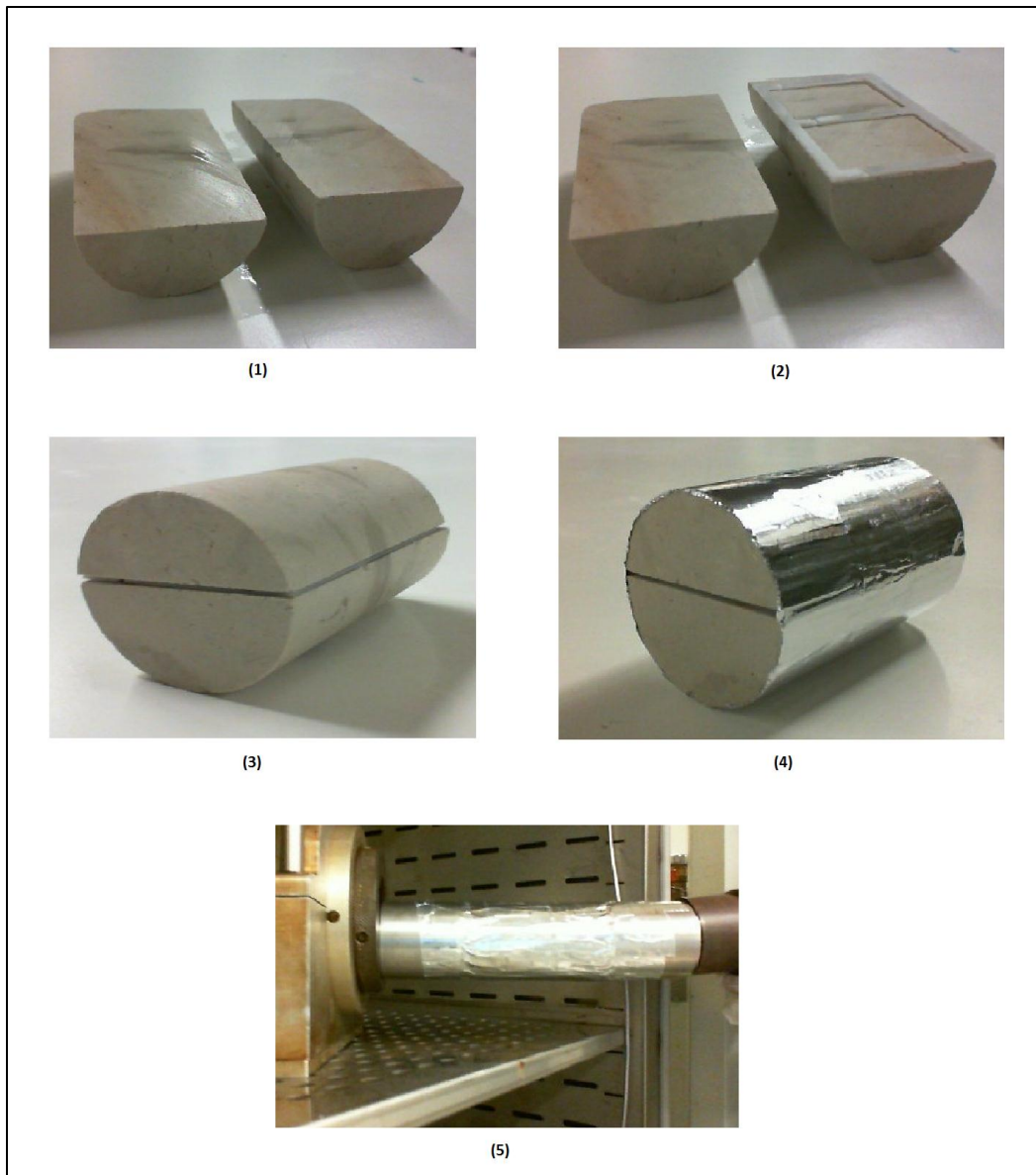
der $\Delta m_{oppsprekking}$ er massedifferansen før og etter oppsprekking, og $\rho_{kjerneprøve}$ er massetettheten til kjerneprøven.

For å kunne eliminere effekten av variasjon i sprekkpermeabilitet på utvinningen, plasserte vi, for noen av kjerneprøvene, spacer i sprekkene (Figur 6.9) slik at sprekkpermeabiliteten var ganske konstant fra et eksperiment til et annet, og flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten. Dermed kunne vi anta at sprekkpermeabiliteten var en konstant fra et eksperiment til et annet.

De to oppsprukne delene av kjerneprøven ble satt på plass, enten uten spacer (Figur 6.8), eller med spacer mellom delene (Figur 6.9), og tapet sammen med aluminiumtape (Figur 6.8 og Figur 6.9). Vi tapet også kjerneprøven med endestykkene til kjerneholderen ved hjelp av aluminiumtape (Figur 6.8 og Figur 6.9). Vi brukte aluminiumtape for å hindre kontakt mellom CO₂ og gummihylsen til kjerneholderen, siden CO₂ har korroderende effekt på gummihylsen og O-ringene til kjerneholderen.



Figur 6.8: Bilder av en kjerneprøve uten spacer, (1) oppsprukket kjerne (2) delene satt sammen til lukket sprekk (3) kjerne tapet med aluminiumtape (4) kjerne tapet med endestykkene til kjerneholderen med aluminiumtape.



Figur 6.9: Bilder av en kjerneprøve med spacer, (1) oppsprukket kjerne (2) spacer plassert mellom delene (3) delene satt sammen med spacer mellom dem (4) kjerne tapet med aluminiumtape (5) kjerne tapet med endestykkene til kjerneholderen med aluminiumtape.

Permeabiliteten til kjerneprøvene etter oppsprekking ble målt ved å følge samme prosedyre som omtalt under avsnitt 6.4, men vi brukte n-dekan som injeksjonsfluid siden kjerneprøvene enten var ved ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , eller var mettet med n-dekan (100 % mettet med n-dekan).

Vi kaller permeabiliteten etter oppsprekking for totalpermeabilitet, K_{total} :

$$K_{total} = K_{matriks} + K_{sprekk} \quad (6.7.3)$$

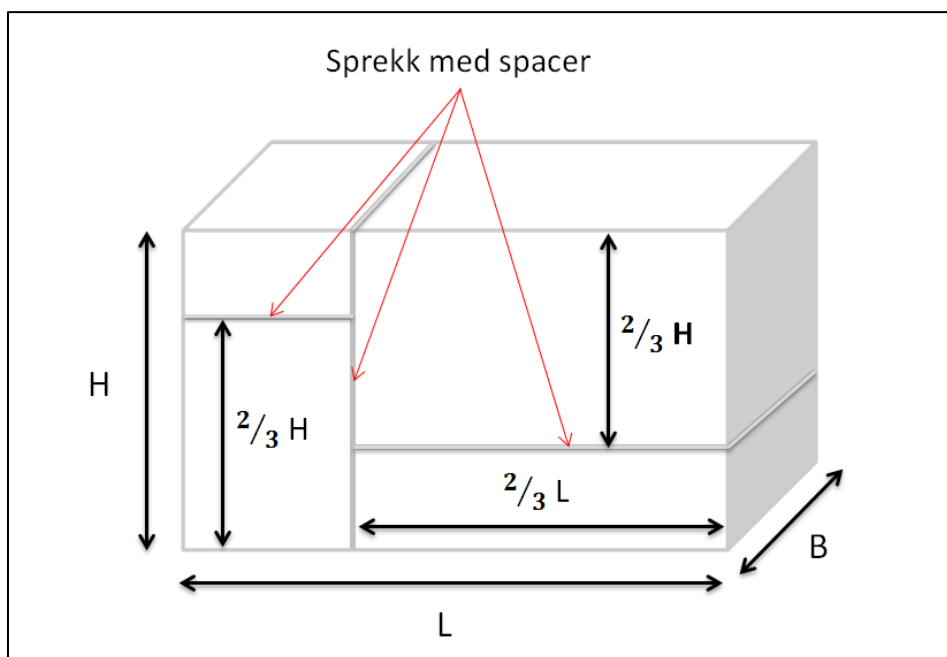
der $K_{matriks}$ er målt permeabilitet før oppsprekking dvs. matrikspermeabiliteten, og K_{sprekk} er permeabiliteten til sprekk.

Siden sprekkpermeabiliteten for oppsprukne kjerneprøver med spacer er flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, er bidraget fra matrikspermeabiliteten neglisjerbar sammenlignet med bidraget fra sprekkpermeabiliteten ved bruk av spacer i sprekkene. Derfor kan vi sette totalpermeabilitet, K_{total} , tilnærmet lik sprekkpermeabilitet, K_{sprekk} , i de tilfellene vi har brukt spacer i sprekkene:

$$K_{total} \approx K_{sprekk} \quad (6.7.4)$$

6.7.2 Oppsprekking og preparering av blokker

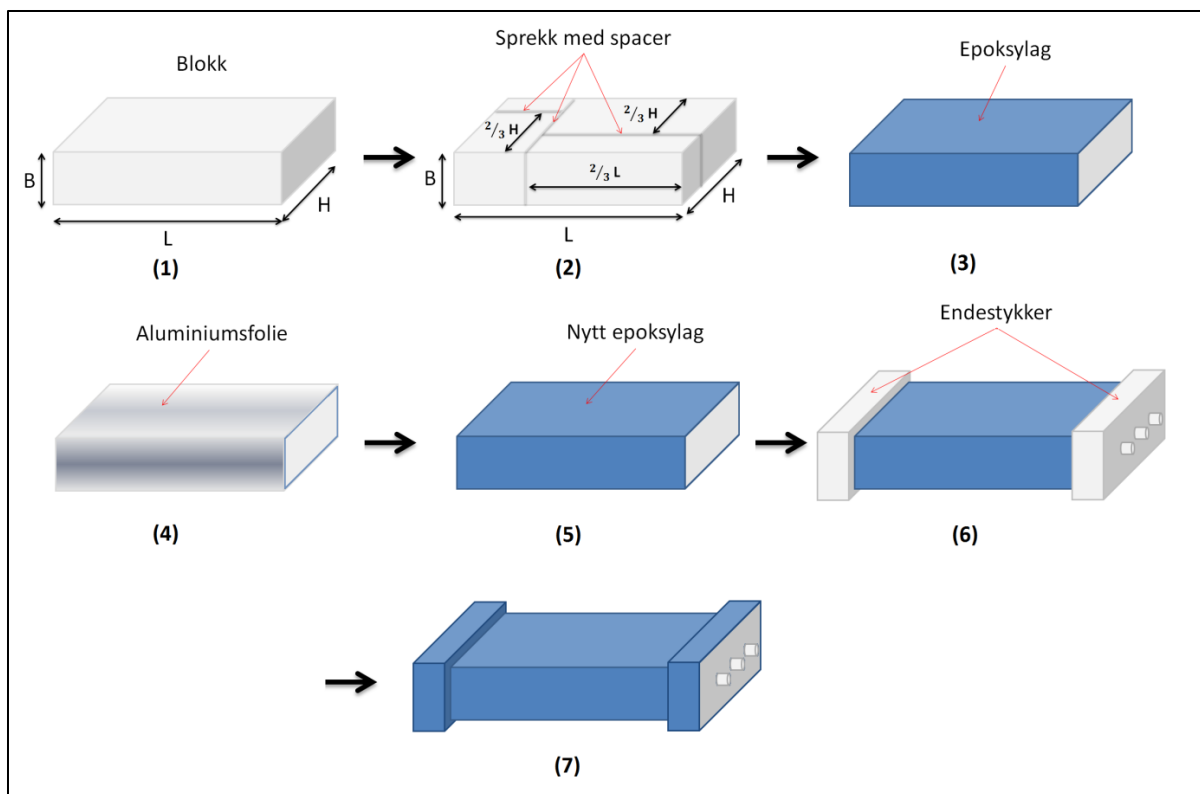
Blokkene ble preparert ved at vi først vasket dem på utsiden med destillert vann for å fjerne kalk rester på blokkoverflaten, og plasserte dem i et varmeskap ved 80 °C i noen dager for tørking. Deretter ble blokkene oppsprukket ved hjelp av en linear sag. Relativ posisjon av sprekkene i blokkene er vist på Figur 6.10. Etter oppsprekking ble delene vasket med destillert vann på nytt for å fjerne kalkrester som følge av oppsprekkingen, og ble plassert i varmeskap for tørking i noen dager.



Figur 6.10: Skisse av en blokk med relativ posisjon av sprekkene.

Etter at delene var tørket, veide vi delene både samlet og hver for seg. Vi tok også dimensjoner (lengde, bredde og høyde) på hver enkel del.

Vi plasserte delene sammen i den originale stillingen før oppsprekking, men med spacer mellom dem (Figur 6.10) for å skape et system med åpen sprekk som kan antas å ha konstant sprekkpermeabilitet, og påførte et lag med epoksy på hele blokken (Figur 6.11) bortsett fra de to endene av blokken, dvs. bortsett fra innløp- og utløpsiden som vi hadde dekket med tape for å hindre epoksy i å dekke dem.



Figur 6.11: Skjematisk representasjon av de forskjellige stegene i preparering av en blokk.

Etter at det første epoksytaget var tørket, pusset vi epoksytaget med grov sandpapir for å skape en grov overflate slik at neste epoksytag kunne settes på det forrige laget med god grep mellom lagene, og rett etter at vi hadde påført det andre laget med epoksy på blokken, pakket vi blokken med aluminiumsfolie for å hindre diffusjon av CO_2 gjennom epoksytaget. Deretter påførte vi enda et nytt lag med epoksy over aluminiumsfolien, og lot det tørke i noen dager.

Da epoksytaget hadde tørket, pusset vi epoksytaget med sandpapir, og satte endestykker på de to endene av blokken. Deretter påførte vi et nytt lag med epoksy over blokken og sidene av endestykkene slik at alle sider av blokken, bortsett fra innløp- og utløpsiden, var dekket med epoksy. Vi lot det tørke, pusset epoksytaget med sandpapir og påførte et nytt lag med epoksy. Vi gjentok den siste prosedyren til at vi hadde nok lag med epoksy på blokken (Figur 6.11).

For å være sikker på at vi ikke hadde lekkasjer gjennom epoksytagene og/eller gjennom endestykkene, påførte vi et trykk på ca. 1,0 bar på en av blokkens innløp, mens de andre innløp eller utløpene var stengt. Etter noen timer hadde trykket i blokken ikke endret seg noe merkbart, noe som var en indikasjon på at vi ikke hadde lekkasjer.

6.8 Forberedelse av et eksperiment

6.8.1 Forberedelse av et CO₂-flømming eksperiment på en kjerneprøve

Før oppstart av hvert eksperiment, fylte vi bufferen med CO₂ fra CO₂ tanken som var ved et trykk på ca. 60 bar, og lot det relaxere i noen timer. Deretter trykket vi bufferen opp til et trykk på 90 bar ved injeksjon av destillert vann i bufferen fra Quizix pumpen. Når bufferen var ved ca. 90 bar, lot vi pumpen injisere med en konstant trykk på 90 bar til trykket i bufferen hadde blitt stabilt (Figur 6.5).

Deretter ble kjerneprøven tapet med endestykkene til kjerneholderen med aluminiumtape (detaljert beskrivelse under avsnitt 6.7), og plassert i kjerneholderen.

Kjerneprøven ble hele tiden påført et omslutningstrykk på ca. 8-12 bar over linjetrykket for å hindre strømning av fluider forbi kjerneprøven, dvs. strømning av fluider mellom kjerneprøven og gummihylsen til kjerneholderen.

Vi påførte utløpsiden av produksjonslinjen et baktrykk på 90 bar ved hjelp av baktrykksregulatoren og nitrogen tanken. Etter det trykket vi systemet opp med n-dekan til et trykk på 90 bar. Her må det merkes at det gikk noe n-dekan med til opptrykking av systemet. Dette volumet kaller vi for opptrykksvolum, som må trekkes fra total produsert n-dekan i tillegg til dødvolumet og eventuelt sprekkvolum ved bruk av spacer.

Når systemet var ved et trykk på 90 bar, startet vi eksperimentene ved å injisere CO₂ med en konstant rate på 4,0 ml/t, men et par av de første eksperimentene ble utført ved en konstant injeksjonsrate på 2,0 ml/t.

For hvert eksperiment logget vi differensialtrykket over kjerneprøven som funksjon av tid ved hjelp av en Validyne differensialtrykkmåler, produksjonen som funksjon av tid ved hjelp av et webkamera som tok bilder av målesylinderen med en gitt frekvens, og data fra Quizix pumpen der parametere som trykk, injeksjonsrate og kumulativt injisert volum ble logget som funksjon av tid, og ble benyttet til beregning av injisert porevolum.

6.8.2 Forberedelse av et CO₂-skum flømming eksperiment på en kjerneprøve

For CO₂-skum flømming eksperimentene fulgte vi de samme prosedyrene som ble omtalt under avsnitt 6.8.1 når det gjelder opptrykk av buffer, forberedelse av kjerneprøve, påført omslutningstrykk, valg av baktrykk med påfølgende opptrykk av systemet, og logging av eksperimentet, men forskjellen var at vi, etter opptrykk av systemet, flømmede linjene med surfaktantløsningen fra QX pumpe 2 gjennom bypass 1 og bypass 2 og helt til punkt 4 (Figur 6.6) for å rense linjene fra rester av andre fluider fra tidligere eksperimenter.

Eksperimentet ble startet ved å injisere CO₂, og surfaktantløsningen samtidig med et forhold på 9:1, dvs. injisere CO₂ med en konstant rate på 3,6 ml/t og surfaktantløsningen med en konstant rate på 0,4 ml/t.

6.8.3 Forberedelse av et CO₂-flømming eksperiment på en blokk

Før oppstart av et CO₂-flømming eksperiment på en blokk, fylte vi ST-pumpen med CO₂ fra CO₂ tanken som var ved et trykk på ca. 50 bar (Figur 6.7), og trykket det opp til et trykk på ca. 90 bar ved å velge alternativet «Pressure Regulation» som holdt trykket i ST-pumpen ved et trykk på 90 bar til CO₂ i ST-pumpen hadde relaxert slik at trykket ble stabilt ved valgt trykk på 90 bar.

Etter at vi hadde plassert blokken i trykkammeret, startet vi injeksjon av pumpeolje i trykkammeret ved hjelp av SP-pumpen. Når trykkammeret hadde blitt fylt med pumpeolje, fortsatte vi injeksjon av pumpeolje med et konstant trykk på 4,0 bar til trykket i trykkammeret hadde blitt stabilt ved dette trykket.

Deretter påførte vi utløpsiden av produksjonslinjen et baktrykk på 90 bar ved hjelp av baktrykksregulatoren som var koblet til nitrogen tanken, og trykket systemet gradvis opp med n-dekan til et trykk på 90 bar, mens omslutningstrykket ble holdt 4-6 bar over linjetrykket. Her måtte vi trykke opp systemet gradvis for å unngå spreking av blokken som lettere kan sprekke sammenlignet med kjerneprøver på grunn av blokkens form og størrelse.

Volumet av n-dekan som gikk med til opptrykking av systemet ble notert og kalt opptrykksvolum som må trekkes fra total produsert n-dekan i tillegg til dødvolumet til systemet og sprekkvolumet til blokken.

Når systemet var ved et trykk på 90 bar, startet vi eksperimentet ved å injisere CO₂ med en konstant rate på 12,0 ml/t.

Blokkene hadde et tverrsnittsareal som var større enn tverrsnittsarealet til kjerneprøvene. Derfor valgte vi en injeksjonsrate på 12,0 ml/t for blokkene, siden denne injeksjonsraten gir tilnærmet samme størrelsesforhold mellom injeksjonsrate og tverrsnittsareal som en injeksjonsrate på 4,0 ml/t gir for kjerneprøvene. Dette er av særlig betydning ved sammenligning av resultater fra eksperimenter på blokk og kjerneprøver.

For hvert eksperiment logget vi linjetrykket ved innløp- og utløpsiden av blokken ved hjelp av to Unik 5000 absoluttrykkmålere, og brukte dette til å beregne differensialtrykket over blokken til enhver tid.

Vi logget også produksjonen som funksjon av tid ved hjelp av et webkamera som tok bilder av målesylindren med en gitt frekvens, mens injisert porevolum CO₂ ble beregnet ved hjelp av injeksjonsraten fra ST-pumpen.

Del 3: Resultater og diskusjon

7 Resultater

I dette kapittelet presenterer vi oppnådde resultater fra utførte eksperimenter. Først presenterer vi oppnådde resultater fra standard kjerneanalyse, deretter presenterer vi hvert enkelt eksperiment der parametere av betydning for eksperimentet, som oljemetning, utvinningsgrad og differensialtrykket over kjerneprøven som funksjon av injisert porevolum fluid, presenteres ytterligere.

Kapittelet er delt slik at vi presenterer «baseline» eksperimenter i kjerneprøver først, deretter presenterer vi utførte eksperimentene i kjerneprøver steg for steg slik at det blir mulig å sammenligne økt utvinning ved forskjellige betingelser og ved anvendelse av forskjellige metoder.

Vi utførte også to blokkeksperimenter der hovedhensikten var oppskalering av eksperimentene som ble utført på kjerneprøver, siden blokkene hadde et mye større volum, og følgelig porevolum, sammenlignet med kjerneprøvene, samt at vi kunne lage et mer komplisert sprekknettverk i blokkene sammenlignet med kjerneprøvene.

Alle eksperimentene ble utført ved romtemperatur (ca. 23 °C) på prøver (både kjerneprøver og blokker) som var sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks, I_{A-H} , på 1,0.

7.1 Resultater fra standardkjerneanalyse

Det ble preparert 17 kjerneprøver og 2 blokker i forbindelse med denne masteroppgaven.

Tabell 7.1 gir en oversikt over målte dimensjoner og beregnede verdier fra standard kjerneanalyse for kjerneprøvene, mens Tabell 7.2 gir en oversikt over tilsvarende verdier for blokkene.

Kjerneprøvene PC5, PC6 og PC10 ble 100 % mettet med kalksteinsvann, men ikke drenert til ikke-reduserbar vannmetning, og heller ikke brukt videre i eksperimenter.

For de av kjerneprøvene som ble oppsprukket, viser porevolumet (PV) til porevolum etter oppsprekking, dvs. porevolumet ble korrigert for oppsprekking etter prosedyren beskrevet under avsnitt 6.7.1. Tilsvarende gjelder for opprinnelig oljemengde i kjerneprøven (OOIP).

Tabell 7.1: Dimensjoner og data fra standard kjerneanalyse for kjerneprøvene benyttet i denne masteroppgaven.

| Kjerne ID | D [cm] | L [cm] | \emptyset | $K_{matriks}$ [mD] | PV [ccm] | S_{wi} | S_{oi} | OOIP [ml] |
|-----------|----------|----------|-------------|--------------------|----------|----------|----------|-----------|
| PC1 | 5.084 | 7.380 | 0.475 | 3.7 | 71.12 | 0.34 | 0.66 | 47.0 |
| PC2 | 5.080 | 8.300 | 0.473 | 3.4 | 76.79 | 0.34 | 0.66 | 50.8 |
| PC3 | 5.070 | 9.000 | 0.471 | 3.6 | 79.85 | 0.31 | 0.69 | 55.0 |
| PC4 | 5.088 | 8.082 | 0.476 | 4.1 | 78.17 | 0.31 | 0.69 | 54.0 |
| PC5* | 5.080 | 6.778 | 0.462 | 3.5 | 63.41 | 1.00 | 0.00 | 0.00 |
| PC6* | 5.080 | 8.070 | 0.485 | 3.9 | 79.30 | 1.00 | 0.00 | 0.00 |
| PC7 | 5.088 | 7.980 | 0.470 | 3.2 | 73.41 | 0.30 | 0.70 | 51.0 |
| PC8 | 5.072 | 7.292 | 0.479 | 3.8 | 70.55 | 0.31 | 0.69 | 49.0 |
| PC9 | 5.080 | 8.040 | 0.476 | 3.5 | 74.99 | 0.34 | 0.66 | 49.5 |
| PC10* | 5.082 | 7.394 | 0.484 | 3.6 | 72.54 | 1.00 | 0.00 | 0.00 |
| PC11 | 5.092 | 7.430 | 0.473 | 3.6 | 66.73 | 0.34 | 0.66 | 44.3 |
| PC12 | 5.070 | 7.422 | 0.475 | 4.0 | 71.10 | 0.28 | 0.72 | 51.5 |
| PC13 | 5.068 | 7.992 | 0.470 | 3.8 | 75.80 | 0.34 | 0.66 | 50.0 |
| PC14 | 5.096 | 6.62 | 0.461 | 3.7 | 62.22 | 0.00 | 1.00 | 62.2 |
| PC15 | 5.078 | 7.856 | 0.477 | 4.4 | 75.90 | 0.00 | 1.00 | 75.9 |
| PC16 | 5.072 | 7.742 | 0.480 | NA | 69.68 | 0.00 | 1.00 | 69.7 |
| PC17 | 5.076 | 7.530 | 0.491 | NA | 70.11 | 0.00 | 1.00 | 70.1 |

* Kjerneprøvene PC5, PC6 og PC10 ble 100 % mettet med kalksteinsvann, men ikke drenert til ikke-reduserbar vannmetning.

Tabell 7.2: Dimensjoner og data fra standard kjerneanalyse for blokkene som ble benyttet i denne masteroppgaven.

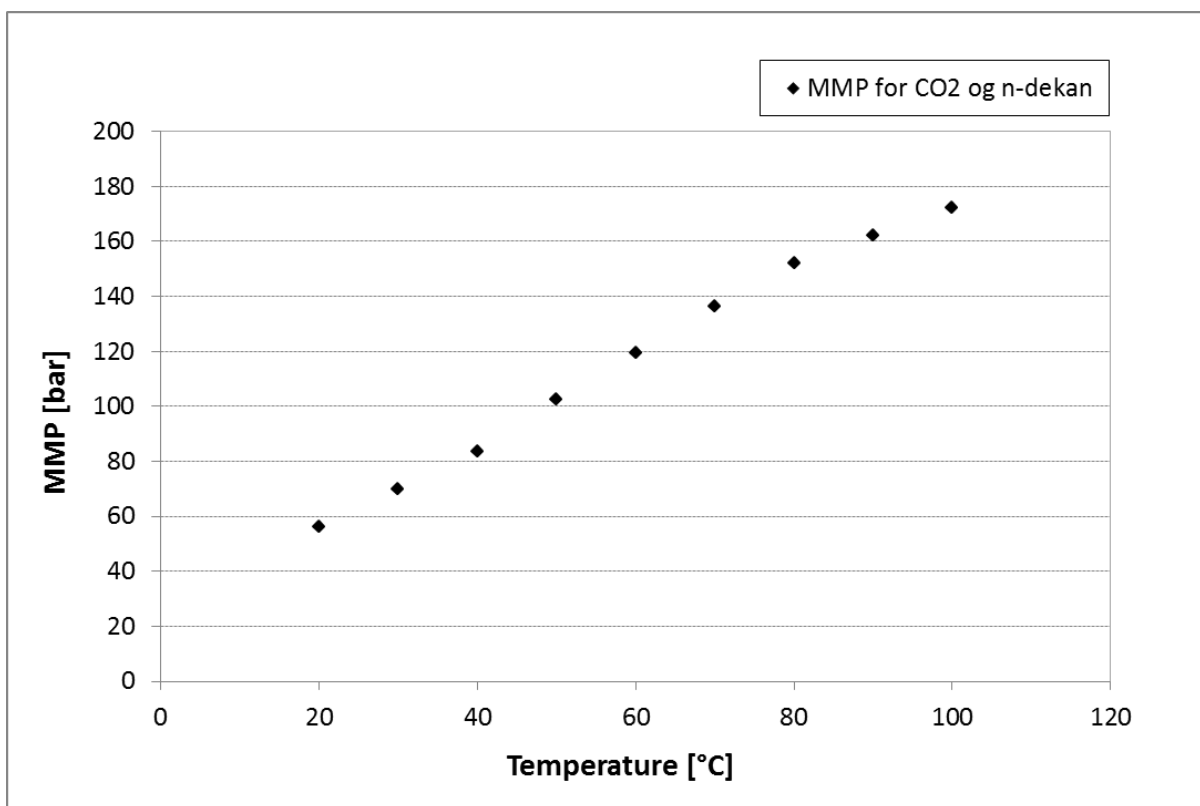
| Blokk ID | L [cm] | B [cm] | H [cm] | \emptyset | K_{total} [mD] | PV [ccm] | S_{wi} | S_{oi} | OOIP [ml] |
|----------|----------|----------|----------|-------------|------------------|----------|----------|----------|-----------|
| B1 | 16.8 | 5.1 | 9.5 | 0.482 | 1692 | 393 | 0.00 | 1.00 | 393 |
| B2 | 16.8 | 5.0 | 9.8 | 0.476 | 1791 | 394 | 0.00 | 1.00 | 394 |

7.2 Beregning av minimum blandbarhetstrykk for CO₂ og n-dekan

For å oppnå blandbarhet mellom CO₂ og n-dekan ved utføring av flytende CO₂-flømming eksperimenter, brukte vi simuleringsprogrammet WinProp PVT simulator fra CMG for å finne minimum blandbarhetstrykk (MMP) for CO₂ og n-dekan ved forskjellige temperaturer.

Vi valgte «Semi-analytical (Key Tie Lines) Method» alternativet under «MCM» valget i WinProp PVT simulator, og beregnet blandbarhetstrykket for CO₂ og n-dekan ved ulike temperaturer (Figur 7.1).

Basert på utført simulering i WinProp PVT simulator (Figur 7.1), og utførte målinger av MMP for CO₂ og n-dekan omtalt under avsnitt 3.6, utførte vi våre eksperimenter ved romtemperatur (ca. 23 °C) og et trykk på ca. 90 bar, siden CO₂ og n-dekan vil være blandbare ved disse betingelsene.



Figur 7.1: Simulering av minimum blandbarhetstrykk (MMP) for CO₂ og n-dekan ved bruk av simuleringsprogrammet WinProp PVT simulator fra CMG.

7.3 Tidligere eksperimenter

Det eksperimentelle arbeidet i denne masteroppgaven er en del av pågående forskninger som utføres av forskningsgruppen i reservoar fysikk, Institutt for fysikk og teknologi ved Universitet i Bergen.

I dette avsnittet presenterer vi eksperimentelt arbeid utført av tidligere masterstudenter Malin Haugen og Torstein Fjelltveit Skagseth (Haugen, 2012, Skagseth, 2012).

Tabell 7.3 viser en oversikt over kjerne- og produksjonsdata fra sekundær CO₂-flømming eksperimenter som ble utført på tre to tommers sterkt vannvættende kjerneprøver av kalkstein med en injeksjonsrate på 2 ml/t i en horisontal Hassler kjerneholder.

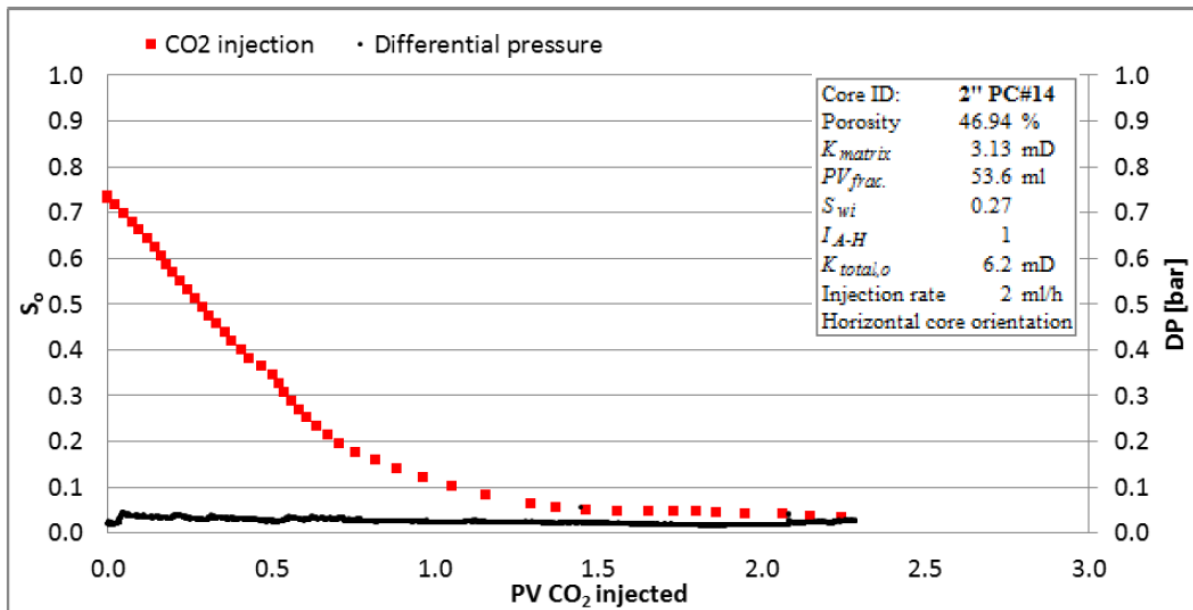
Tabell 7.3: Kjerne- og produksjonsdata for eksperimenter utført av tidligere masterstudenter, data hentet fra (Haugen, 2012).

| Kjerne ID | CO ₂ tilstand | Sprekk | $K_{matriks}$ [mD] | K_{total} [mD] | ϕ | PV [ml] | P_{linje} [bar] | S_{wi} | S_{or,CO_2} | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|-----------|--------------------------|--------|--------------------|------------------|--------|---------|-------------------|----------|---------------|---------------------------|
| 2" PC#14 | Flytende | Ja | 3.13 | 6.2 | 46.94 | 53.6 | 89 | 0.27 | 0.03 | 95.5 |
| 2" PC#6 | Superkritisk | Nei | 2.99 | - | 44.94 | 54.79 | 90 | 0.28 | 0.14 | 80.8 |
| 2" PC#5 | Superkritisk | Ja | 3.08 | 33.7 | 46.86 | 55.5 | 89 | 0.26 | 0.03 | 96.2 |

Kjerneprøve 2" PC#14, som hadde en sprekk langs kjernen og en ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , på 0,27, ble flømmet med 2,24 PV flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess ved en temperatur på 20 °C og et linjetrykk på 89 bar.

CO₂-flømming av denne kjerneprøven resulterte i en residuell oljemetning etter CO₂-flømming, S_{or,CO_2} , på 0,03, tilsvarende en total utvinningsgrad på 95,5 % av OOIP, etter injeksjon av ca. 2,24 PV CO₂, mens differensialtrykket over kjerneprøven var nesten konstant ved 0,03 bar (Figur 7.2).

Oljeutvinningen var lineær frem til injeksjon av ca. 0,7 PV CO₂. Etter injeksjon av ca. 1,0 PV CO₂ var utvinningsgraden ca. 84,0 % av OOIP, mens oljeproduksjonen flatet ut etter injeksjon av ca. 1,5 PV CO₂.



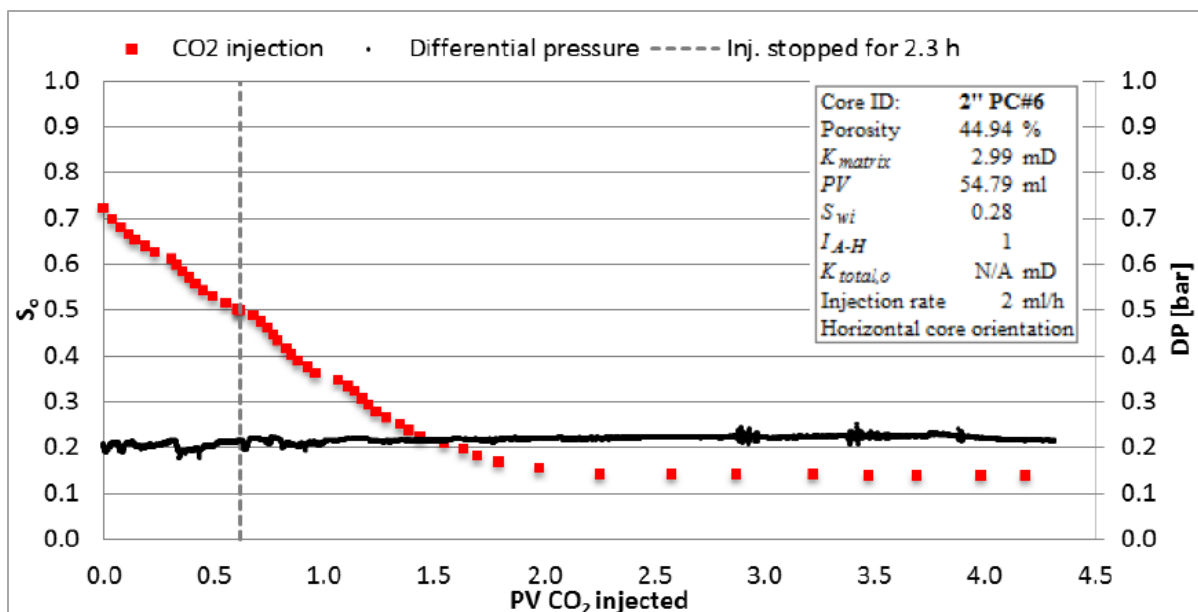
Figur 7.2: Metning og differensialtrykk versus porevolum injisert flytende CO_2 for eksperimentet utført av tidligere masterstudenter på kjerne 2" PC#14, hentet fra (Haugen, 2012).

Kjerneprøve 2" PC#6, uten sprekk og med en ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , på 0,28, ble flømmet med ca. 2,25 PV superkritisk CO_2 i en sekundær utvinningsprosess ved en temperatur på 40 °C og et linjetrykk mellom 90-99 bar.

Residuell oljemetning etter CO_2 -flømming, S_{or,CO_2} , etter injeksjon av ca. 2,25 PV superkritisk CO_2 , var 0,14, tilsvarende en total utvinningsgrad på 80,8 % av OOIP, mens differensialtrykket over kjerneprøven økte fra ca. 0,20 bar til 0,22 bar (Figur 7.3).

Oljemetningen minket linear frem til injeksjon av ca. 1,4 PV CO_2 hvor oljemetningen var på ca. 0,22.

Etter injeksjon av ca. 0,62 PV CO_2 ble CO_2 injeksjon stoppet i 2,3 timer på grunn av feil ved strømtilførsel til pumpen, men dette ser ut til å ikke ha påvirket metningsprofilen vesentlig.

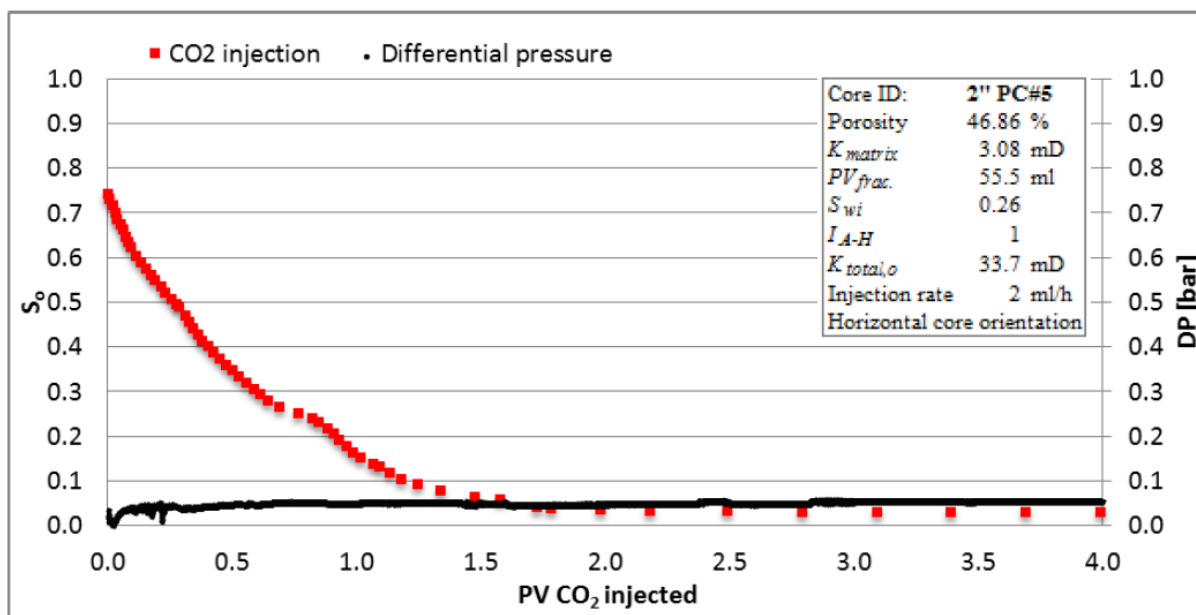


Figur 7.3: Metning og differensialtrykk versus porevolum injisert superkritisk CO_2 for eksperimentet utført av tidligere masterstudenter på kjerne 2" PC#6, hentet fra (Haugen, 2012).

Kjerneprøve 2" PC#5, med en sprekk langs kjernen og en ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , på 0,26, ble flømmet med ca.4,0 PV superkritisk CO_2 ved en temperatur på 40 °C og et linjetrykk på 89 bar i en sekundær utvinningsprosess.

Oljemetningen avtok lineart frem til injeksjon av ca. 1,4 PV CO_2 med en utvinningsgrad på ca. 90 % av OOIP, mens metningskurven flatet ut etter injeksjon av ca. 2,0 PV CO_2 . Residuell oljemetning etter CO_2 -flømming, S_{or,CO_2} , var 0,03 etter injeksjon av ca. 4,0 PV superkritisk CO_2 . Dette tilsvarer en total utvinningsgrad på ca. 96,2 % av OOIP (Figur 7.4).

Målt differensialtrykk over denne kjerneprøven var nesten konstant og under 0,06 bar.



Figur 7.4: Metning og differensialtrykk versus porevolum injisert superkritisk CO₂ for eksperimentet utført av tidligere masterstudenter på kjerne 2" PC#5, hentet fra (Haugen, 2012).

I tillegg ble det utført, en sekundær, superkritisk CO₂-flømming av en sterkt vannværende blokk av kalkstein med en injeksjonsrate på 5 ml/t.

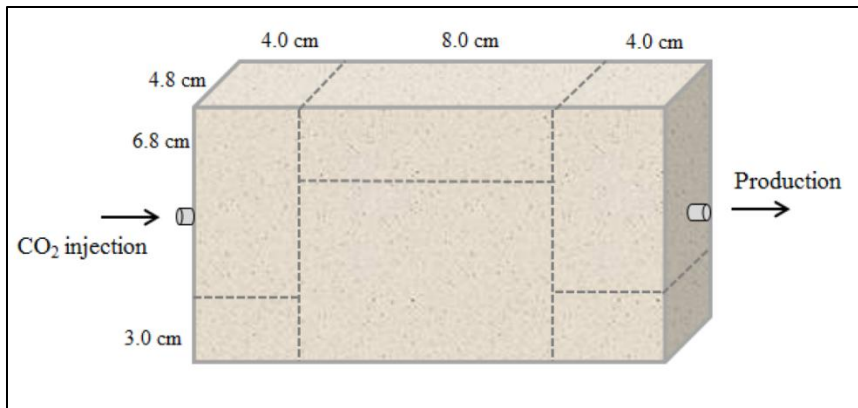
Blokken, som var ved en ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , på 0,26, ble flømmet med ca. 2,8 PV superkritisk CO₂ ved 40 °C og et linjetrykk på 96 bar.

Blokken hadde blitt oppsprukket (Figur 7.5), og delene hadde blitt satt sammen igjen uten spacer i sprekke, slik at totalpermeabilitet etter oppsprekking var blitt målt til 64 mD.

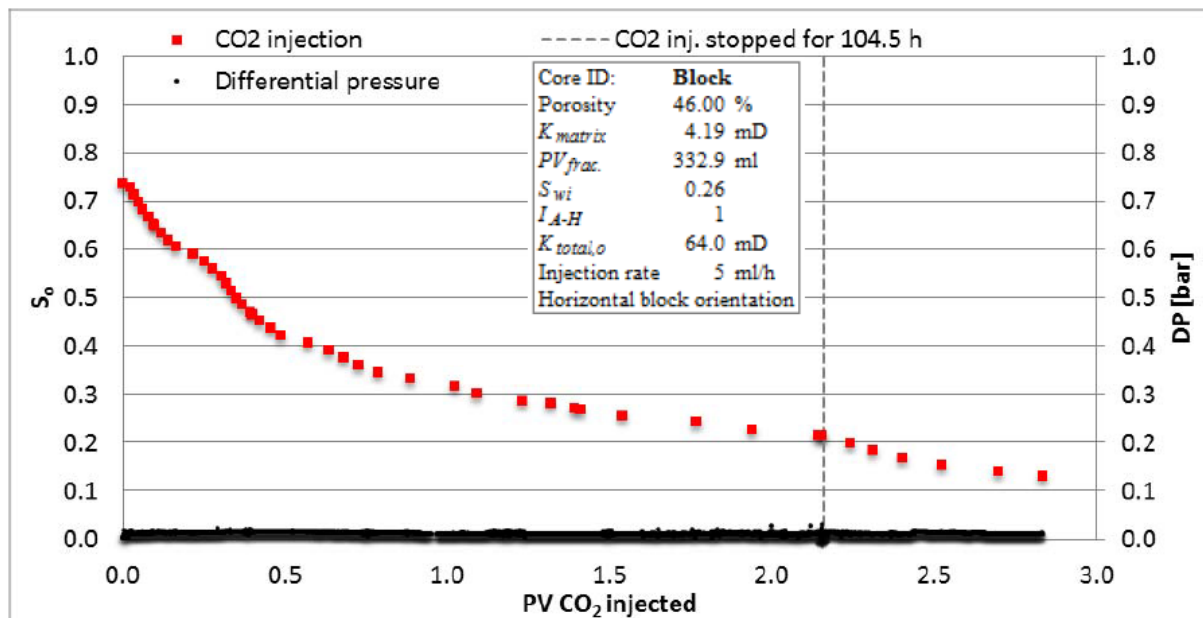
Fra Figur 7.6 ser vi at utvinningskurven for denne blokken er lineær frem til injeksjon av ca. 0,49 PV CO₂ der oljemetning er på 0,42. Eksperimentet ble stoppet i 104,5 timer etter injeksjon av ca. 2,16 PV CO₂, noe som ledet til økt utvinning etter gjeninjeksjon av CO₂.

Eksperimentet ble avsluttet etter injeksjon av ca. 2,8 PV CO₂ der oljemetningen var 0,13, slik at total utvinningsgrad ble på 82,4 % av OOIP.

Differensialtrykket over blokken var konstant og på ca. 0,01 bar gjennom hele eksperimentet.



Figur 7.5: En skisse av sprekknettverket i blokken brukt for superkritisk CO_2 -flømming, hentet fra (Haugen, 2012).



Figur 7.6: Metning og differensialtrykk versus porevolum injisert superkritisk CO_2 for eksperimentet utført av tidligere masterstudenter på en kalk blokk, hentet fra (Haugen, 2012).

7.4 «Baseline» eksperimenter i kjerneprøver

Fire kjerneprøver ble mettet med 100 % n-dekan, og flømmet med flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar ved hjelp av oppsettet i avsnitt 6.6.1.

Resultater fra disse eksperimentene brukes som et sammenligningsgrunnlag for de andre eksperimentene hvor det ble benyttet kjerneprøver som var ved ikke-reduserbar vannmetning (S_{wi}).

To av eksperimentene ble utført i helkjerner, mens i de to andre eksperimentene ble det benyttet kjerneprøver som var oppsprukket langs kjernen slik det er beskrevet i avsnitt 6.7.1.

Disse eksperimentene ble utført fordi dette utgjør et enkelt system med kun dekan i kjernen, dvs. uten initiell/ikke-reduserbar vannmetning (S_{wi}). Tilstedeværelse av vann i kjernen kan påvirke flømmingsegenskapene slik at systemet blir mer komplisert. Derfor vil disse «baseline» eksperimentene være mer reproducerbare sammenlignet med eksperimenter utført på kjerneprøver ved initiell/ikke-reduserbar vannmetning (S_{wi}). Dette gjør det også lettere å sammenligne resultatene mot hverandre og mot andre eksperimenter slik at effekten av initiell vannmetning/sprekk kan studeres nærmere.

7.4.1 «Baseline» eksperimenter i kjerneprøver uten sprekk

To helkjerner (PC14 og PC15) 100 % mettet med n-dekan, ble flømmet med flytende CO₂.

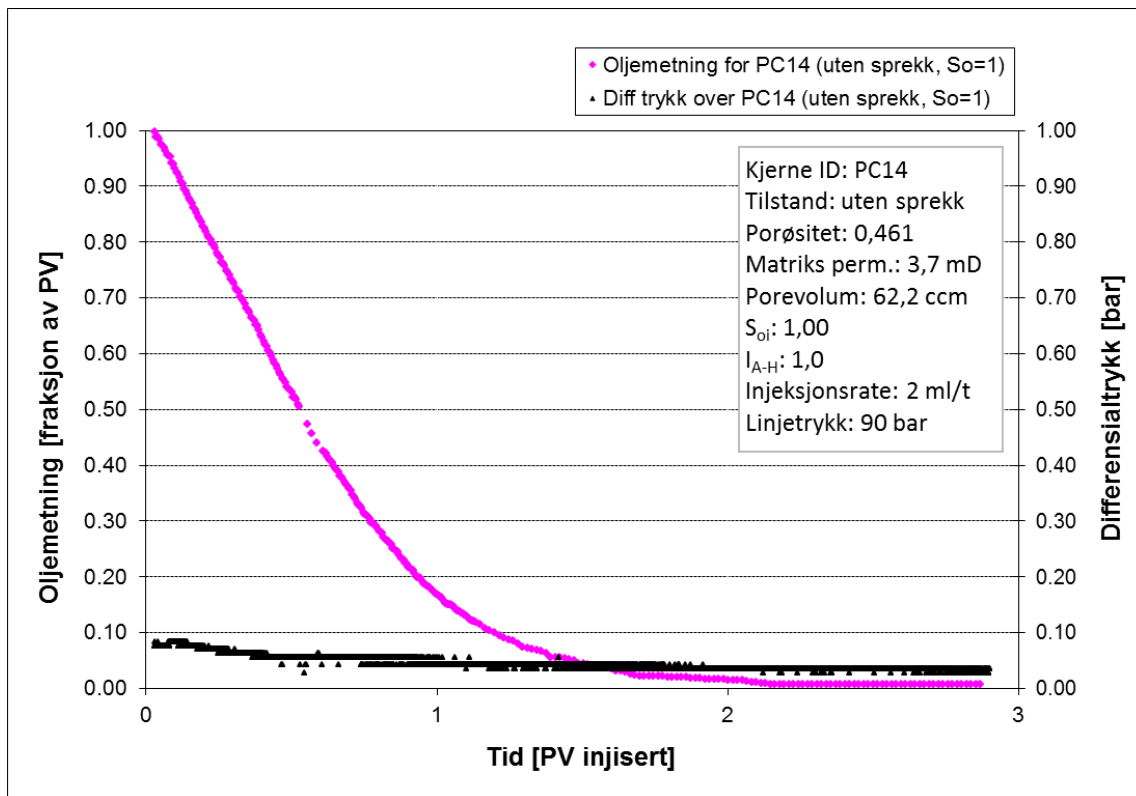
Kjerneprøven PC14, som var sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, ble flømmet med ca. 3 PV flytende CO₂ ved et linjetrykk på ca. 90 bar og romtemperatur.

Matrikspermeabiliteten var målt til ca. 3,7 mD, mens porøsiteten var ca. 0,461 noe gir et porevolum på ca. 62 cm³ (Tabell 7.1).

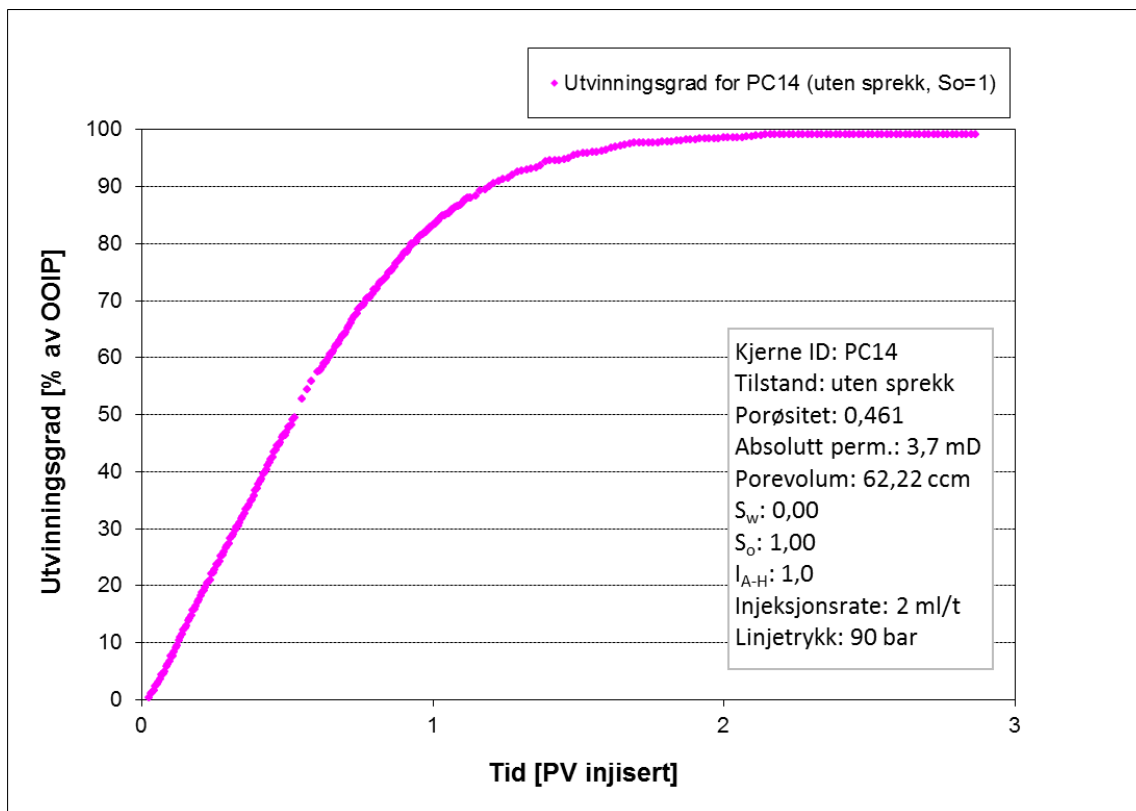
Oljeproduksjonen var lineær frem til injeksjon av ca. 0,7 PV CO₂ hvor det ble observert CO₂ gjennombrudd (Figur 7.7 og Figur 7.8). Etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂ var utvinningsgraden på ca. 83,1 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV CO₂ var ca. 98,5 % av OOIP (Figur 7.8).

Metningskurven flatet ut etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ (Figur 7.7) noe som resulterte i en total (endelig) utvinningsgrad på ca. 99,2 % av OOIP (Figur 7.8).

Målt differensialtrykk over denne kjerneprøven var ca. 0,08 bar. Differensialtrykket var avtagende i begynnelsen av eksperimentet, men holdt seg ved ca. 0,04 bar for resten av eksperimentet (Figur 7.7).



Figur 7.7: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO_2 for kjerne PC14.



Figur 7.8: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO_2 for kjerne PC14.

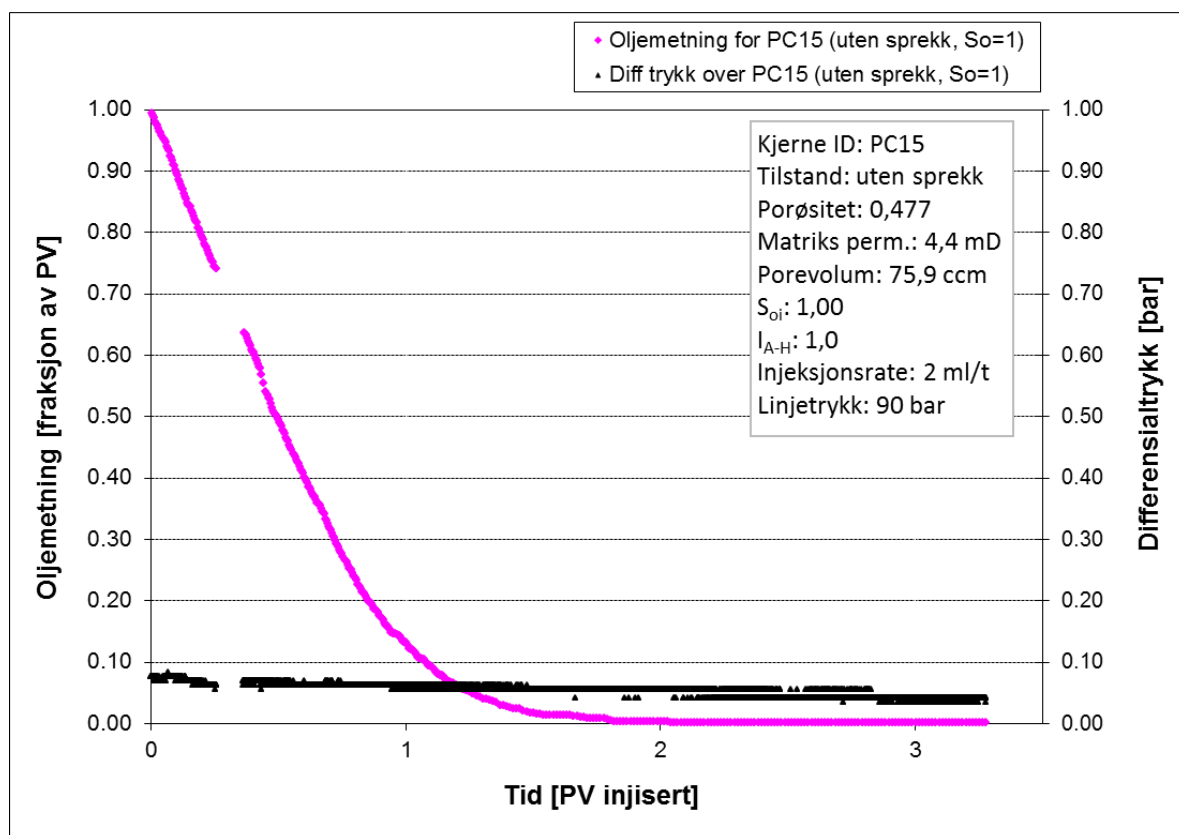
Kjerneprøven PC15, som også antas å være sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, ble flømmet med ca. 3,5 PV flytende CO₂ ved et linjetrykk på ca. 90 bar og romtemperatur.

Matrikspermeabiliteten for kjerne PC15 var målt til ca. 4,4 mD, mens porøsiteten var ca. 0,471 noe som gir et porevolum på ca. 76 cm³ (Figur 7.9).

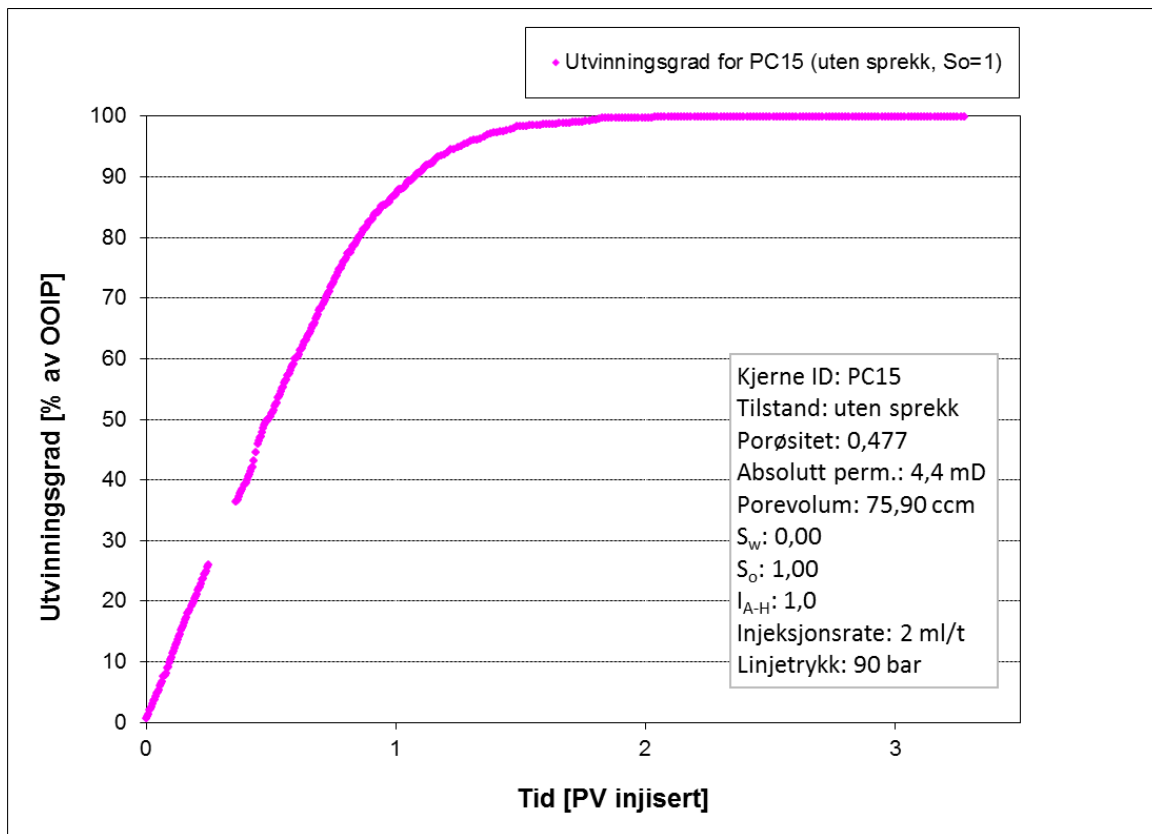
Her var også oljeproduksjonen lineær frem til injeksjon av ca. 0,7 PV CO₂ hvor det ble observert CO₂ gjennombrudd (Figur 7.9 og Figur 7.10). Etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂ var utvinningsgraden ca. 86,6 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ var ca. 99,7 % av OOIP (Figur 7.10).

Metningskurven flatet ut etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ (Figur 7.9) noe som resulterte i en total utvinningsgrad på ca. 99,9 % av OOIP (Figur 7.10).

Målt differensialtrykk over kjerne PC15 var mellom 0,4-0,8 bar, der differensialtrykket var avtagende slik at det var ca. 0,08 bar ved begynnelsen av eksperimentet, og ca. 0,04 bar ved slutten av det (Figur 7.9).



Figur 7.9: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC15.



Figur 7.10: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC15.

7.4.2 «Baseline» eksperimenter i kjerneprøver med sprekk

To kjerner (PC16 og PC17) som var 100 % mettet med n-dekan, ble oppsprukket langs kjernen ved å følge prosedyren beskrevet i avsnitt 6.7.1. Permeabiliteten etter oppsprekking (åpen sprekk med spacer i sprekkene) ble målt og kalt totalpermeabilitet. Dette var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, siden sprekkpermeabiliteten gir dominerende bidrag til permeabiliteten til kjerneprøven. Av samme grunn anså vi det ikke som nødvendig å måle matrikspermeabiliteten før oppsprekking, siden matrikspermeabiliteten gir svært lite bidrag til den totale permeabiliteten til oppsprukne kjerneprøver.

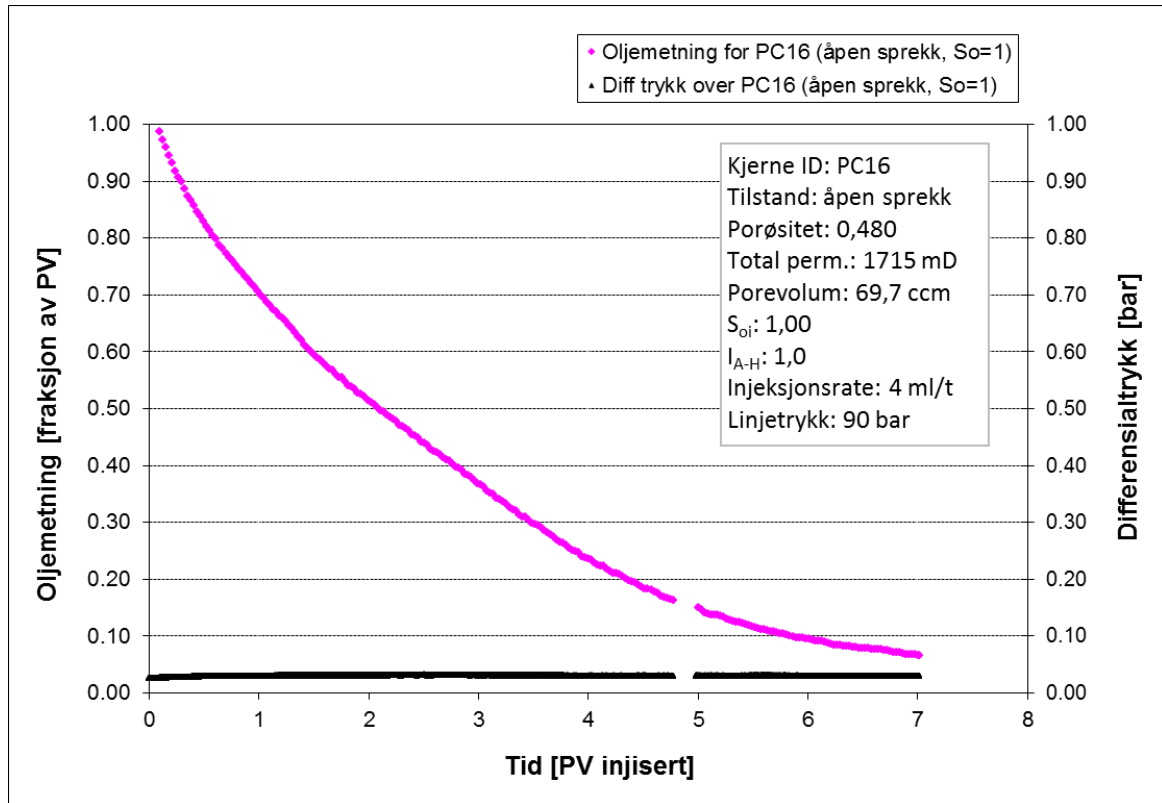
Begge kjerneprøvene, som antas å være sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, ble flømmet med flytende CO₂ ved hjelp av oppsettet i avsnitt 6.6.1.

Kjerneprøven PC16, som hadde et porevolum på ca. 70 cm³, ble flømmet med ca. 7 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

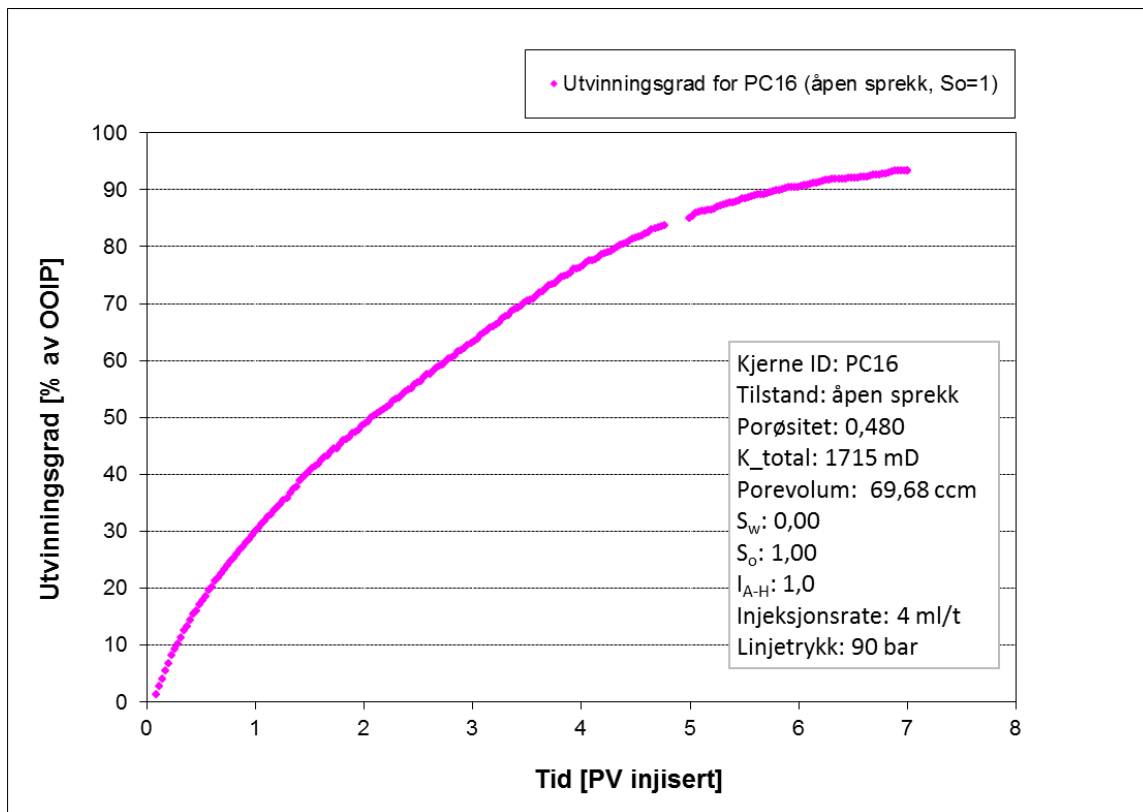
Oljeproduksjonen var lineær kun i begynnelsen av eksperimentet, og CO₂ gjennombrudd ble observert ved en tidlig fase (Figur 7.11 og Figur 7.12), slik at etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂ var utvinningsgraden ca. 30,0 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ var ca. 48,5 % av OOIP (Figur 7.12).

Injeksjon av ca. 7 PV CO_2 resulterte i en utvinningsgrad på ca. 93,4 % av OOIP. Metningskurven hadde ved dette tidspunktet ikke flatet helt ut, selv om vi kan, fra Figur 7.11 og Figur 7.12, se at den endelige utvinningsgraden ikke ville bli noe merkbar høyere ved ytterligere injeksjon av CO_2 siden metningskurven var i ferd med å flate ut.

Målt differensialtrykk over kjerneprøve PC16 var nesten konstant og på ca. 0,03 bar gjennom hele eksperimentet (Figur 7.11).



Figur 7.11: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO_2 for kjerne PC16.



Figur 7.12: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC16.

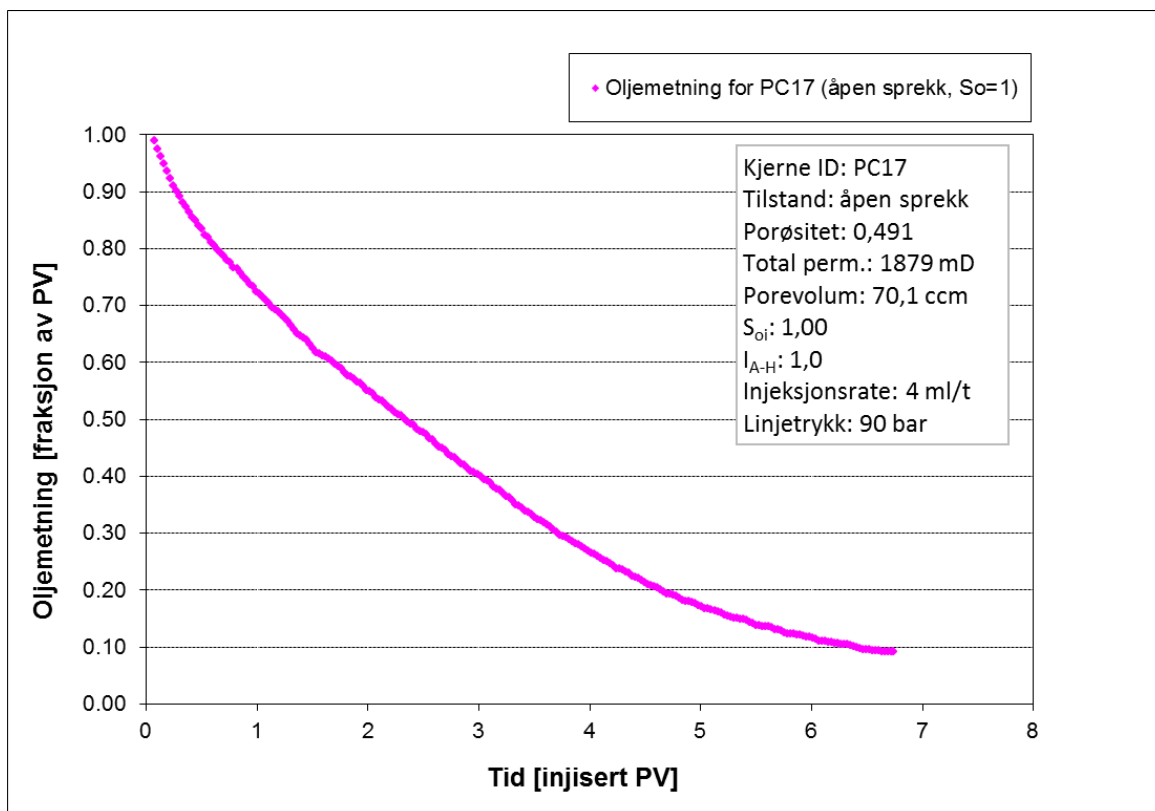
Når det gjelder kjerneprøve PC17, hadde denne kjerneprøven et porevolum på ca. 70 cm³, og ble flømmet med ca. 6,8 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

Oljeproduksjonen fra kjerne PC17 var, i likhet med kjerne PC16, lineær kun i begynnelsen av eksperimentet, slik at CO₂ gjennombrudd ble observert ved en tidlig fase (Figur 7.13 og Figur 7.14).

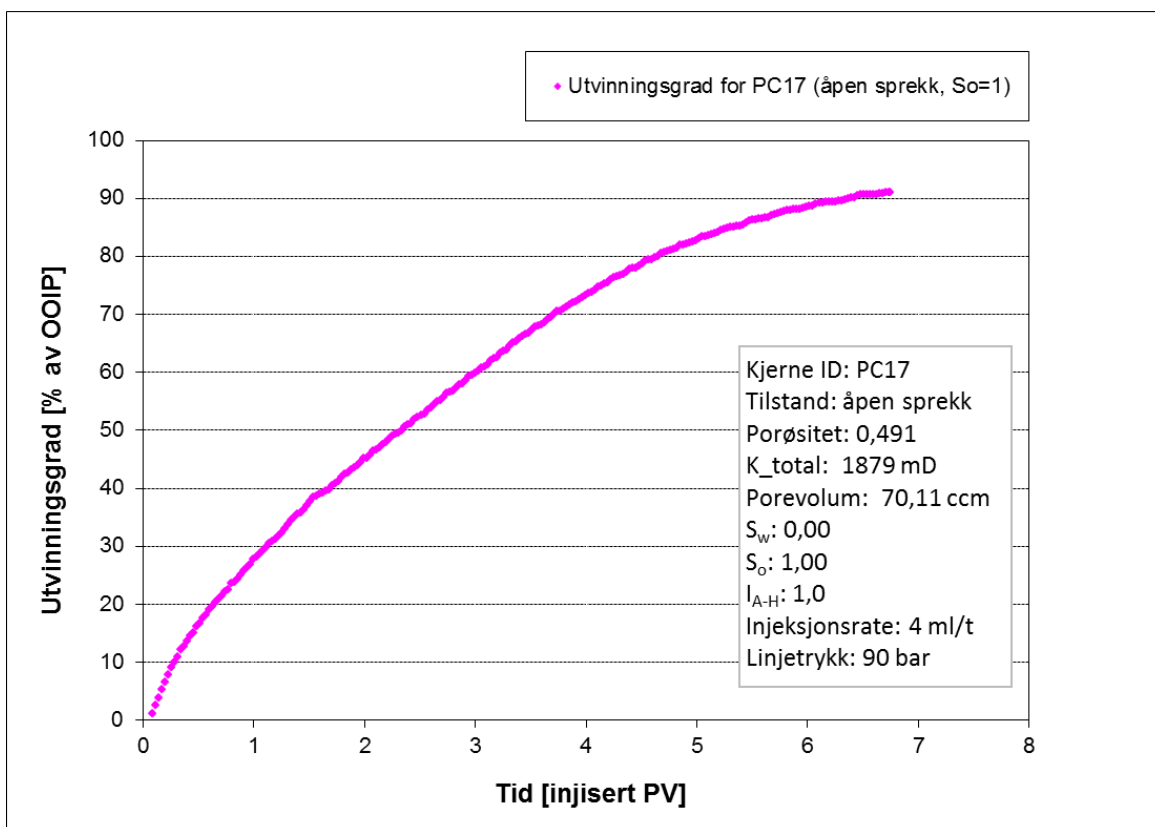
Utvinningsgraden for denne kjerneprøven (PC17) var ca. 27,5 % av OOIP etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂, og ca. 44,9 % av OOIP etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ (Figur 7.14).

Injeksjon av ca. 6,8 PV CO₂ resulterte i en utvinningsgrad på ca. 90,9 % av OOIP. Metningskurven hadde ved dette tidspunktet ikke flatet helt ut, men metningskurven gir indikasjon på at den endelige utvinningsgraden ikke vil bli noe merkbar høyere ved ytterligere injeksjon av CO₂ (Figur 7.13 og Figur 7.14).

Målt differensialtrykk over kjerneprøve PC17 var svært lavt, og innen usikkerheten til anvendt måleapparat (Validyne P61 differensialtrykkmåler). Derfor utelukker vi målt differensialtrykk siden det ikke gir noe informasjon av betydning for eksperimentet.



Figur 7.13: Oljemetning som funksjon av porevolum injisert CO_2 for kjerne PC17.



Figur 7.14: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO_2 for kjerne PC17.

7.4.3 Oppsummering av «baseline» eksperimenter i kjerneprøver

Tabell 7.4 gir en oversikt over oppnådde resultater fra «baseline» eksperimentene der kjerneprøvene, som var 100 % mettet med n-dekan, ble flømmet med flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på 90 bar.

Tabell 7.4: Total utvinningsgrad med utvinningsgrad etter 1 PV og 2 PV for «baseline» eksperimentene i kjerneprøver.

| Kjerne ID | Sprekk | R_f etter 1 PV [% av OOIP] | R_f etter 2 PV [% av OOIP] | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|-----------|-------------|---------------------------------|---------------------------------|------------------------------|
| PC14 | Uten sprekk | 83.1 | 98.5 | 99.2 |
| PC15 | Uten sprekk | 86.8 | 99.7 | 99.9 |
| PC16 | Åpen sprekk | 30.0 | 48.5 | 93.4 |
| PC17 | Åpen sprekk | 27.5 | 44.9 | 90.9 |

7.5 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver

Totalt ble det benyttet syv kjerneprøver til sekundær flytende CO₂-flømming eksperimenter, der eksperimentene ble utført ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar ved hjelp av oppsettet i avsnitt 6.6.1.

Alle kjerneprøvene, som først hadde blitt mettet med kalksteinsvann, ble drenert til ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , etter måling av matrikspermeabilitet (se kapittel 6 for en mer detaljert beskrivelse av preparering av kjerneprøvene).

Mens to av eksperimentene ble utført i helkjerner (PC1 og PC13), ble to kjerner (PC3 og PC11) sprukket opp langs kjernen uten spacer i sprekk (lukket sprekk), og i tre kjerner (PC2, PC9 og PC7) ble det plassert spacer i sprekk slik at de hadde en åpen sprekk med en tilnærmet konstant sprekkpermeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten. Dette ble gjort for å kunne utelukke effekten av variasjon i sprekkpermeabilitet på utvinningsgraden.

7.5.1 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver uten sprekk

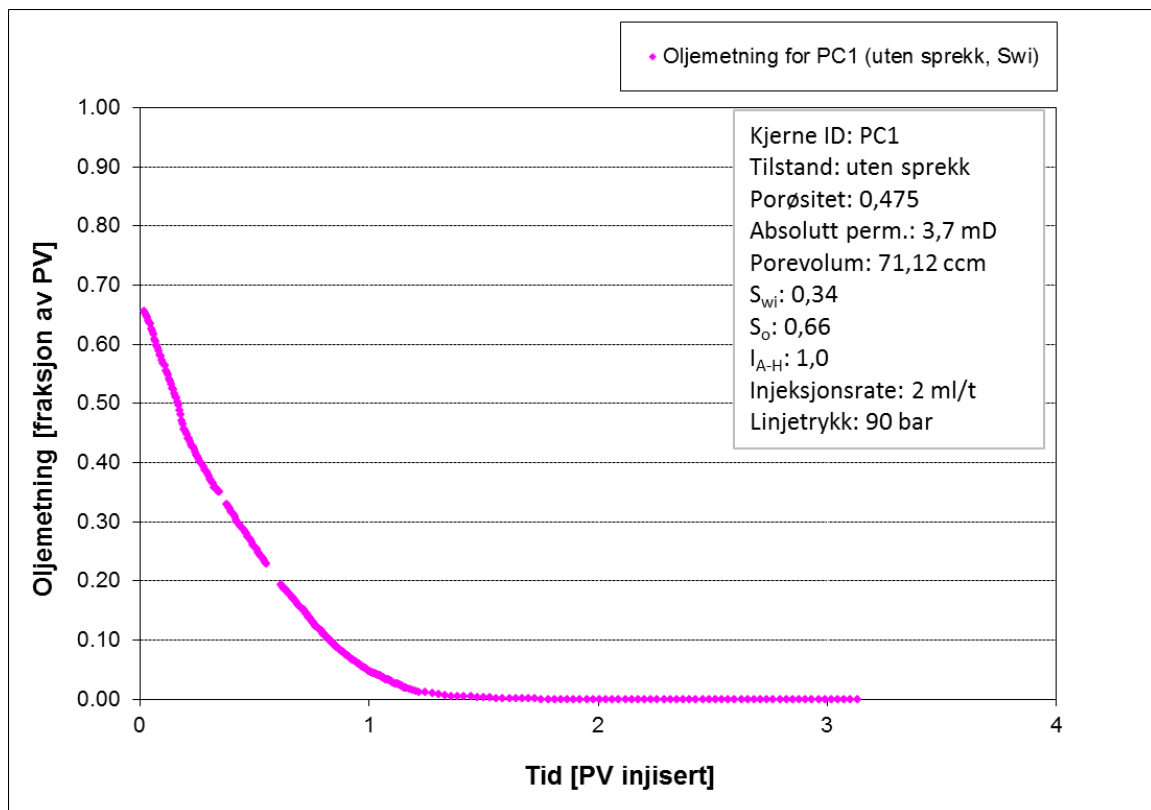
To kjerneprøver (PC1 og PC13) ved ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , ble CO₂-flømmet som helkjerner, dvs. uten noe sprekk, der begge kjernene var sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$.

Den ikke-reduserbare vannmetningen, S_{wi} , i begge kjernene var ca. 0,34. Mens matrikspermeabiliteten var blitt målt til 3,7 mD for kjerne PC1, og 3,8 mD for kjerne PC13, var porøsiteten for kjernene PC1 og PC13, henholdsvis, 0,475 og 0,470 noe som gir et porevolum på ca. 71 cm³ for kjerne PC1, og ca. 76 cm³ for kjerne PC13.

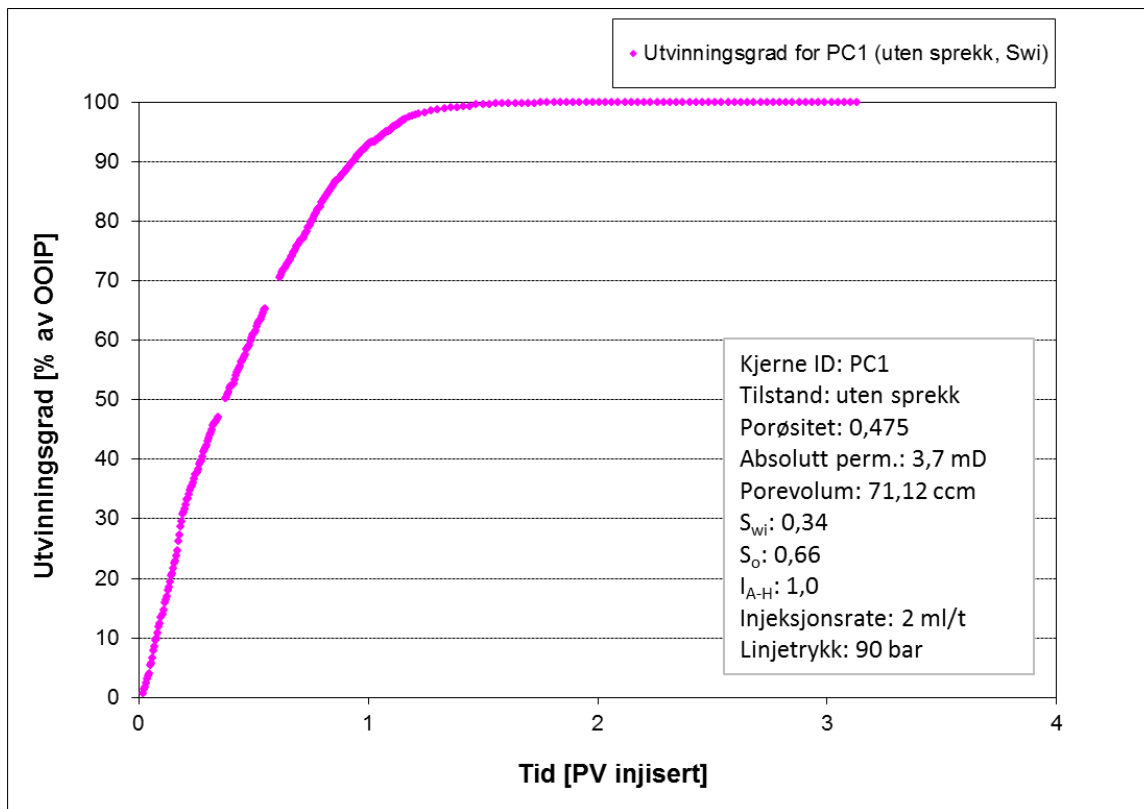
Kjerneprøve PC1 ble flømmet med ca. 3,1 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

Figur 7.15 og Figur 7.16 viser linear oljeproduksjon for PC1 i store deler av produksjonsperioden. CO₂ gjennombrudd ble observert etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂, der utvinningsgraden var kommet til ca. 92,8 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 1,2 PV CO₂ var ca. 100,0 % av OOIP.

Målt differensialtrykk over kjerneprøve PC1 var innen usikkerheten til anvendt måleapparat (Validyne P61 differensialtrykkmåler). Derfor utelukker vi målt differensialtrykk over denne kjerneprøven siden det ikke gir noe informasjon av betydning for eksperimentet.



Figur 7.15: Oljemetning som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC1.



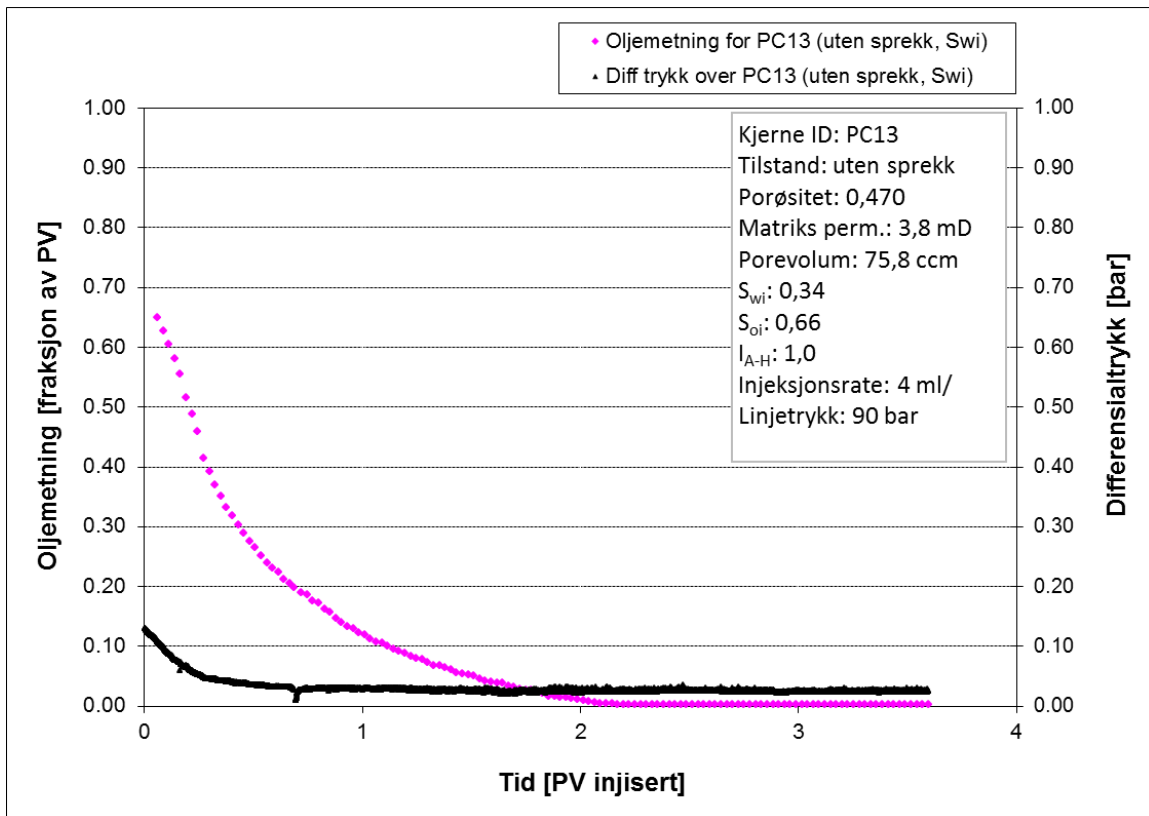
Figur 7.16: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC1.

Kjerneprøve PC13 ble flømmet med ca. 3,6 PV flytende CO₂ ved de samme betingelsene som for PC1, dvs. ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

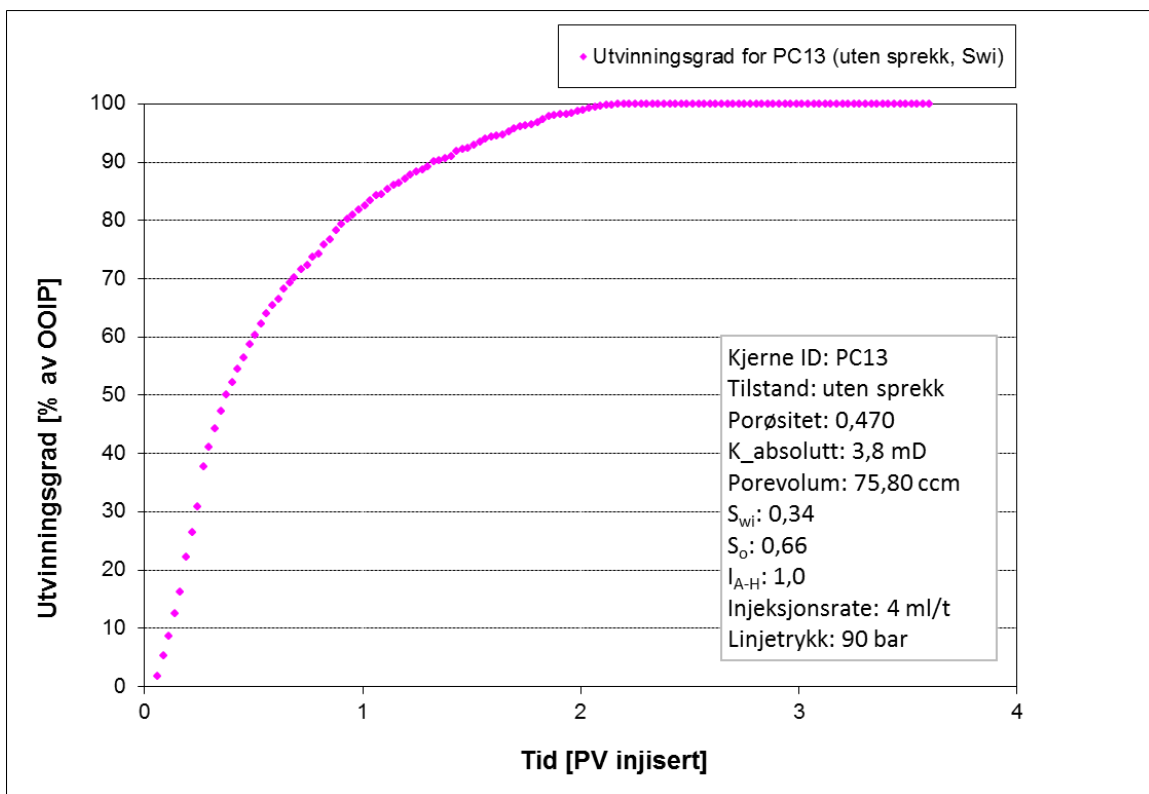
Metnings- og utvinningskurven (Figur 7.17 og Figur 7.18) viser at oljeproduksjonen har vært lineær frem til injeksjon av ca. 0,5 PV CO₂ der vi får CO₂ gjennombrudd. Resten av produksjonsperioden og frem til injeksjon av ca. 2,2 PV CO₂ ble det produsert både olje og CO₂.

Etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂ var utvinningsgraden ca. 82,3 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ var ca. 98,7 % av OOIP. Endelig utvinningsgrad for kjerne PC13, etter injeksjon av ca. 2,2 PV CO₂, var ca. 100,0 % av OOIP (Figur 7.17 og Figur 7.18).

Målt differensialtrykk over kjerneprøve PC13 var ca. 0,13 bar og avtagende i begynnelsen av eksperimentet og frem til injeksjon av ca. 0,4 PV CO₂, mens det var nesten konstant og på ca. 0,04 bar for resten av eksperimentet (Figur 7.17).



Figur 7.17: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC13.



Figur 7.18: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC13.

7.5.2 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver med lukket sprekk

Kjerneprøvene PC3 og PC11 som antas å være sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, ble oppsprukket ved å følge prosedyren beskrevet i avsnitt 6.7.1. Delene til hver kjerne ble deretter satt sammen igjen uten spacer i sprekken slik at vi hadde to kjerneprøver med lukket sprekk.

Begge kjernene var ved ikke-reduserbar vannmetning. Mens kjerne PC3 hadde en ikke reduserbar vannmetning på ca. 0,31, var den ikke-reduserbare vannmetningen i kjerne PC11 på ca. 0,34.

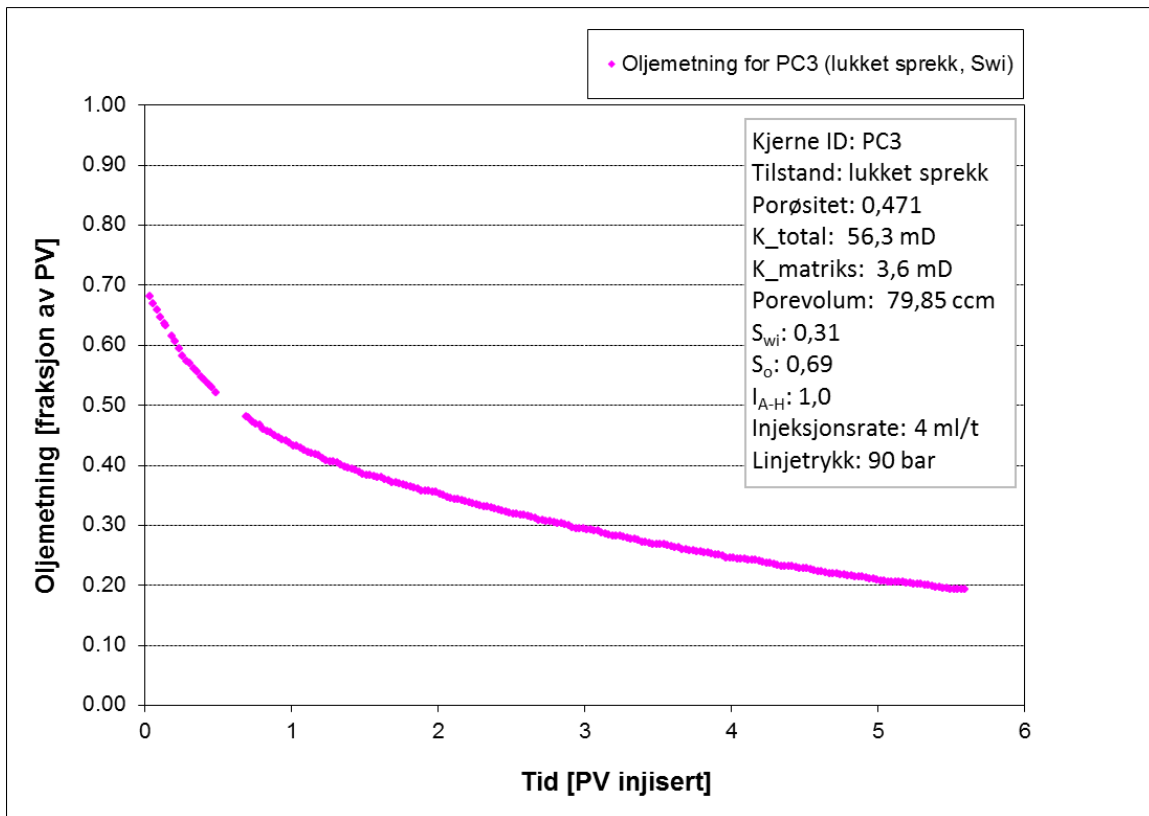
Matrikspermeabiliteten i begge kjernene var ca. 3,6 mD, men permeabiliteten etter oppsprekking, dvs. totalpermeabilitet, ble målt til 56,3 mD for PC3 og 159,4 mD for PC11. Likevel hadde vi mistanke om nøyaktigheten til målt differensialtrykk over kjerne PC11 ved måling av totalpermeabilitet etter oppsprekking på grunn av instrumentsvikt, slik at målt permeabilitet etter oppsprekking for kjerne PC11 kan være feil.

Porøsiteten til kjerne PC3 var ca. 0,471, mens den var 0,473 for kjerne PC11, slik at porevolumet til kjerne PC3 var ca. 80 cm³, mens porevolumet til kjerne PC11 var ca. 67 cm³ etter at vi hadde korrigert porevolumet for avkuttet volum av kjernen ved oppsprekking slik som det er beskrevet under avsnitt 6.7.1.

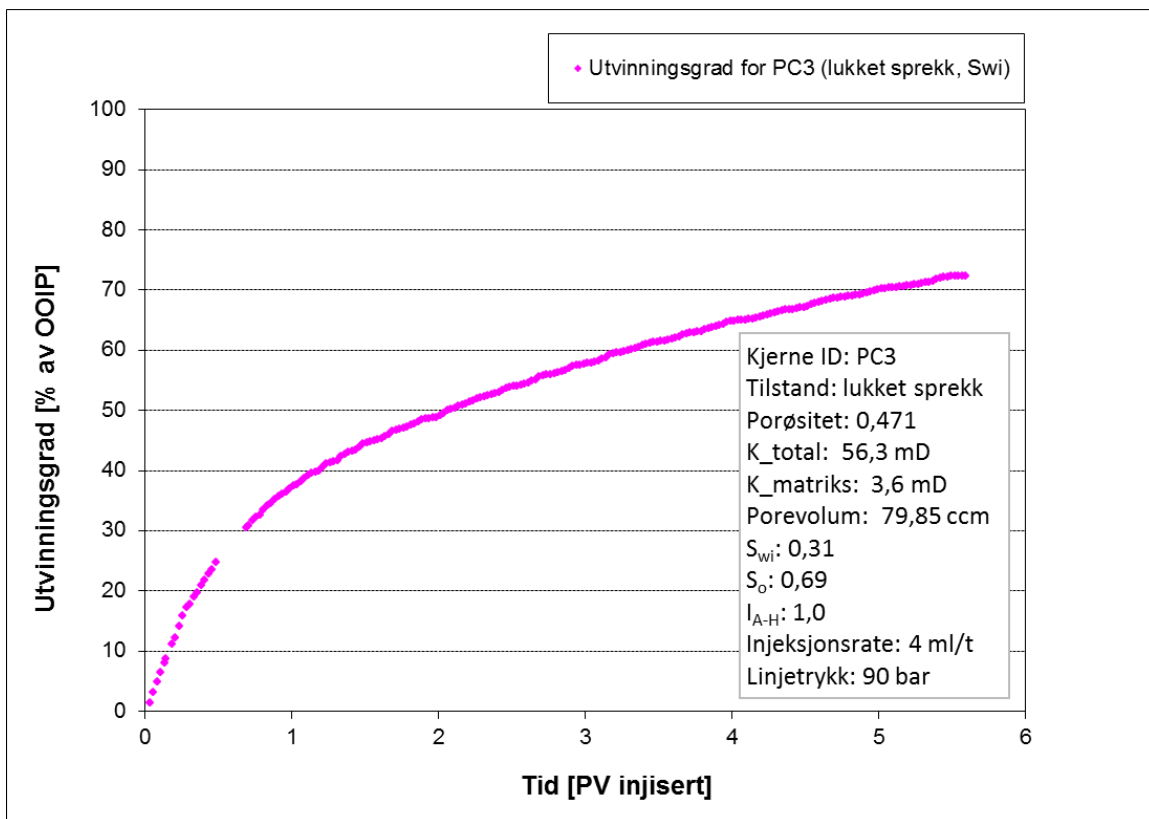
Oljeproduksjonen for PC3 som ble flømmet med ca. 5,6 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar, var lineær til det ble observert CO₂ gjennombrudd etter injeksjon av ca. 0,3 PV CO₂ (Figur 7.19 og Figur 7.20).

Utvinningsgraden for kjerne PC3 etter injeksjon av 1 PV CO₂ var ca. 37,4 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV CO₂ var ca. 49,0 % av OOIP. Total utvinningsgrad etter injeksjon av ca. 5,6 PV CO₂ var ca. 72,1 % av OOIP (Figur 7.19 og Figur 7.20) der eksperimentet måtte stoppes grunnet lite gjenværende CO₂ i buffer.

Fra Figur 7.19 og Figur 7.20 ser vi at metningskurven, og følgelig utvinningskurven, ikke har flatet ut, slik at utvinningsgraden ville bli enda høyere ved ytterligere injeksjon av CO₂. Likevel måtte eksperimentet stoppes ved en restoljemetning, S_{or,CO_2} , på 0,19 siden eksperimentet ikke kunne fortsette når vi ikke hadde noe CO₂ igjen i buffer som kunne injiseres.



Figur 7.19: Oljemetning som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC3.



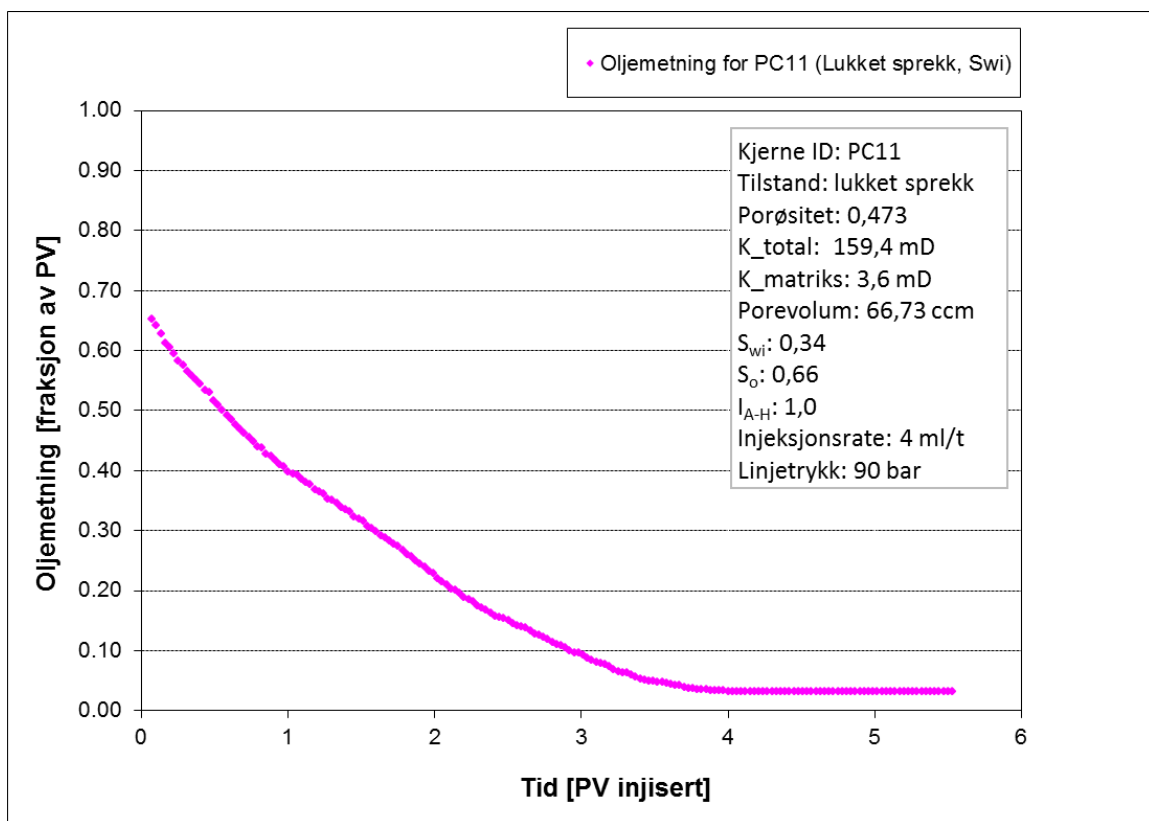
Figur 7.20: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC3.

Kjerne PC11 ble flømmet med ca. 5,5 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

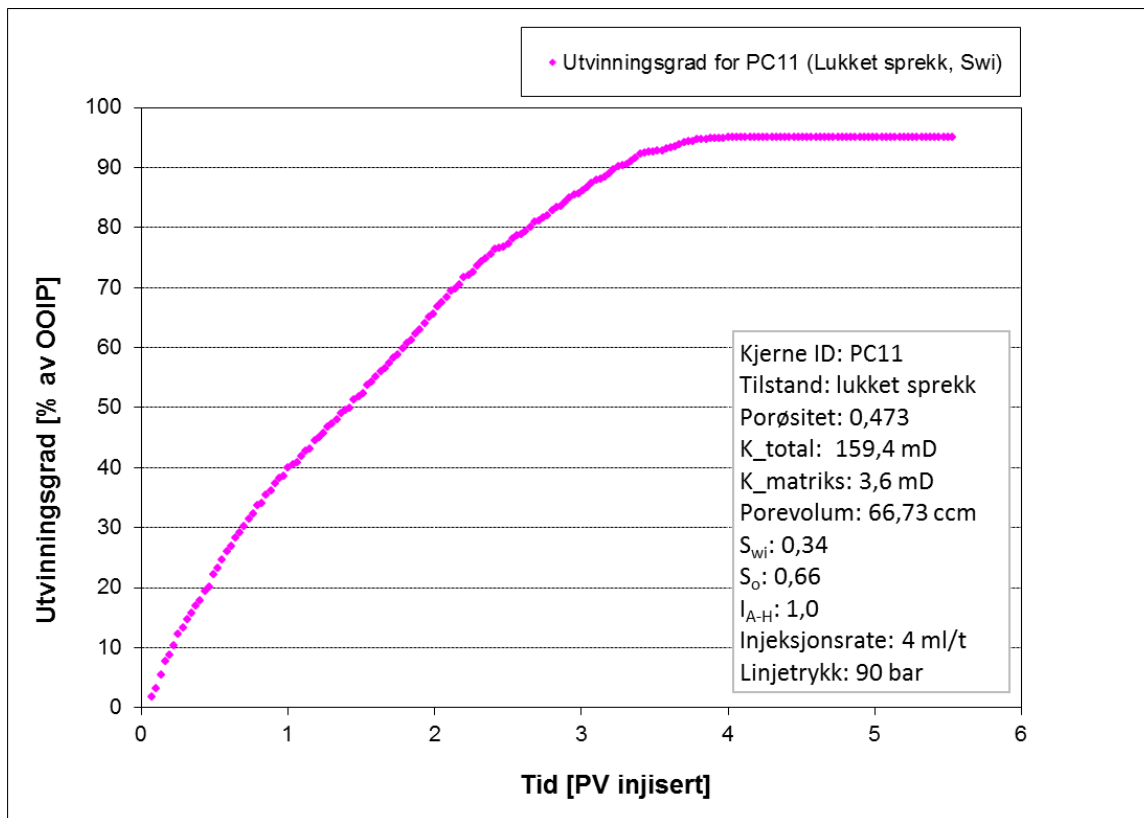
Oljeproduksjonen for PC11 var lineær frem til injeksjon av ca. 1 PV CO₂ der utvinningsgraden var ca. 40,0 % av OOIP. Likevel fortsetter utvinningskurven å ha en ganske bratt stigning slik at utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV CO₂ blir på ca. 65,5 % av OOIP (Figur 7.21 og Figur 7.22).

Metnings- og utvinningskurven for PC11 flater ut etter injeksjon av ca. 4 PV CO₂, slik at total utvinningsgrad for denne kjerneprøven etter injeksjon av 5,5 PV CO₂ blir på ca. 95,1 % av OOIP (Figur 7.21 og Figur 7.22).

Målt differensialtrykk over kjerneprøvene PC3 og PC11 var svært lavt og innen usikkerheten til anvendt måleapparat. Derfor utelukker vi målt differensialtrykk over disse to kjerneprøvene.



Figur 7.21: Oljemetning som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC11.



Figur 7.22: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC11.

7.5.3 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver med åpen sprekk

Kjerneprøvene PC2, PC9 og PC7 ble oppsprukket ved å følge prosedyren beskrevet i avsnitt 6.7.1, og delene til hver kjerne ble satt sammen igjen med spacer i sprekk, slik at hver kjerne hadde en åpen sprekk med en permeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten.

Mens matrikspermeabiliteten, dvs. permeabiliteten før oppsprekking var 3,4 mD for PC2, 3,5 mD for PC9 og 3,2 mD for PC7, var målt totalpermeabilitet etter oppsprekking ca. 2 D for alle de tre kjernene (2247 mD for PC2, 1855 mD for PC9 og 2190 mD for PC7).

Disse kjernene, som antas å være sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, ble drenert, før oppsprekking, til ikke-reduserbar vannmetning ved hjelp av prosedyren beskrevet under avsnitt 6.5.1. Den ikke-reduserbare vannmetningen var ca. 0,34 for PC2 og PC9, og ca. 0,30 for PC7.

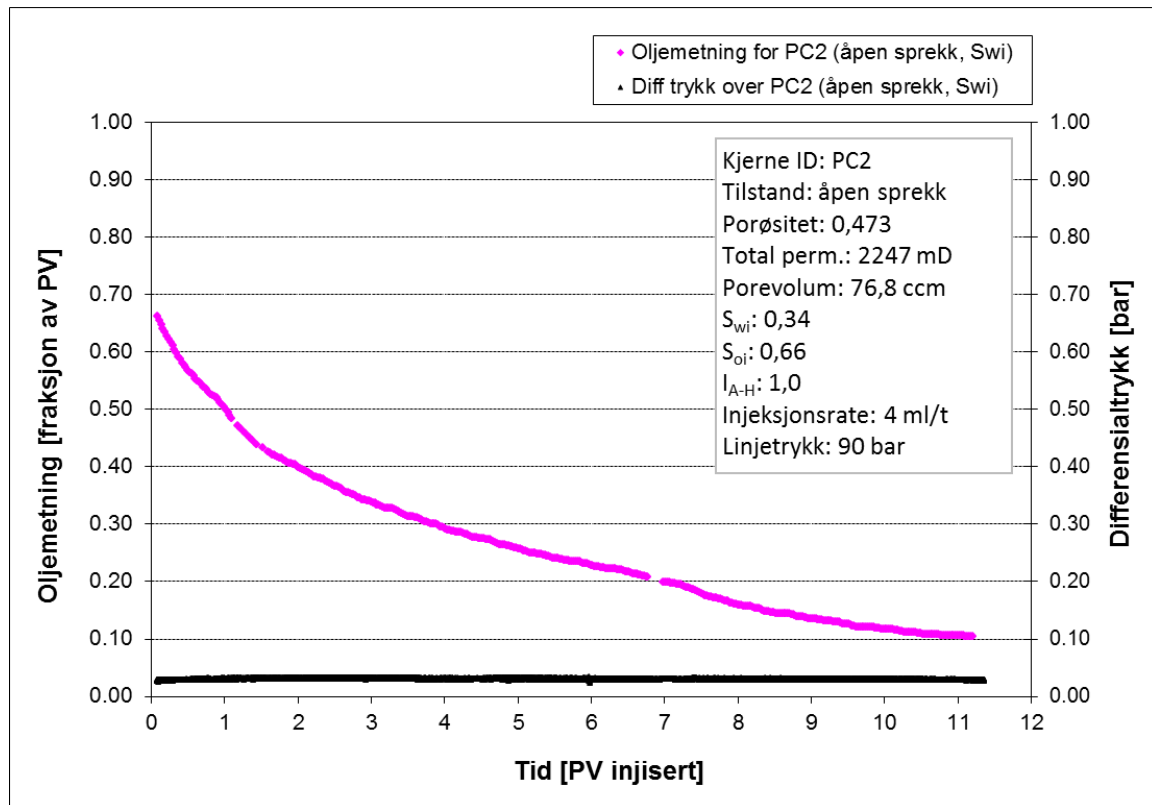
Porøsiteten til PC2, PC9 og PC7 var, henholdsvis, 0,473, 0,476 og 0,470, slik at porevolumet etter oppsprekking, dvs. etter korreksjon for avkuttet volum av kjernen ved oppsprekking, var ca. 77 cm³ for PC2, 75 cm³ for PC9, og 73 cm³ for PC7.

Oljeproduksjonen for PC2 som ble flømmet med ca. 11,2 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar, var lineær kun tidlig i startfasen og frem til injeksjon av ca. 1,5 PV CO₂, mens oljeproduksjonen fortsatte fram til injeksjon av ca. 11 PV CO₂ der metnings- og utvinningskurven flater ut gradvis (Figur 7.23 og Figur 7.24). Eksperimentet ble avsluttet etter injeksjon av ca. 11,2 PV CO₂ grunnet lite gjenværende CO₂ i buffer.

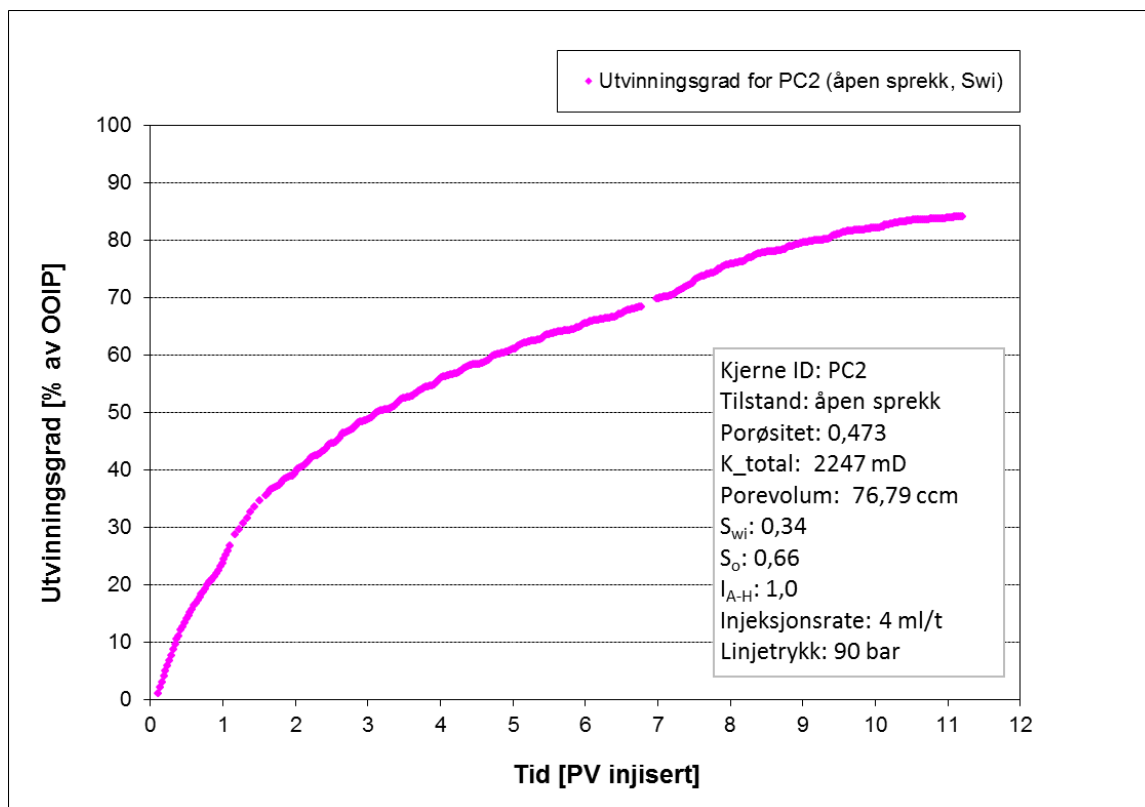
Utvinningsgraden for PC2 etter injeksjon av 1 PV CO₂ var ca. 23,8 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV CO₂ var ca. 39,7 % av OOIP. Total utvinningsgrad etter injeksjon av ca. 11,2 PV CO₂ var ca. 84,2 % av OOIP (Figur 7.24).

Fra Figur 7.23 og Figur 7.24 ser vi at den totale utvinningen ikke ville bli noe merkbar høyere ved ytterligere injeksjon av CO₂, siden metningskurven begynner å flate ut ved injeksjon av ca. 11 PV CO₂.

Målt differensialtrykk over kjerneprøve PC2 var nesten konstant og på ca. 0,03 bar gjennom hele eksperimentet (Figur 7.23).



Figur 7.23: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC2.



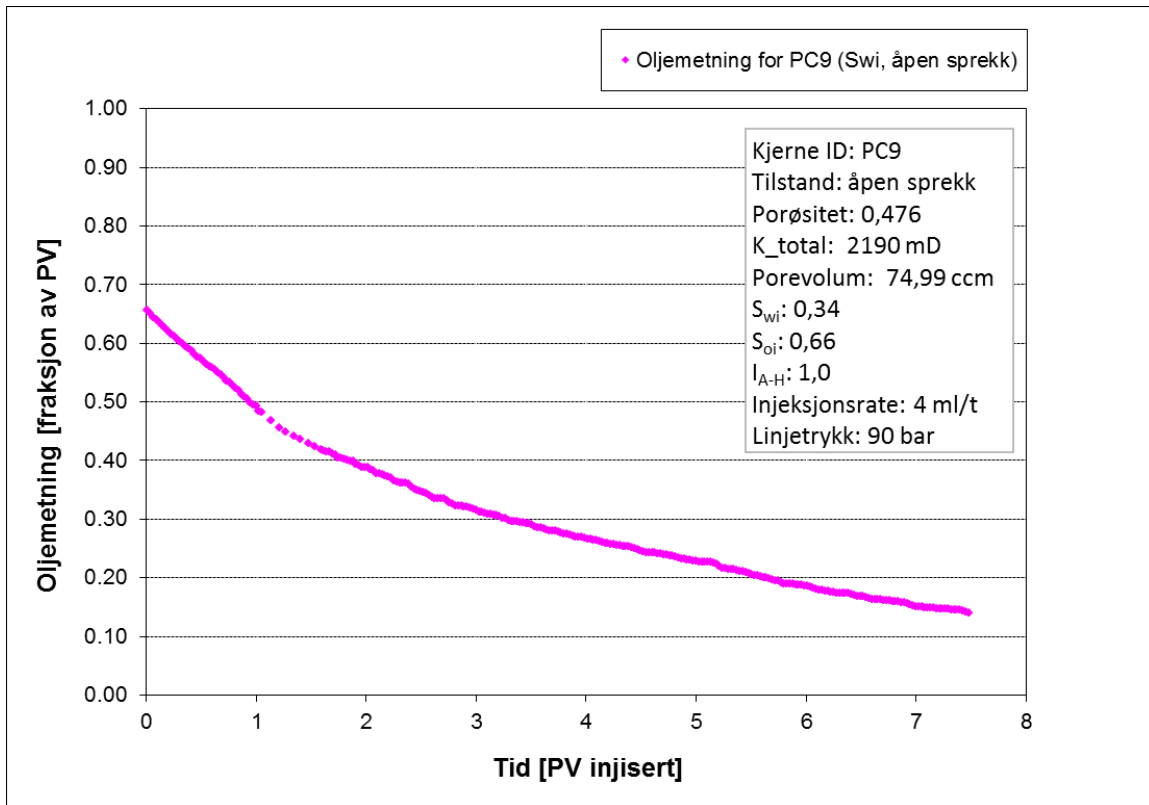
Figur 7.24: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC2.

Kjerneprøven PC9 ble flømmet med ca. 7,5 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

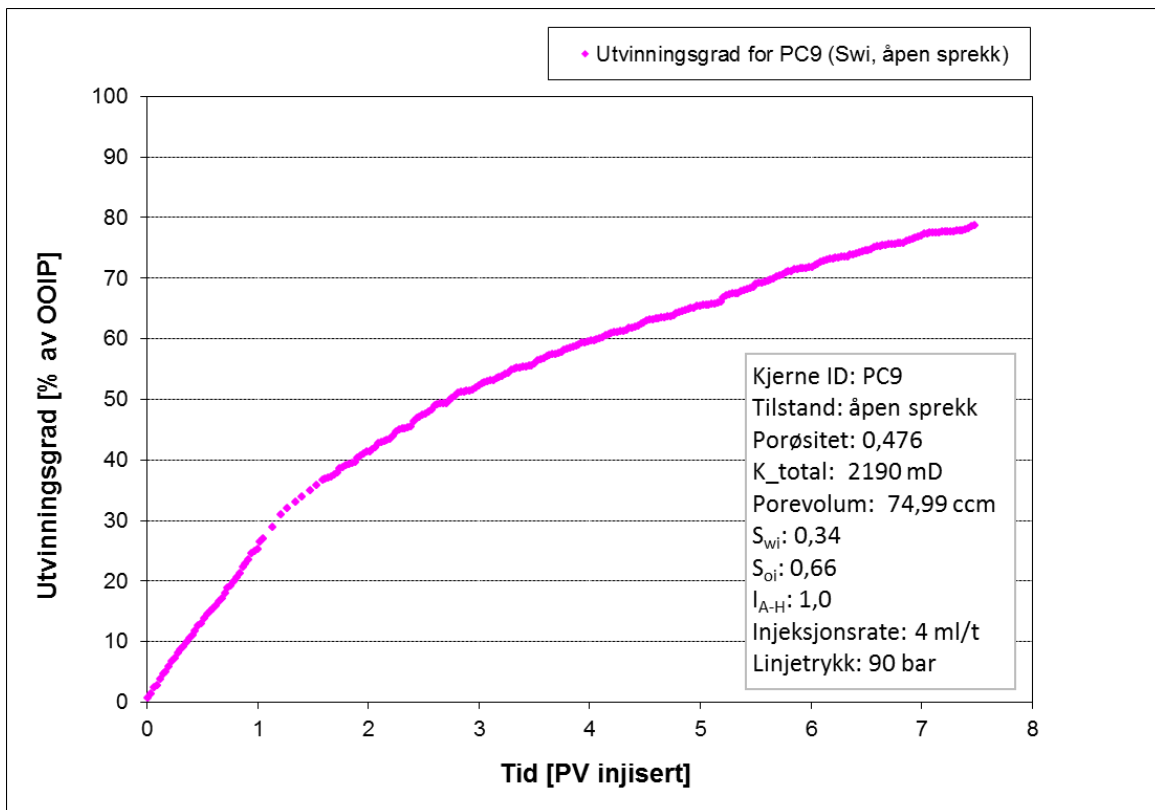
Oljeproduksjonen for denne kjernen var lineær frem til injeksjon av ca. 1,0 PV CO₂, mens oljeproduksjonen fortsatte fram til injeksjon av ca. 7,5 PV CO₂ der eksperimentet måtte stoppes grunnet lite gjenværende CO₂ i buffer (Figur 7.25 og Figur 7.26).

Utvinningsgraden for PC9 etter injeksjon av 1 PV CO₂ var ca. 25,3 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV CO₂ var ca. 41,2 % av OOIP. Total utvinningsgrad etter injeksjon av ca. 7,5 PV CO₂ var ca. 78,4 % av OOIP (Figur 7.26), men fra metnings- og utvinningskurven ser vi at den totale utvinningen ville blitt noe høyere ved ytterligere injeksjon av CO₂, siden metningskurven ikke hadde flatet ut ennå ved slutten av eksperimentet (Figur 7.25 og Figur 7.26). Derfor bestemte vi oss for å utføre et annet eksperiment ved de samme betingelsene, og utførte eksperimentet med PC7 (se nedenfor).

Målt differensialtrykk over kjerneprøve PC9 var svært lavt og innen usikkerheten til anvendt måleapparat, slik at vi utelukker målt differensialtrykk over denne kjerneprøven.



Figur 7.25: Ojemetning som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC9.



Figur 7.26: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for kjerne PC9.

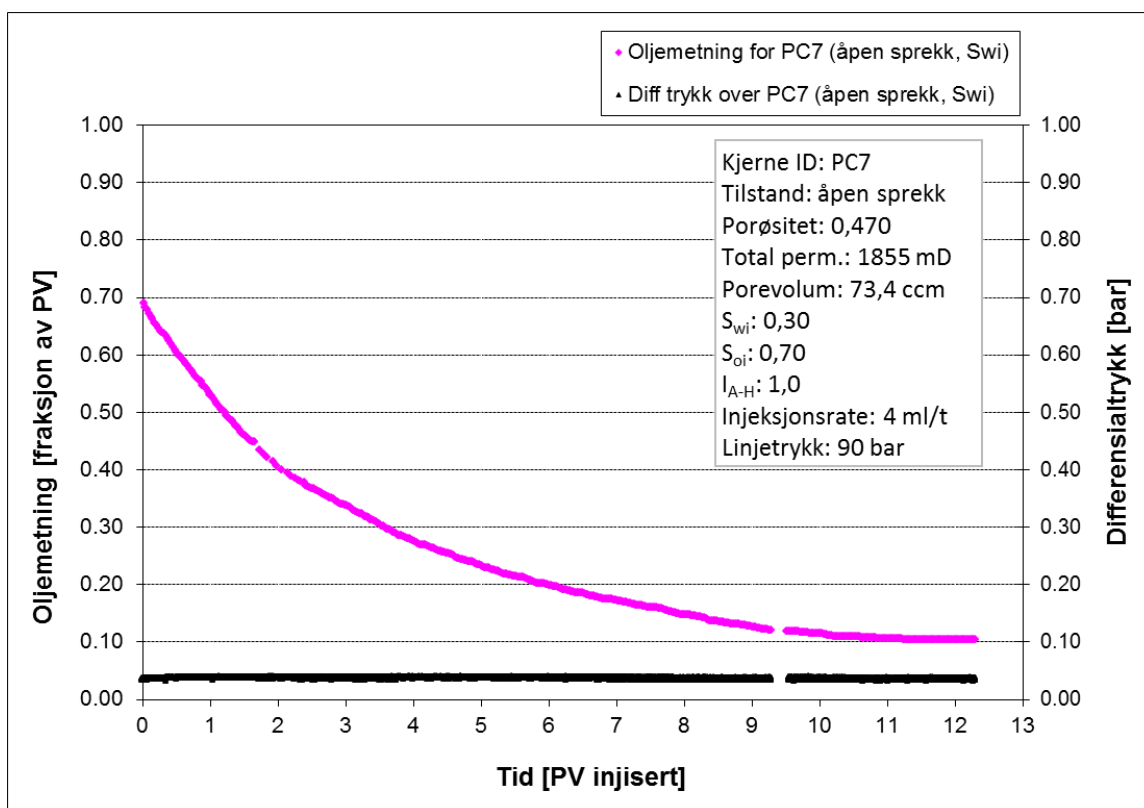
Siden eksperimentet med kjerneprøve PC9 ble avsluttet mens det fortsatt ble produsert olje, dvs. siden metnings-/utvinningskurven ikke hadde flatet ut da eksperimentet ble avsluttet, utførte vi et annet eksperiment med en kjerneprøve som var ved ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} .

Denne kjerneprøven, PC7, hadde en åpen sprekk langs kjernen, og eksperimentet ble utført ved de samme betingelsene som for de tidligere eksperimentene, dvs. ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

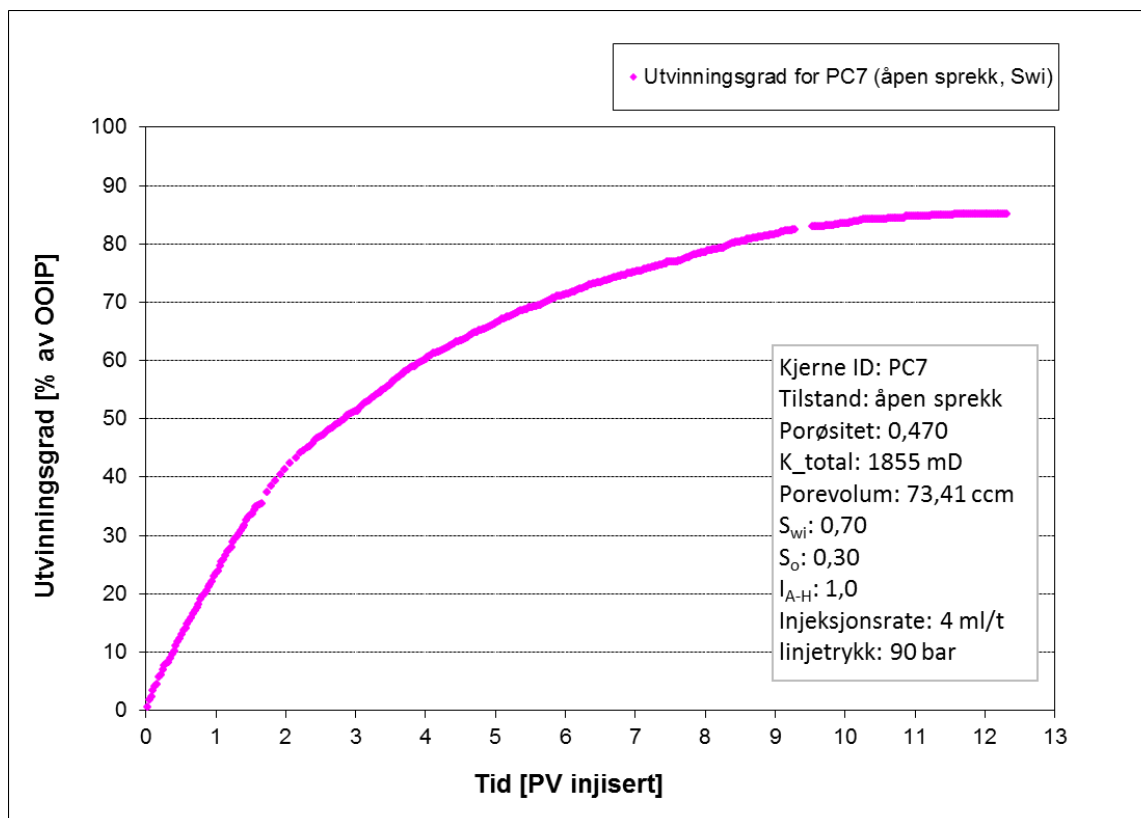
Kjerneprøven PC7 ble flømmet med ca. 12,3 PV flytende CO_2 der oljeproduksjonen var lineær frem til injeksjon av ca. 1,5 PV CO_2 , mens oljeproduksjonen fortsatte fram til injeksjon av ca. 11,5 PV CO_2 (Figur 7.27 og Figur 7.28).

Utvinningsgraden for denne kjerneprøven, PC7, etter injeksjon av 1 PV CO_2 var ca. 23,6 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV var ca. 41,4 % av OOIP. Total utvinningsgrad etter injeksjon av ca. 12,3 PV CO_2 var ca. 85,1 % av OOIP (Figur 7.27 og Figur 7.28).

Målt differensialtrykk over kjerneprøve PC7 var nesten konstant og på ca. 0,04 bar over hele eksperimentet (Figur 7.27).



Figur 7.27: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO_2 for kjerne PC7.



Figur 7.28: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO_2 for kjerne PC7.

7.5.4 Oppsummering av sekundær flytende CO_2 -flømming av kjerneprøver

Tabell 7.5 gir en oversikt over oppnådde resultater fra sekundær flytende CO_2 -flømming eksperimentene som ble utført ved romtemperatur og et linjetrykk på 90 bar på kjerneprøver som var ved ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} .

Tabell 7.5: Total utvinningsgrad med utvinningsgrad etter 1 PV og 2 PV for sekundær flytende CO_2 -flømming av kjerneprøver.

| Kjerne ID | Sprekk | R_f etter 1 PV [% av OOIP] | R_f etter 2 PV [% av OOIP] | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|-----------|---------------|------------------------------|------------------------------|---------------------------|
| PC1 | Uten sprekk | 92.8 | 100.0 | 100.0 |
| PC13 | Uten sprekk | 82.3 | 98.7 | 99.9 |
| PC3 | Lukket sprekk | 37.4 | 49.0 | 72.1 |
| PC11 | Lukket sprekk | 40.0 | 65.5 | 95.1 |
| PC2 | Åpen sprekk | 23.8 | 39.7 | 84.2 |
| PC9 | Åpen sprekk | 25.3 | 41.2 | 78.4 |
| PC7 | Åpen sprekk | 23.6 | 41.4 | 85.1 |

7.6 Sekundær flytende CO₂-flømming av blokker

To blokker, B1 og B2, som antas å være sterkt vannvættende med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, ble preparert etter prosedyren omtalt under avsnitt 6.7.2, og 100 % mettet med n-dekan ved å følge prosedyren omtalt under avsnitt 6.3.2.

Disse to blokkene ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess ved romtemperatur.

Mens porøsiteten til blokk B2 ble målt til 0,476, ble porøsiteten til blokk B1 målt til 0,482, noe som resulterte i et porevolum på ca. 394 cm³ for blokk B2, og ca. 393 cm³ for blokk B1.

På den andre siden ble totalpermeabiliteten, dvs. permeabiliteten etter oppsprekking, målt til ca. 1791 mD for blokk B2, og ca. 1692 mD for blokk B1.

Blokk B2 ble flømmet med ca. 7,6 PV flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar, noe som resulterte i en total utvinningsgrad på ca. 86,7 % av OOIP hvor oljemetningen var kommet ned til 0,130 (Figur 7.29 og Figur 7.30).

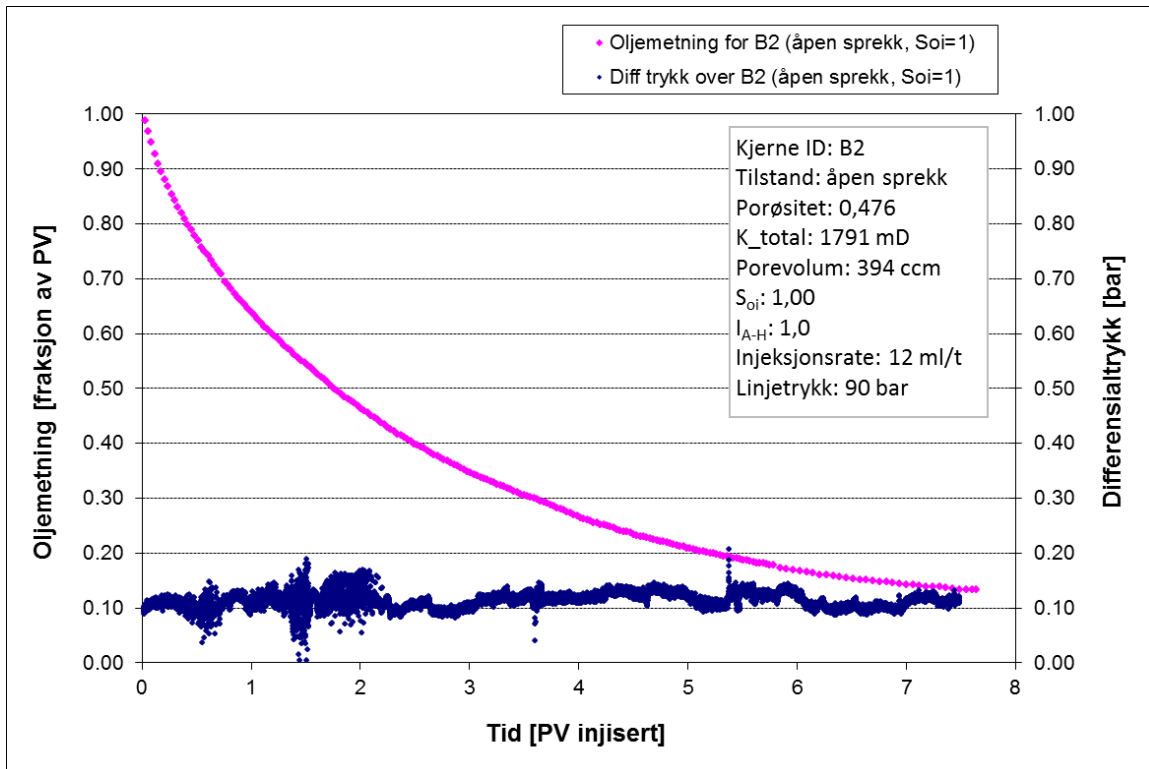
Oljeproduksjonen for blokk B2 var lineær kun i en kort periode ved starten av eksperimentet, og CO₂ gjennombrudd ble observert i en tidlig fase.

Oljeproduksjonen for denne blokken (B2) fortsatte fram til slutten av eksperimentet der det hadde blitt injisert ca. 7,6 PV CO₂. Ved dette tidspunktet, dvs. ved slutten av eksperimentet, hadde verken metnings- /utvinningskurven flatet helt ut, men fra Figur 7.29 og Figur 7.30 ser vi at ytterligere injeksjon av CO₂ ikke ville lede til noe merkbar endring i utvinningsgraden, slik at vi avsluttet eksperimentet etter injeksjon av ca. 7,6 PV CO₂.

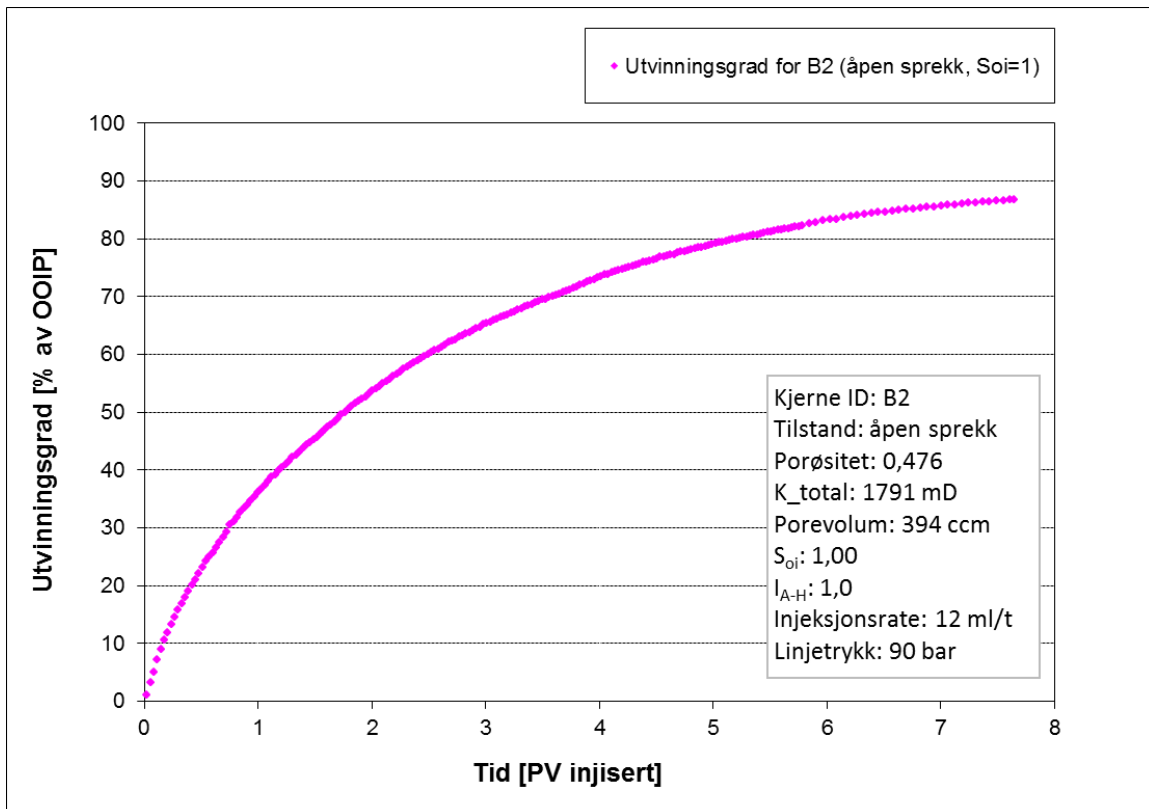
Utvinningsgraden for blokk B2 etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂ var ca. 36,2 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ var ca. 53,7 % av OOIP (Figur 7.30).

Målt differensialtrykk over denne blokken (blokk B2) fluktuerte i intervallet 0,05-0,18 bar (Figur 7.29).

For å fylle ST-pumpen med CO₂, måtte vi stoppe CO₂ injeksjon i denne blokken flere ganger siden ST-pumpen rommet kun 1,0 liter. Injeksjon av CO₂ ble stoppet i ca. 1 time, 5 timer og 8 timer ved injeksjon av ca. 1,6 PV, 3,7 PV og 5,7 PV henholdsvis, men fra metnings- og utvinningskurven ser vi at dette ikke har påvirket profilene noe merkbar (Figur 7.29 og Figur 7.30).



Figur 7.29: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO_2 for blokk B2.



Figur 7.30: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO_2 for blokk B2.

På den andre siden ble blokk B1 flømmet med ca. 7,8 PV flytende CO₂ ved romtemperatur (ca. 23 °C) og et linjetrykk på ca. 90 bar, der oljemetningen ved slutten av eksperimentet var ca. 0,130, noe som tilsvarer en total utvinningsgrad på ca. 86,7 % av OOIP (Figur 7.31 og Figur 7.32).

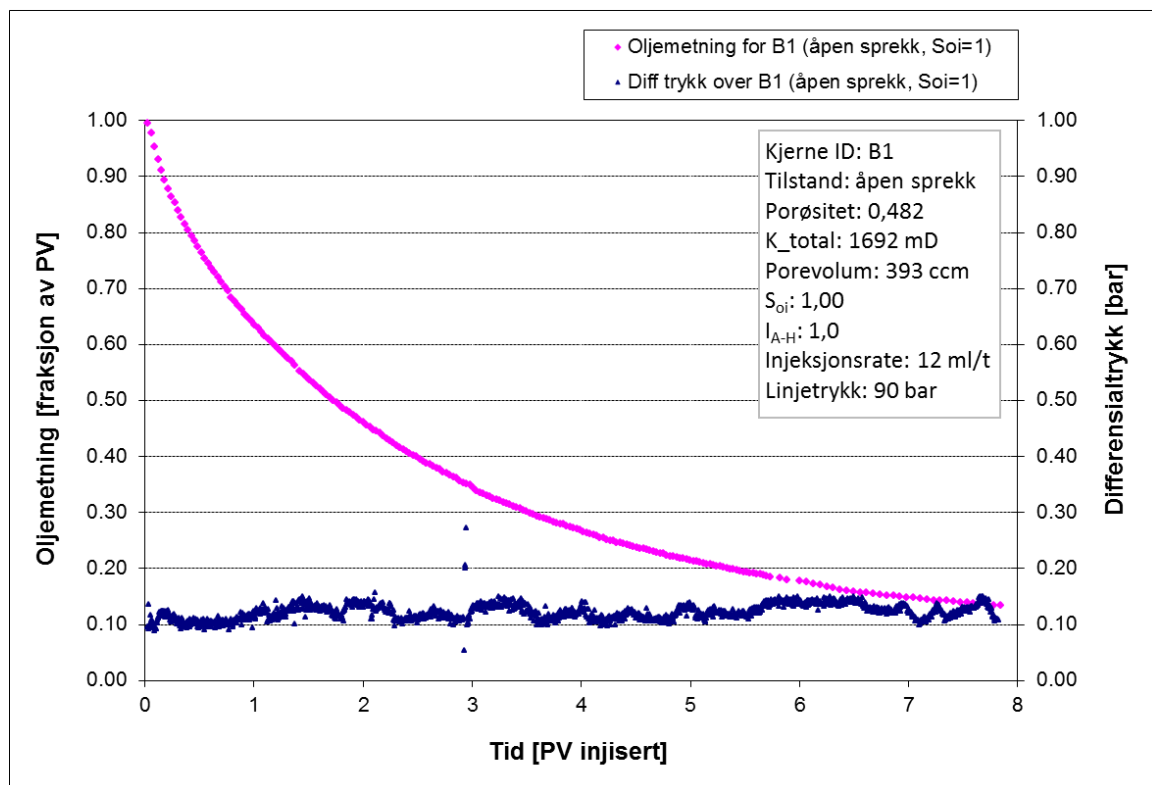
Tilsvarende for blokk B2, ble CO₂ gjennombrudd for denne blokken (blokk B1) observert i en tidlig fase av eksperimentet, men oljeproduksjonen fortsatte fram til slutten av eksperimentet, slik at meste parten av oljen ble produsert etter CO₂ gjennombrudd (Figur 7.31 og Figur 7.32).

Ved slutten av eksperimentet hadde verken metnings- /utvinningskurven flatet helt ut, men fra Figur 7.31 og Figur 7.32 ser vi at ytterligere injeksjon av CO₂ ikke ville lede til noe merkbar endring i utvinningsgraden. Derfor avsluttet vi eksperimentet etter injeksjon av ca. 7,8 PV CO₂.

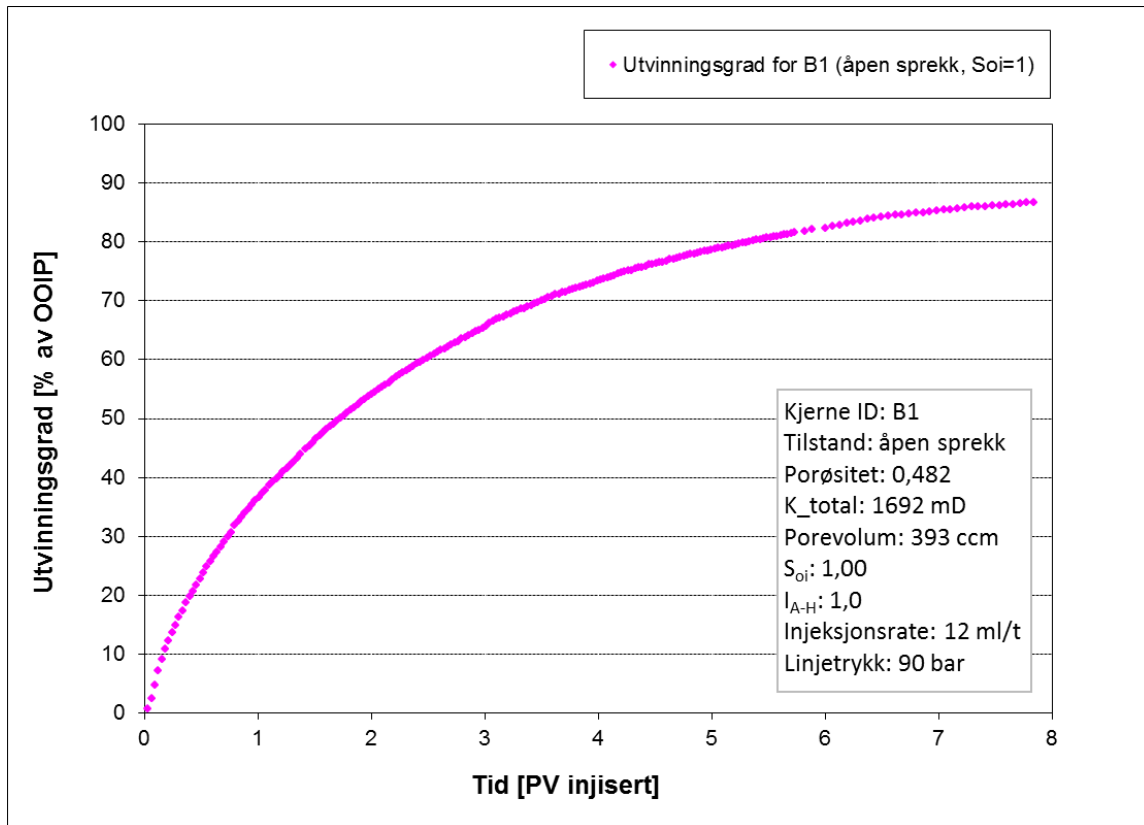
Utvinningsgraden for blokk B1 etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂ var ca. 36,6 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ var ca. 54,1 % av OOIP (Figur 7.32).

Målt differensialtrykk over blokk B1 var ca. 0,12 bar, der differensialtrykket hadde en del fluktuasjoner i intervallet 0,09-0,15 bar (Figur 7.31).

Injeksjon av CO₂ i blokk B1 ble stoppet flere ganger for å fylle ST-pumpen med CO₂. Injeksjon av CO₂ ble stoppet i ca. 30 min etter injeksjon av ca. 1,4 PV CO₂, og i en time etter injeksjon av ca. 3,5 PV og 5,7 PV CO₂. Likevel viser metnings- og utvinningskurven at dette ikke har påvirket oljeproduksjonen noe merkbar (Figur 7.31 og Figur 7.32).



Figur 7.31: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO₂ for blokk B1.



Figur 7.32: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂ for blokk B1.

Tabell 7.6: Total utvinningsgrad med utvinningsgrad etter 1 PV og 2 PV for sekundær flytende CO₂-flømming av blokkene.

| Blokk ID | Sprekk | R_f etter 1 PV [% av OOIP] | R_f etter 2 PV [% av OOIP] | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|----------|-------------|------------------------------|------------------------------|---------------------------|
| B2 | Åpen sprekk | 36.2 | 53.7 | 86.7 |
| B1 | Åpen sprekk | 36.6 | 54.1 | 86.7 |

7.7 Sekundær flytende CO₂-Skum flømming av kjerneprøver

To kjerneprøver ble benyttet til sekundær flytende CO₂-skum flømming eksperimenter der eksperimentene ble utført ved romtemperatur ved hjelp av oppsettet omtalt under avsnitt 6.6.2.

Kjerneprøvene ble først 100 % mettet med kalksteinsvann. Etter måling av matrikspermeabilitet, med målt matrikspermeabilitet på 4,1 mD for kjerne PC4 og 4,0 mD for kjerne PC12, ble kjernene drenert med n-dekan til ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , der den ikke-reduserbare vannmetningen ble målt til 0,31 for kjerne PC4 og 0,28 for PC12.

Kjerneprøvene ble oppsprukket etter prosedyren omtalt under avsnitt 6.7.1 med spacer i sprekkene slik at de hadde en åpen sprekk med en permeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten. Totalpermeabilitet etter oppsprekking for kjerne PC4 ble målt til 1853 mD, mens det ble målt til 2084 mD for kjerne PC12.

Porøsiteten til kjerne PC4 var 0,476, mens det var 0,475 for kjerne PC12, slik at porevolumet etter oppsprekking, dvs. etter korreksjon for avkuttet volum av kjernen, var ca. 75 cm³ for PC4 og ca. 69 cm³ for PC12.

Total injeksjonsrate ble valgt til 4,0 ml/t, der CO₂ og surfaktantløsningen ble injisert i et forhold på 9:1, dvs. injeksjonsraten til CO₂ ble valgt 3,6 ml/t mens injeksjonsraten til surfaktantløsningen ble valgt til 0,4 ml/t.

Kjerneprøven PC4 ble flømmet med ca. 9,7 PV flytende CO₂-skum ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 92 bar.

Oljeproduksjonen fra denne kjerneprøven var lineær frem til injeksjon av ca. 0,8 PV CO₂-skum der utvinningsgraden var ca. 18,0 % av OOIP, mens oljeproduksjonen fortsatte fram til injeksjon av ca. 3,6 PV der metnings- og utvinningskurven flatet ut (Figur 7.33, Figur 7.34 og Figur 7.35) med en endelig utvinningsgrad på ca. 48,0 % av OOIP.

Utvinningsgraden etter injeksjon av 1 PV CO₂-skum var ca. 21,2 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV var ca. 34,6 % av OOIP. Total utvinningsgrad etter injeksjon av ca. 9,7 PV CO₂-skum var ca. 48,0 % av OOIP der oljemetningen var 0,360 (Figur 7.33, Figur 7.34 og Figur 7.35).

Differensialtrykket over kjerneprøven var nesten konstant og på ca. 0,05 bar frem til injeksjon av ca. 7,3 PV CO₂-skum, der det begynte å fluktuere (Figur 7.33). Ved dette tidspunktet hadde produksjonen flatet ut slik at det ikke ble produsert mer n-dekan fremover.

På den andre siden, hadde linjetrykket en slak stigning (fra ca. 92 bar til ca. 95 bar) frem til injeksjon av ca. 4,2 PV CO₂-skum (Figur 7.35) selv om baktrykket var satt til ca. 92 bar hele tiden. Linjetrykket begynte å fluktuere ved ca. 4,3 PV CO₂-skum injisert, mens det begynte å stige brått til ca. 103 bar etter injeksjon av ca. 5,5 PV CO₂-skum, og synke brått ned til ca. 90 bar ved injeksjon av ca. 5,8 PV CO₂-skum. Deretter fortsatte linjetrykket å stige igjen til et trykk på ca. 103 bar og ble stabilt ved dette trykket frem til slutten av eksperimentet hvor det hadde blitt injisert ca. 9,7 PV flytende CO₂-skum.

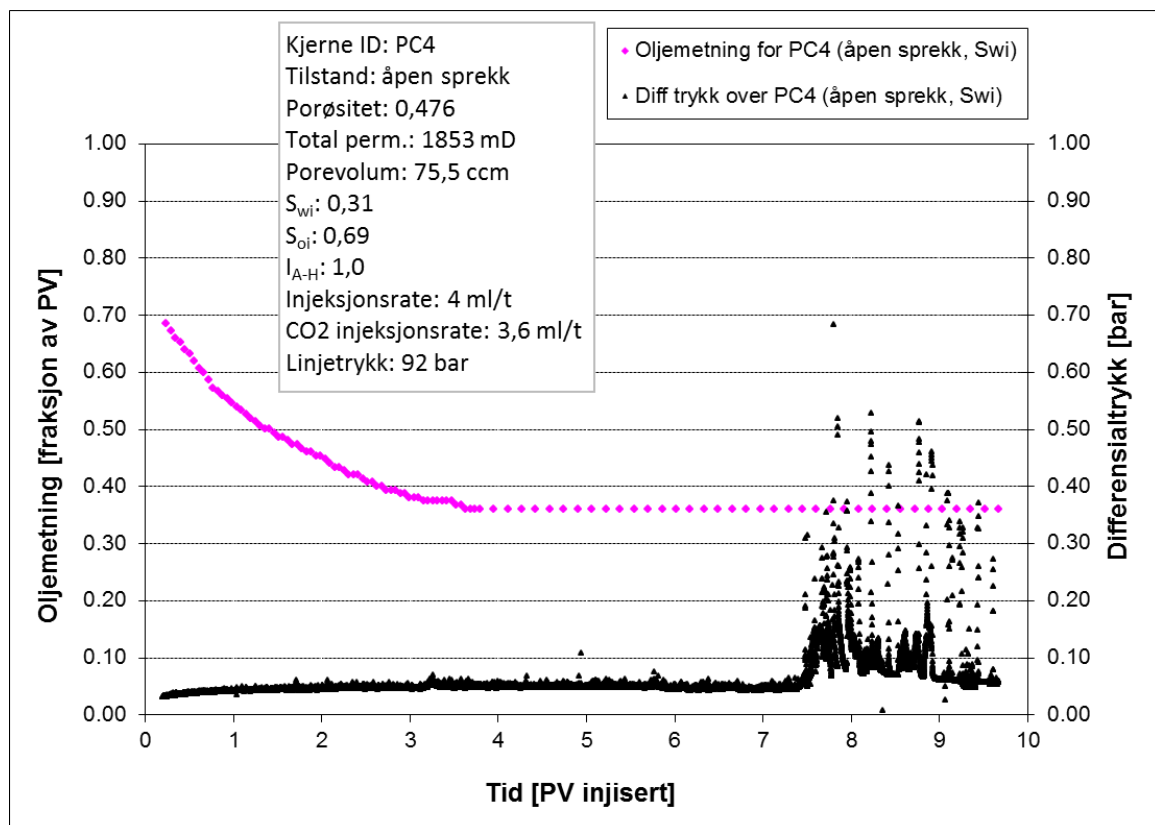
Fra produksjonslogget observerer vi et brått CO₂ utbrudd ved injeksjon av ca. 5,8 PV CO₂-skum, dvs. ved det punktet hvor trykket hadde sunket brått ned, noe som kan være indikasjon på at baktrykksregulatoren hadde blitt plagget av en eller annen grunn.

Etter eksperimentet undersøkte vi dette nærmere og oppdaget at produksjonslinjen gjennom baktrykksregulatoren (et sted mellom punkt 3 og punkt 4 i oppsettet på Figur 6.6) var blitt delvis plagget på grunn av utfelling av surfaktanter (se avsnitt 6.1).

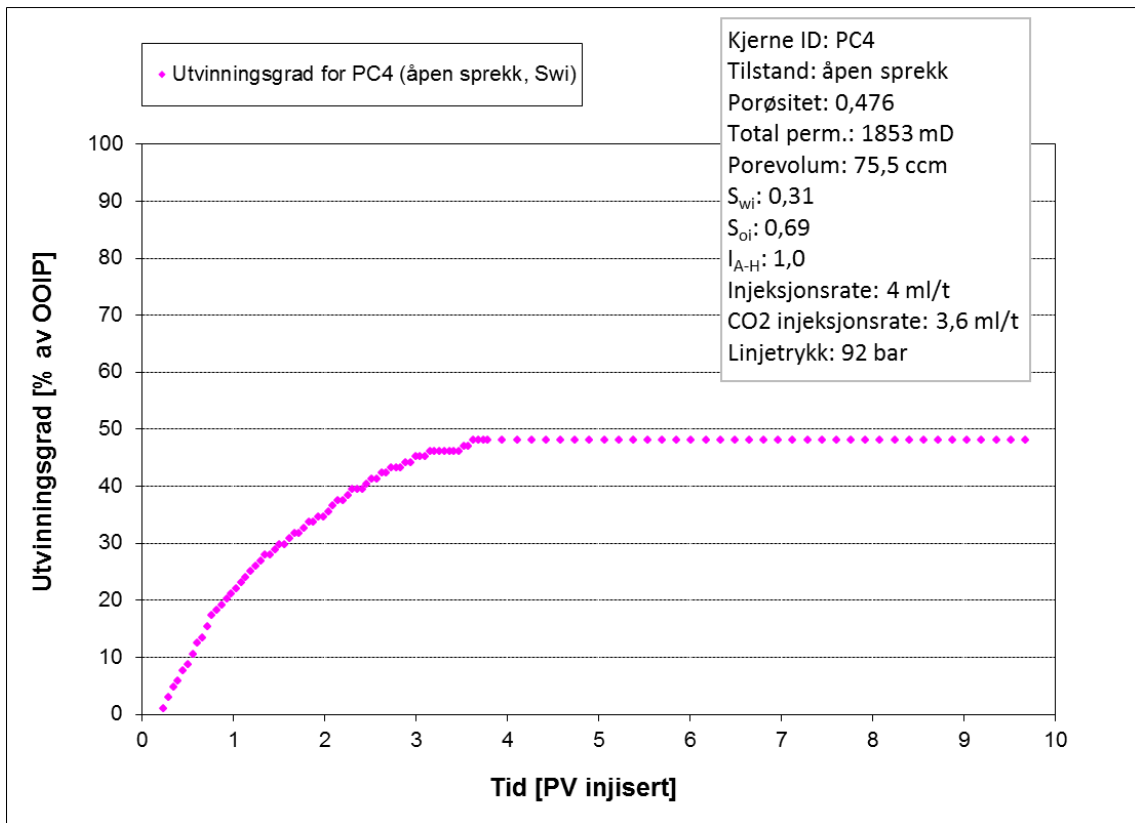
Det viste seg at CaCl_2 i kalksteinsvannet ledet til utfelling av surfaktanter fra surfaktantløsningen. Dette ledet til at det enten ble dannet lite skum, eller ble det dannet skum av dårlig kvalitet ved samtidig injeksjon av CO_2 og surfaktantløsningen. Dette hadde også ledet til plugging av baktrykksregulatoren slik at linjetrykket ikke var stabilt.

Derfor kommer vi ikke til å bruke dette eksperimentet i analyse av resultatene videre i denne masteroppgaven siden eksperimentet kan antas å ha blitt utført ved betingelser som ikke er av interesse til å undersøkes.

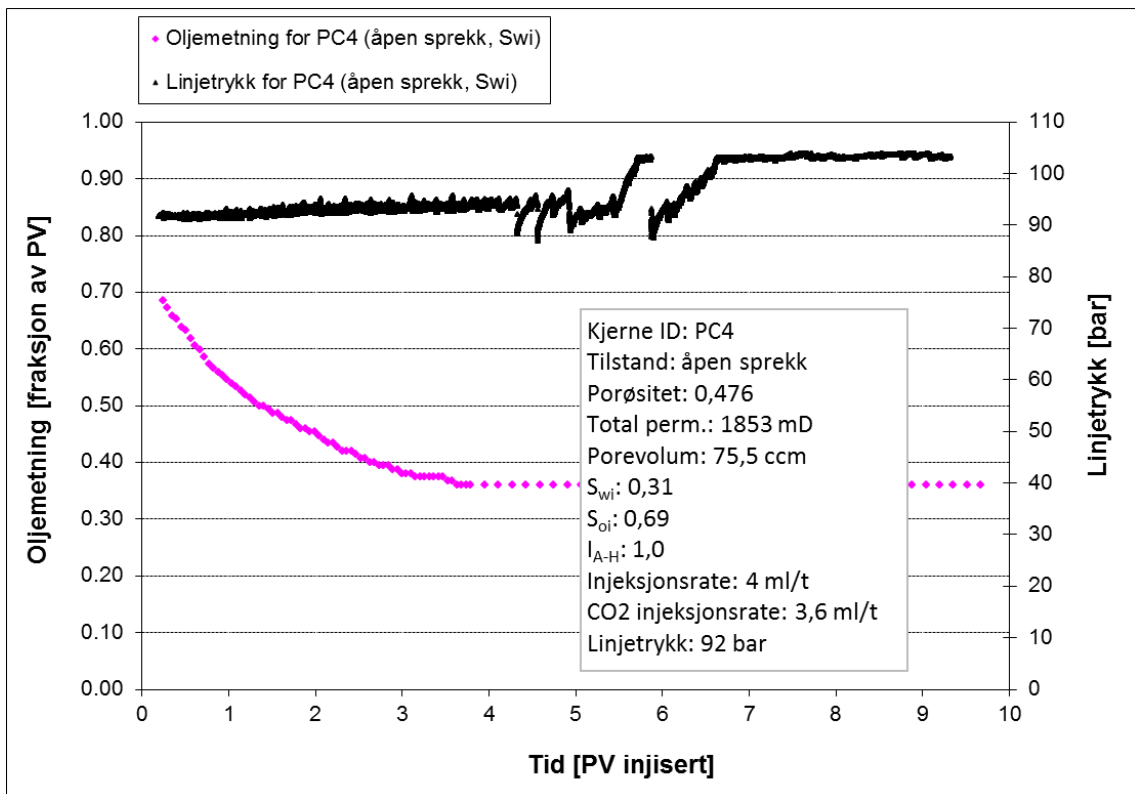
Det ble også bestemt å lage surfaktantløsningen for påfølgende eksperimenter uten å tilsette løsningen CaCl_2 (se avsnitt 6.1).



Figur 7.33: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO_2 -skum for kjerne PC4.



Figur 7.34: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂-skum for kjerne PC4.



Figur 7.35: Oljemetning og linjetrykk som funksjon av porevolum injisert CO₂-skum for kjerne PC4.

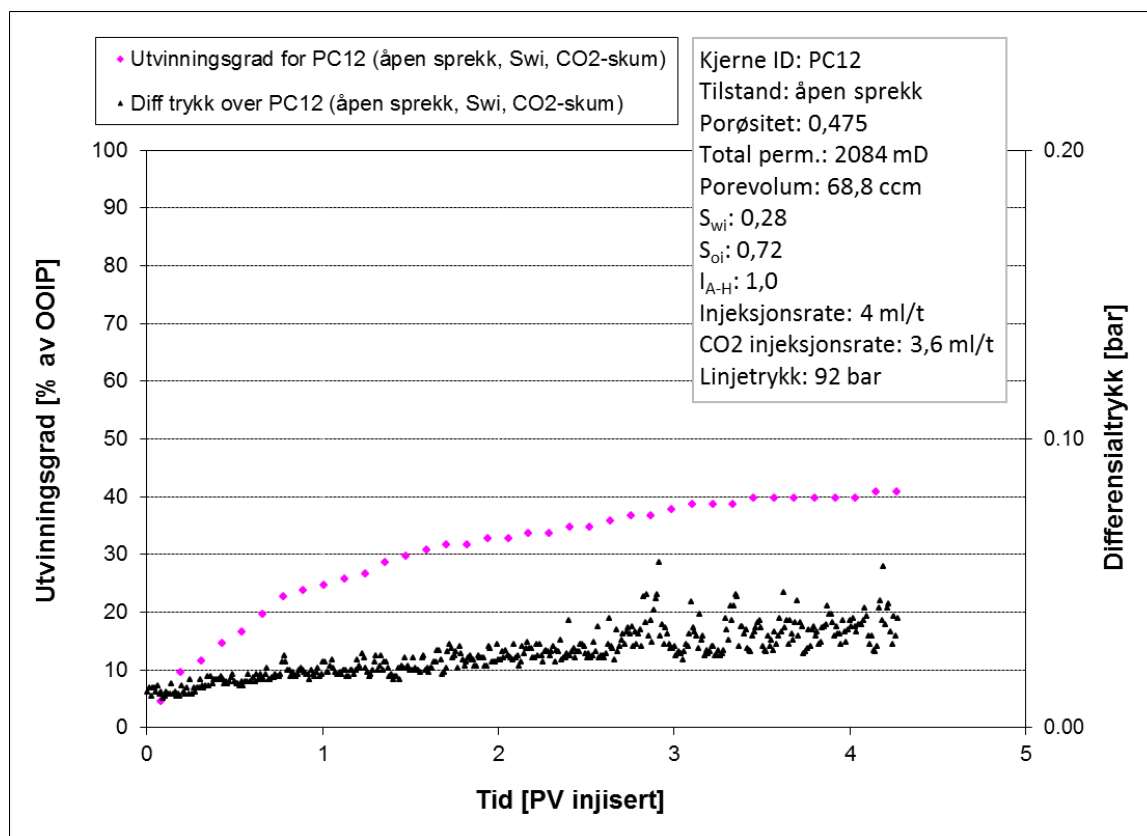
Kjerneprøve PC12 ble flømmet med ca. 4,3 PV flytende CO₂-skum ved romtemperatur (ca. 23 °C) og et linjetrykk på ca. 92 bar.

Fra Figur 7.36 og Figur 7.37 ser vi at metnings- og utvinningskurven for denne kjerneprøven (PC12) har flatet ut etter injeksjon av ca. 3,5 PV CO₂-skum, slik at total utvinningsgrad ble på ca. 40,8 % av OOIP.

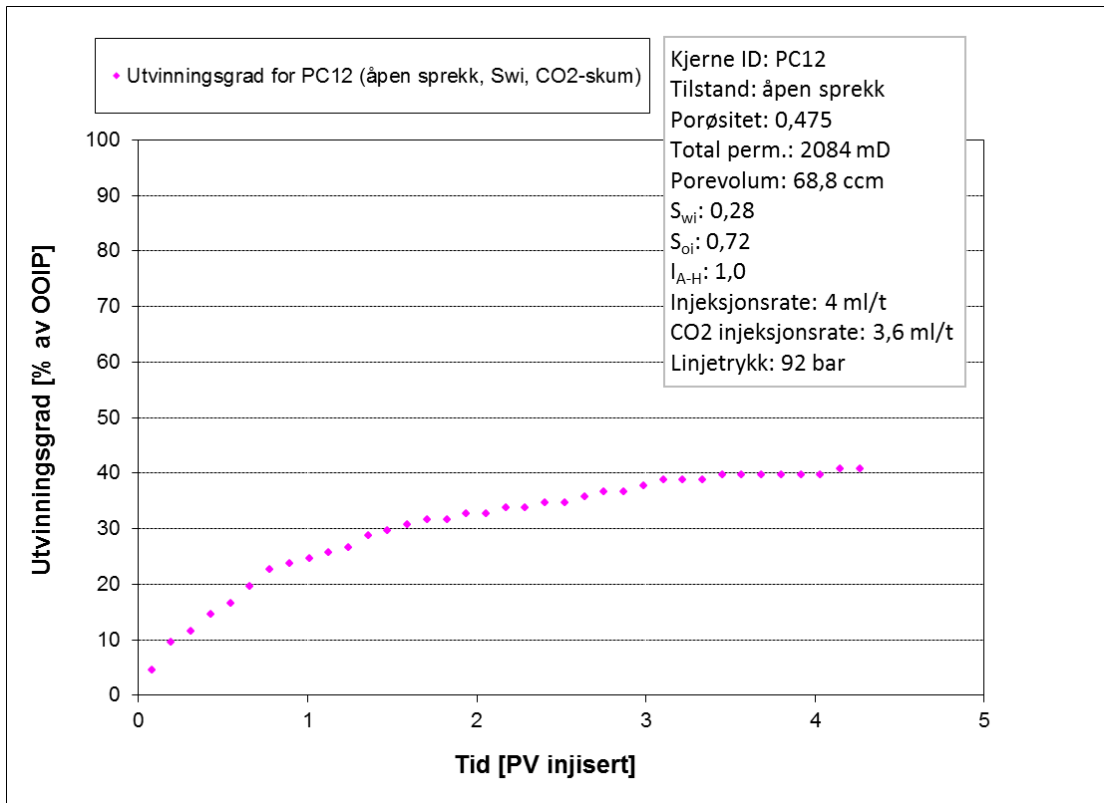
Utvinningsgraden etter injeksjon av 1 PV CO₂-skum var ca. 24,7 % av OOIP, mens utvinningsgraden etter injeksjon av 2 PV var ca. 32,7 % av OOIP. Total utvinningsgrad etter injeksjon av ca. 4,3 PV CO₂-skum var ca. 40,8 % av OOIP der oljemetningen var 0,430 (Figur 7.36, Figur 7.37 og Figur 7.38).

Differensialtrykket over denne kjerneprøven (Figur 7.36) var stigende med en svak fluktuasjon i differensialtrykket. Denne fluktuasjonen i differensialtrykket ble større ved en senere fase av produksjonsperioden.

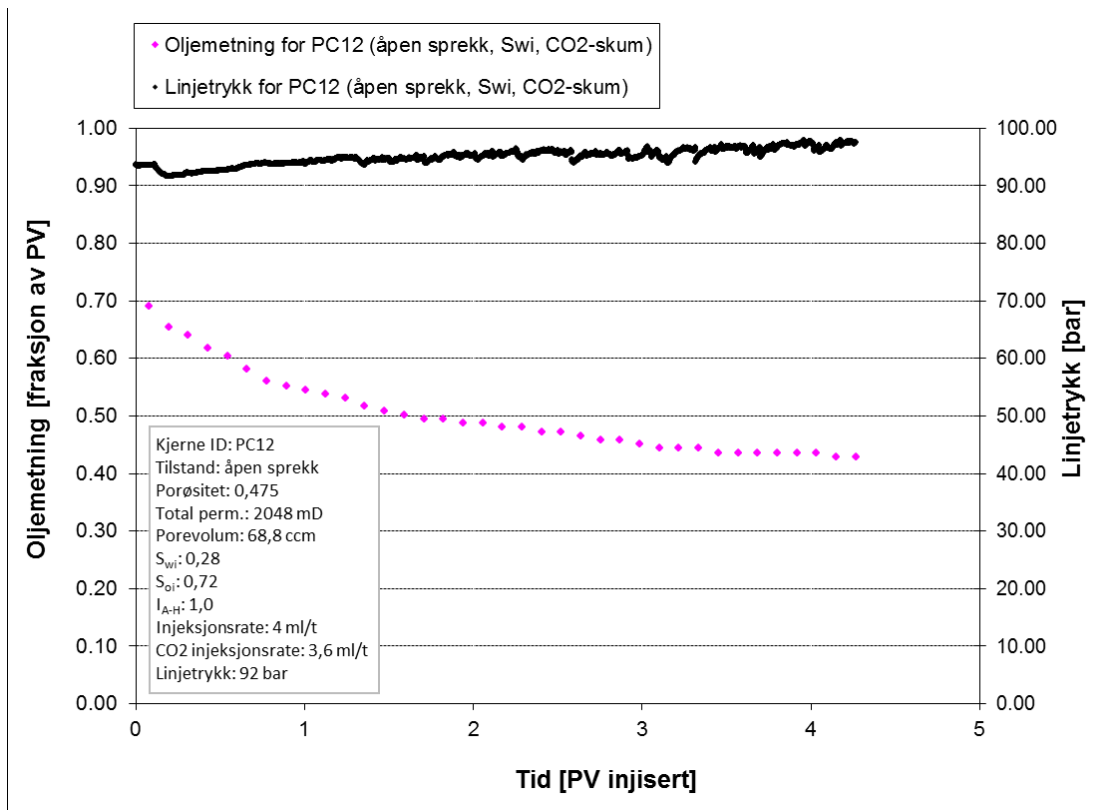
Linjetrykket (Figur 7.38) var økende med noe fluktuasjon, slik at ved enden av eksperimentet var linjetrykket steget opp til 97,5 bar, selv om baktrykksregulatoren var satt til 92 bar hele tiden.



Figur 7.36: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert CO₂-skum for kjerne PC12.



Figur 7.37: Utviningsgrad som funksjon av porevolum injisert CO₂-skum for kjerne PC12.



Figur 7.38: Oljemetning og linjetrykk som funksjon av porevolum injisert CO₂-skum for kjerne PC12.

Tabell 7.7: Total utvinningsgrad med utvinningsgrad etter 1 PV og 2 PV for CO₂-skum flømming eksperimentene.

| Kjerne ID | Sprekk | R_f etter 1 PV [% av OOIP] | R_f etter 2 PV [% av OOIP] | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|-----------|-------------|---------------------------------|---------------------------------|------------------------------|
| PC4 | Åpen sprekk | 21.2 | 34.6 | 48.0 |
| PC12 | Åpen sprekk | 24.7 | 32.7 | 40.8 |

8 Diskusjon

I dette kapitlet diskuterer og analyserer vi oppnådde resultater som ble presentert i forrige kapittel (kapittel 7), nærmere, der hovedhensikten er å påpeke faktorer som påvirker utvinningsgraden merkbart.

Først diskuterer vi utvinningsgraden ved flytende CO₂-flømming av kjerneprøver og blokker generelt. Deretter diskuterer vi effekten av parametere som tilstedeværelse av sprekk, initiell vannmetning, sprekkpermeabilitet og fasen til injisert fluid på utvinningsgraden.

For å kunne oppskalere oppnådde resultater fra eksperimenter utført på kjerneprøver, analyserer vi forskjellen mellom oppnådde resultater fra flytende CO₂-flømming av kjerneprøver med oppnådde resultater fra flytende CO₂-flømming av blokker ved de samme betingelsene.

Vi diskuterer også oppnådde resultater med oppnådde resultater fra tidligere eksperimenter utført av tidligere masterstudenter ved forskningsgruppen i reservoar fysikk ved Institutt for fysikk og teknologi, Universitetet i Bergen.

Fra oppnådde resultater (se kapittel 7) ser vi at repeterbarheten til eksperimentene er ganske gode, siden eksperimenter utført på tilsvarende prøver (kjerneprøver og blokker) under samme eksperimentelle forhold har gitt lignende resultater.

8.1 Sekundær flytende CO₂-flømming for økt oljeutvinning i kalk

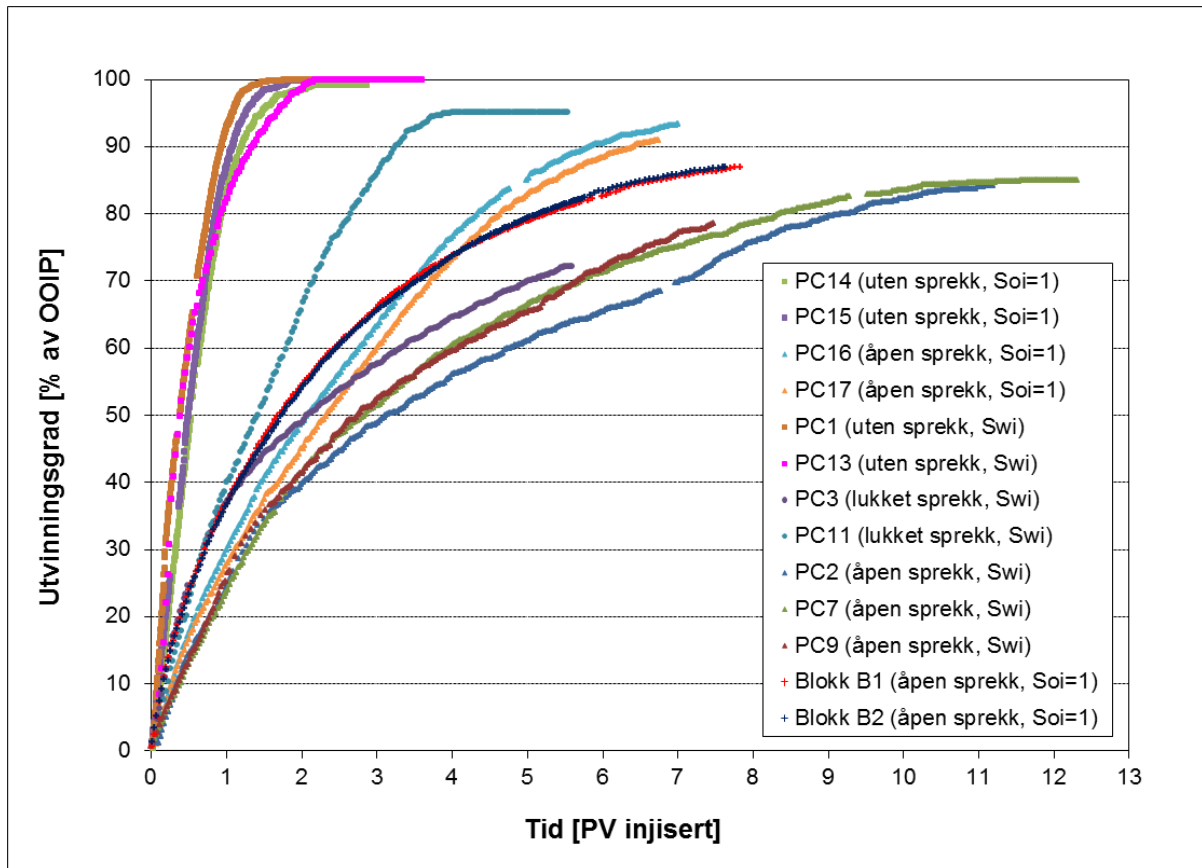
Totalt ble 11 kjerneprøver og 2 blokker flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess. Figur 8.1 viser utvinningsgraden som funksjon av injisert PV CO₂ for disse kjerneprøvene og blokkene, mens Tabell 8.1 gir en oppsummert oversikt over disse prøvene med utvinningsgrad etter 2 PV, og total utvinningsgrad for hver av dem.

Fra Figur 8.1 ser vi at sekundær CO₂-flømming av sterkt vannvættende kalksteinsprøver har resultert i en høy utvinningsgrad sammenlignet med andre sekundære utvinningsmekanismer som vannflømming (se avsnitt 2.3 og 8.9). Utvinningspotensialet er særlig høyt for kjerneprøver uten lukket/åpen sprekk der utvinningsgraden er ca. 100 % av OOIP. Utvinningskurven for disse kjernene er lineær over mesteparten av produksjonsperioden slik at ca. 99 % av oljen blir utvunnet ved injeksjon av ca. 2 PV flytende CO₂.

Utvinningsgraden for oppsprukne kjerneprøver og blokker er over 84 % av OOIP for alle bortsett fra kjerneprøvene PC3 og PC9 som har en utvinningsgrad på henholdsvis 72.1 % av OOIP og 78.1 % av OOIP. Likevel kan vi, fra Figur 8.1, se at utvinningskurven for disse to kjerneprøvene ikke har flatet ut slik at total utvinningsgrad for disse kjerneprøvene ville bli godt over 80 % av OOIP ved ytterligere injeksjon av CO₂.

Utvinningskurven for oppsprukne kjerneprøver og blokker har en kort lineær produksjonsperiode med tidlig CO₂ gjennombrudd, slik at utvinningsgraden etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ er på underkant av 50 % av OOIP for de fleste av dem.

For oppsprukne kjerneprøver og blokker blir mesteparten av oljen utvunnet i en transient produksjonsperiode, slik at det må injiseres store mengder CO₂ for å oppnå tilsvarende utvinningsgrad som det for kjerneprøver uten sprekk. Derfor kan plugging av disse høypermeable sprekkene resultere i en tilsvarende utvinningsgrad ved injeksjon av lavere CO₂ mengder.



Figur 8.1: Utvinningsgrad for kjerneprøvene og blokkene som ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess.

Tabell 8.1: Oversikt over kjerneprøvene og blokkene som ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess, med tilhørende utvinningsgrad etter 2 PV og total utvinningsgrad ved slutten av eksperimentene.

| ID | Sprekk | Ø | $K_{matriks}$ [mD] | K_{total} [mD] | S_{oi} | R_f etter 2 PV [% av OOIP] | Totalt PV injisert | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|------|---------------|-------|--------------------|------------------|----------|------------------------------|--------------------|---------------------------|
| PC14 | Uten sprekk | 0.461 | 3.7 | 3.7 | 1.00 | 98.5 | 2.9 | 99.2 |
| PC15 | Uten sprekk | 0.477 | 4.4 | 4.4 | 1.00 | 99.7 | 3.3 | 99.9 |
| PC1 | Uten sprekk | 0.475 | 3.7 | 3.7 | 0.66 | 100.0 | 3.1 | 100.0 |
| PC13 | Uten sprekk | 0.470 | 3.8 | 3.8 | 0.66 | 98.7 | 3.6 | 99.9 |
| PC3 | lukket sprekk | 0.471 | 3.6 | 56.3 | 0.69 | 49.0 | 5.6 | 72.1 |
| PC11 | lukket sprekk | 0.473 | 3.6 | 159.4* | 0.66 | 65.5 | 5.5 | 95.1 |
| PC16 | Åpen sprekk | 0.480 | NA | 1715 | 1.00 | 48.5 | 7.0 | 93.4 |
| PC17 | Åpen sprekk | 0.491 | NA | 1879 | 1.00 | 44.9 | 6.7 | 90.9 |
| PC2 | Åpen sprekk | 0.473 | 3.4 | 2247 | 0.66 | 39.7 | 11.2 | 84.2 |
| PC7 | Åpen sprekk | 0.470 | 3.2 | 1855 | 0.70 | 41.4 | 12.3 | 85.1 |
| PC9 | Åpen sprekk | 0.476 | 3.5 | 2190 | 0.66 | 41.2 | 7.5 | 78.4 |
| B1 | Åpen sprekk | 0.482 | NA | 1692 | 1.00 | 54.1 | 7.8 | 86.7 |
| B2 | Åpen sprekk | 0.476 | NA | 1791 | 1.00 | 53.7 | 7.6 | 86.7 |

* Totalpermeabilitet til kjerne PC11 kan være feil på grunn av instrumentsvikt under måling av totalpermeabilitet.

For å oppnå blandbarhet mellom CO₂ og n-dekan, ble trykk og temperatur forholdene for alle eksperimentene valgt slik at fortrenningsprosessen ville bli blandbar med god sikkerhetsmargin, dvs. valgt linjetrykk ved gitt temperatur var mye høyere enn minimum trykket hvor CO₂ og n-dekan oppnår førstekontakts blandbarhet (avsnitt 7.2).

En blandbar fortrenningsprosess karakteriseres ved fravær av grenseflatespenning mellom fluidene (se avsnitt 1.4 for relevant teori), noe som indikerer fravær av kapillære krefter (se avsnitt 1.6 for relevant teori).

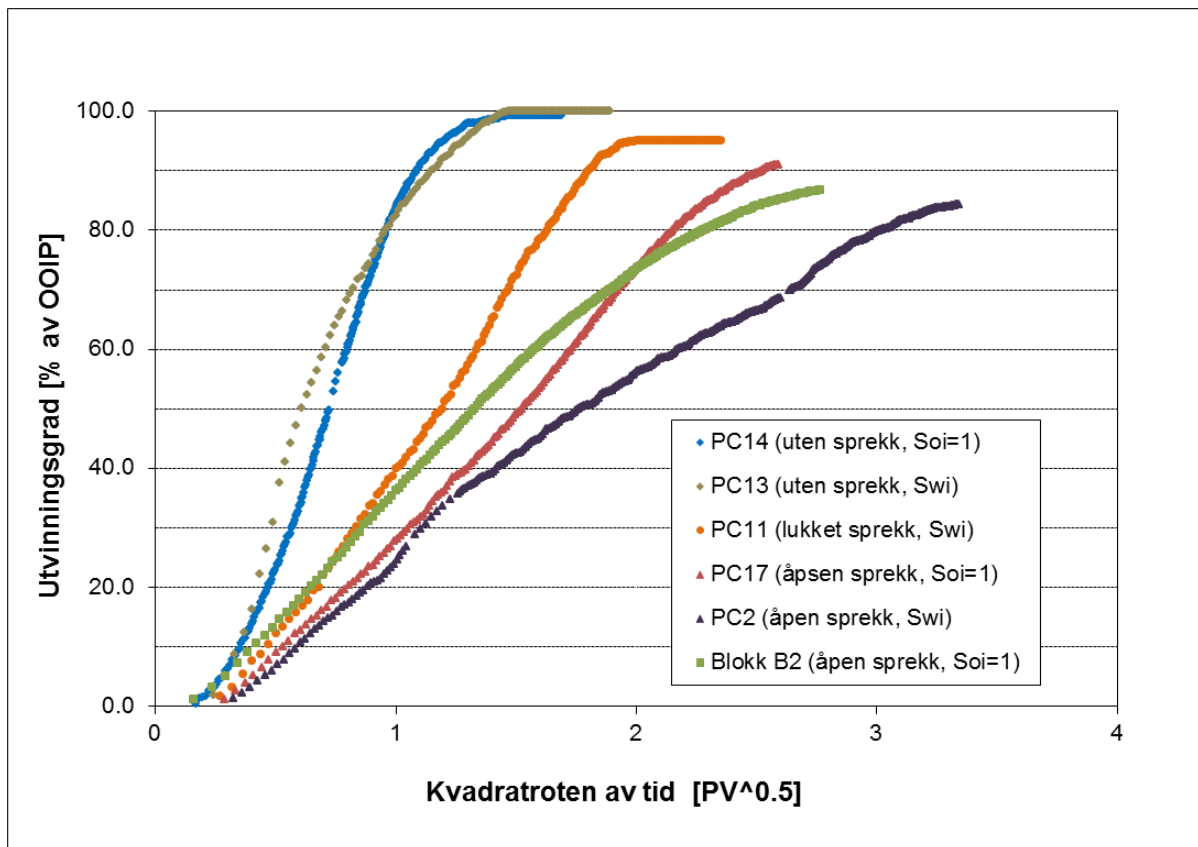
Effekten av gravitasjonskraften i oljeutvinningen kan også neglisjeres siden kjerneprøvene ble flømmet med injisert fluid i en horisontal Hassler kjerneholder.

På den andre siden viser resultatene (Figur 7.7, Figur 7.9, Figur 7.11, Figur 7.17, Figur 7.23, Figur 7.27 og Figur 7.29) at differensialtrykket over kjerneprøvene og blokkene har vært svært lavt, noe som indikerer svake viskøse krefter. Derfor blir molekylær diffusjon den

dominerende faktoren i utvinningsmekanismen, i tillegg til tilstedeværelse av svake viskøse krefter.

Når molekylær diffusjon er den eneste mekanismen i utvinning av olje, vil et plott av utvinningsgraden versus kvadratroten av tid være lineært (se avsnitt 3.5). Figur 8.2 viser utvinningsgraden som funksjon av kvadratroten av PV injisert CO_2 for et utvalg av kjerneprøvene og blokkene som ble flømmet med flyttende CO_2 i en sekundær utvinningsprosess.

Fra figuren (Figur 8.2) ser vi at for kjerneprøvene og blokken som hadde en åpen sprekk, er utvinningskurven nesten lineær i startfasen, og avviker fra linearitet i liten grad ved slutten av eksperimentet. Dette kan være tegn på at molekylær diffusjon har vært den dominerende mekanismen i utvinning av olje fra disse prøvene siden høy totalpermeabilitet leder til svake viskøse krefter.



Figur 8.2: Utvinningsgrad som funksjon av kvadratroten av PV injisert CO_2 for et utvalg av kjerneprøvene og blokkene som ble flømmet med flyttende CO_2 i en sekundær utvinningsprosess.

På den andre siden avviker utvinningskurven for kjerneprøvene som ikke hadde noe sprekk (PC13 og PC14), fra linearitet i stor grad (Figur 8.2). Dette kan være på grunn av at viskøse krefter i disse kjerneprøvene har vært sterkere sammenlignet med viskøse krefter i oppsprukne kjerneprøver, slik at molekylær diffusjon ikke kan antas å være den eneste mekanismen i utvinning av olje fra disse kjerneprøvene.

Kjerne PC11 hadde en lukket sprekk slik at totalpermeabiliteten til denne kjerneprøven var høyere sammenlignet med permeabiliteten til helkjernene, men mye lavere sammenlignet med totalpermeabiliteten til kjerneprøvene som hadde en åpen sprekk. Utvinningskurven til denne kjerneprøven (Figur 8.2) har en lineær del som er lengre sammenlignet med helkjernene, og kortere sammenlignet med de oppsprukne kjernene og blokken, noe som er i overensstemmelse med antagelsen om at høyere totalpermeabilitet leder til mindre effekt av viskøse krefter og større effekt av molekylær diffusjon på oljeutvinningen.

Som omtalt under avsnitt 3.4, kan en eventuell reaksjon mellom injisert CO₂ med vannet som befinner seg i kjernen, dvs. dannelsen av karbonsyre, lede til oppløsning av kalk og/eller utfelling av kalkpartikler, noe som igjen vil påvirke kjerneprøven med hensyn til porøsitet, permeabilitet eller andre petrofysiske egenskaper.

Tidligere masterstudenter ved forskningsgruppen i reservoar fysikk ved Institutt for fysikk og teknologi, Universitetet i Bergen (Haugen, 2012), har rapportert om oppløsning av kalk ved tertiær superkritisk CO₂-flømming av kalk kjerneprøver.

Ved slutten av eksperimentene våre (sekundær flytende CO₂-flømming eksperimenter), undersøkte vi flere av kjerneprøvene nærmere og oppdaget ingen tegn til oppløsning av kjerneprøvene etter CO₂-flømming, verken for kjerneprøvene med eller uten sprekk (Figur 8.3).

Eksperimenter utført på kalkprøver fra Ekofisk formasjonen og Tor formasjonen (Monzurul Alam et al., 2011) viser at superkritisk CO₂-flømming av disse prøvene etter vannflømming har ledet til lite endring i porøsiteten og permeabiliteten til disse prøvene.

Dette kan forklares ved at, ved sekundær CO₂-flømming, er det kun ikke-reduserbar vann i porene, slik at injisert CO₂ kommer i mindre grad i kontakt med vannet i porene, mens ved tertiær CO₂-flømming finnes det en større andel vann i porene, slik at injisert CO₂ kan lettere reagere med vannet og danne karbonsyre. Dette kan igjen lede til større effekt på petrofysiske egenskaper til kjerneprøvene ved tertiær CO₂-flømming.



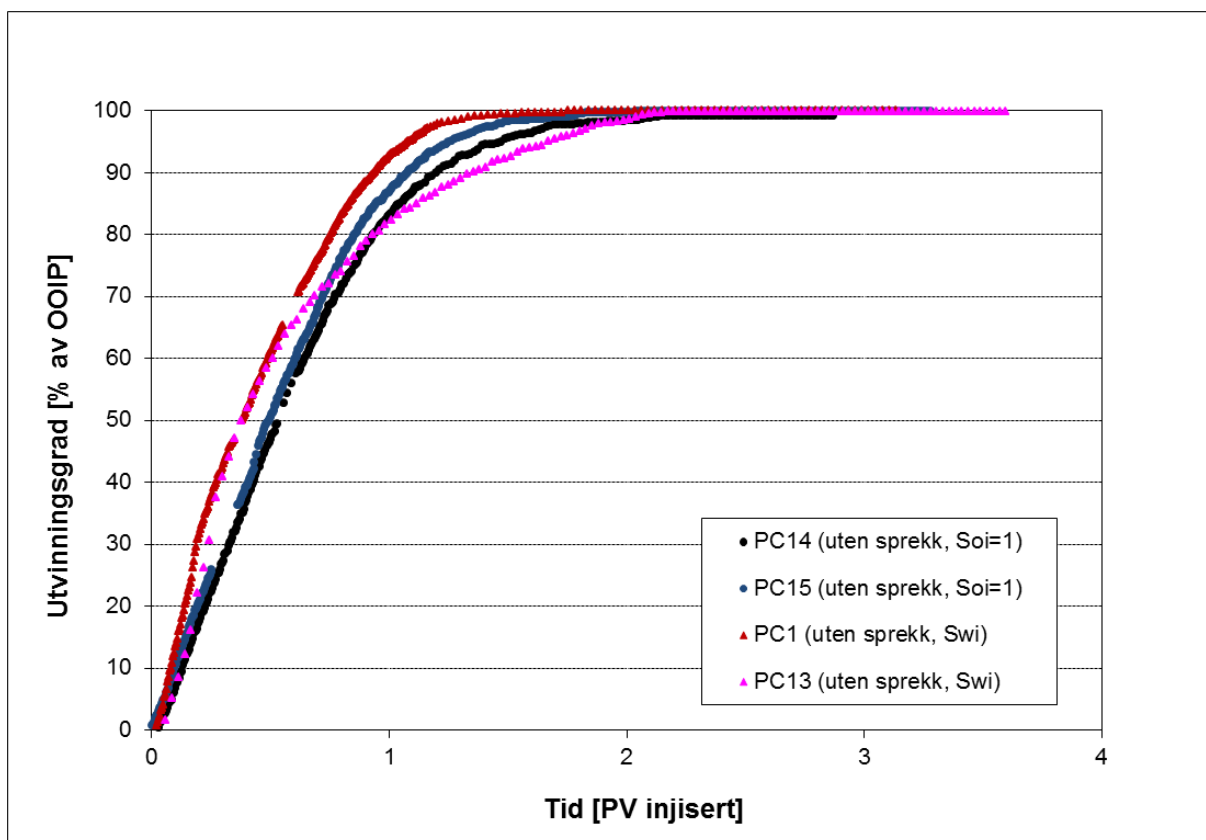
Figur 8.3: Bilde av kjerneprøve PC3 etter at den hadde blitt flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess.

8.2 Effekt av initiell vannmetning på utvinningsgrad

For å studere effekten av initiell vannmetning på utvinningsgraden, ble fem kjerneprøver flømmet med flytende CO₂ ved samme trykk og temperatur forhold som de kjerneprøvene som var 100 % mettet med n-dekan (se avsnitt 7.4 og 7.5).

Mens to av disse kjerneprøvene (PC1 og PC13) ble CO₂ flømmet som helkjerner, hadde de tre andre (PC2, PC7 og PC9) en sprekk langs kjernen med spacer i sprekken, slik at de hadde en totalpermeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten (Tabell 8.1).

Figur 8.4 viser utvinningskurven for fire helkjerner, to av dem var ved ikke-reduserbar vannmetning (PC1 og PC13), mens de to andre (PC14 og PC15) var 100 % mettet med n-dekan. Fra figuren ser vi at initiell vannmetning ikke påvirker utvinningskurven til helkjerner noe merkbar, slik at utvinningsgraden for alle kjerneprøvene er på ca. 99 % av OOIP etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂.

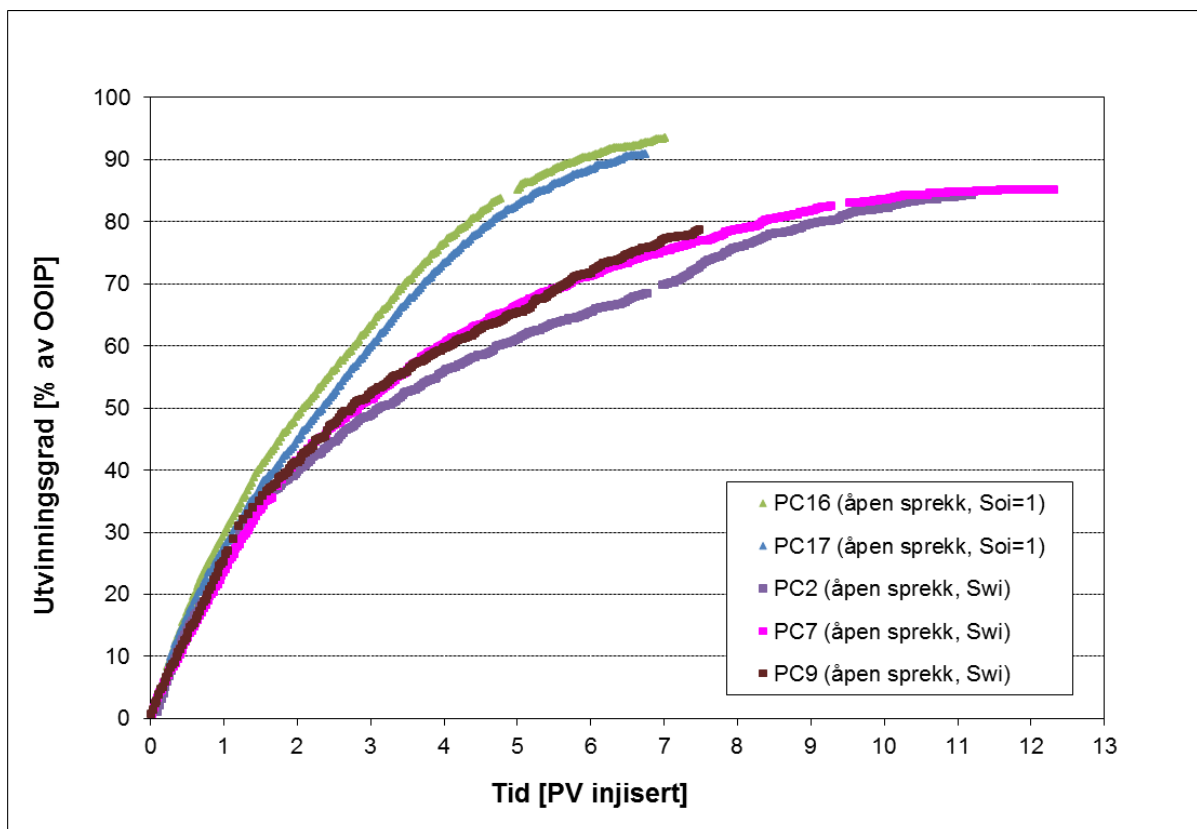


Figur 8.4: Sammenligning av utvinningsgrad for helkjerner med/uten initiell vann til stede.

På den andre siden viser Figur 8.5 utvinningskurven for fem oppsprukne kjerneprøver, der tre av dem (PC2, PC7 og PC9) var ved ikke-reduserbar vannmetning, mens de to andre (PC16 og PC17) var 100 % mettet med n-dekan.

Mens utvinningskurven for disse fem oppsprukne kjerneprøvene ikke har noe merkbar forskjell ved begynnelsen, avtar utvinningsgraden for kjerneprøvene som var ved ikke-reduserbar vannmetning etter hvert, slik at de ender opp med en total utvinningsgrad som er lavere enn utvinningsgraden for kjerneprøvene som var 100 % mettet med n-dekan (Figur 8.5 og Tabell 8.1).

Denne forskjellen kan være på grunn av at de viskøse kreftene i oppsprukne kjerneprøver er mye lavere, sammenlignet med helkjerner, på grunn av den høye permeabiliteten til sprekkene, slik at diffusjon er den dominerende utvinningsmekanismen i de oppsprukne kjerneprøvene (avsnitt 8.1). Og siden kjerneprøvene er sterkt vannvættende, blokkerer det initielle vannet diffusjon av CO₂ i oljefasen ved lavere oljemetning (vannblokkering), slik at molekylær diffusjon blir lavere ved lavere oljemetning, mens i helkjerner er de viskøse kreftene høyere, slik at den negative effekten av initiell vannmetning ikke blir så merkbar (Figur 8.4 og Figur 8.5).



Figur 8.5: Sammenligning av utvinningsgrad for oppsprukne kjerner med/uten initiell vann til stede.

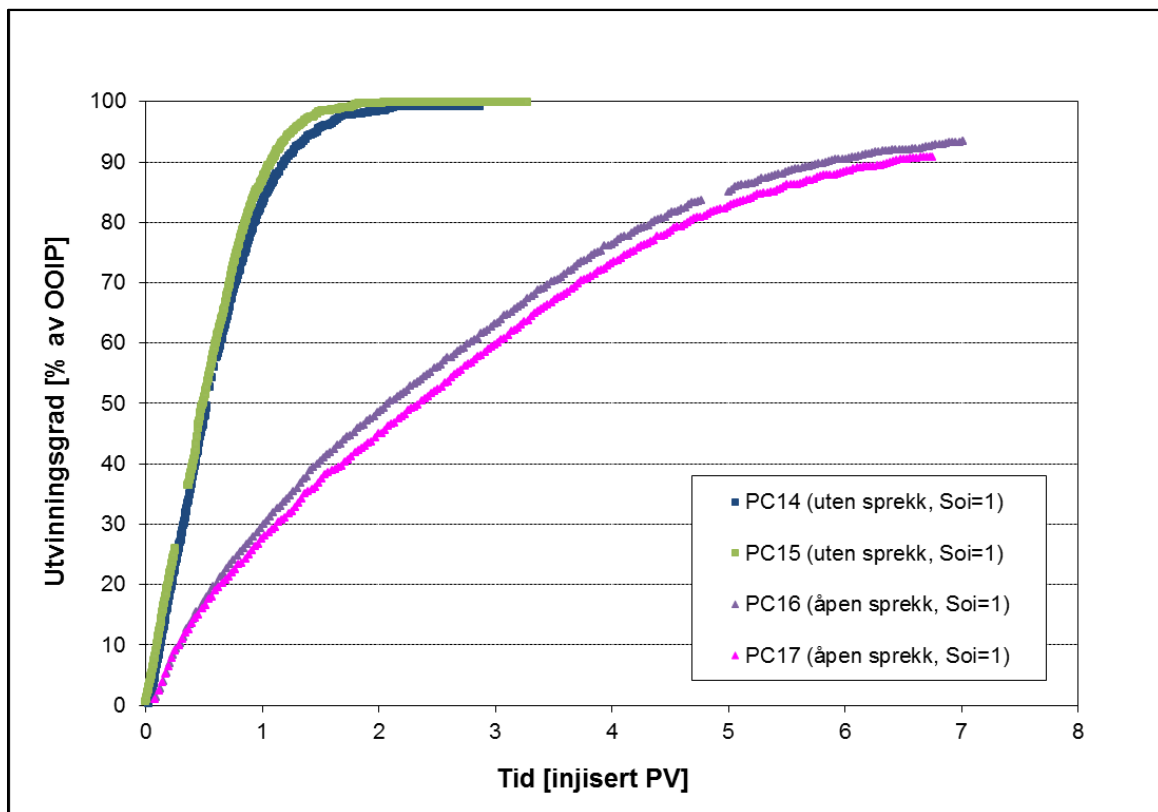
8.3 Effekt av sprekk på utvinningsgrad

Figur 8.6 viser utvinningsgraden for kjerneprøvene som ble 100 % mettet med n-dekan, og som ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess.

Mens kjerneprøvene PC14 og PC15 ble CO₂ flømmet som helkjerne uten sprekk, hadde kjerneprøvene PC16 og PC17 en åpen sprekk langs kjernen der sprekkpermeabiliteten var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten.

Fra figuren (Figur 8.6) ser vi at utvinningskurven for helkjernene (PC14 og PC15) er lineær mesteparten av produksjonsperioden med en høy utvinningsgrad ved injeksjon av relativt lite CO₂ mengder. For disse to kjerneprøvene har ca. 99 % av oljen blitt produsert etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂.

På den andre siden har kjerneprøvene med åpen sprekk (PC16 og PC17) en kort lineær produksjonsperiode med lav utvinningsgrad, mens den transiente perioden omfatter mesteparten av produksjonsperioden, slik at utvinningskurven ikke flater helt ut selv etter injeksjon av ca. 7 PV CO₂. Utvinningsgraden for disse to kjerneprøvene etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂ er lavere enn 50 % av OOIP, mens utvinningsgraden ved slutten av eksperimentet, hvor det har blitt injisert ca. 7 PV CO₂, er over 90 % av OOIP. Fra Figur 8.6 ser vi at ytterligere injeksjon av CO₂ ville lede til litt høyere utvinningsgrad for disse to kjerneprøvene, men ikke noe merkbart siden utvinningskurvene er i ferd med å flate ut.



Figur 8.6: Sammenligning av utvinningsgrad for kjerneprøver, med/uten sprekk, som var 100 % mettet med n-dekan.

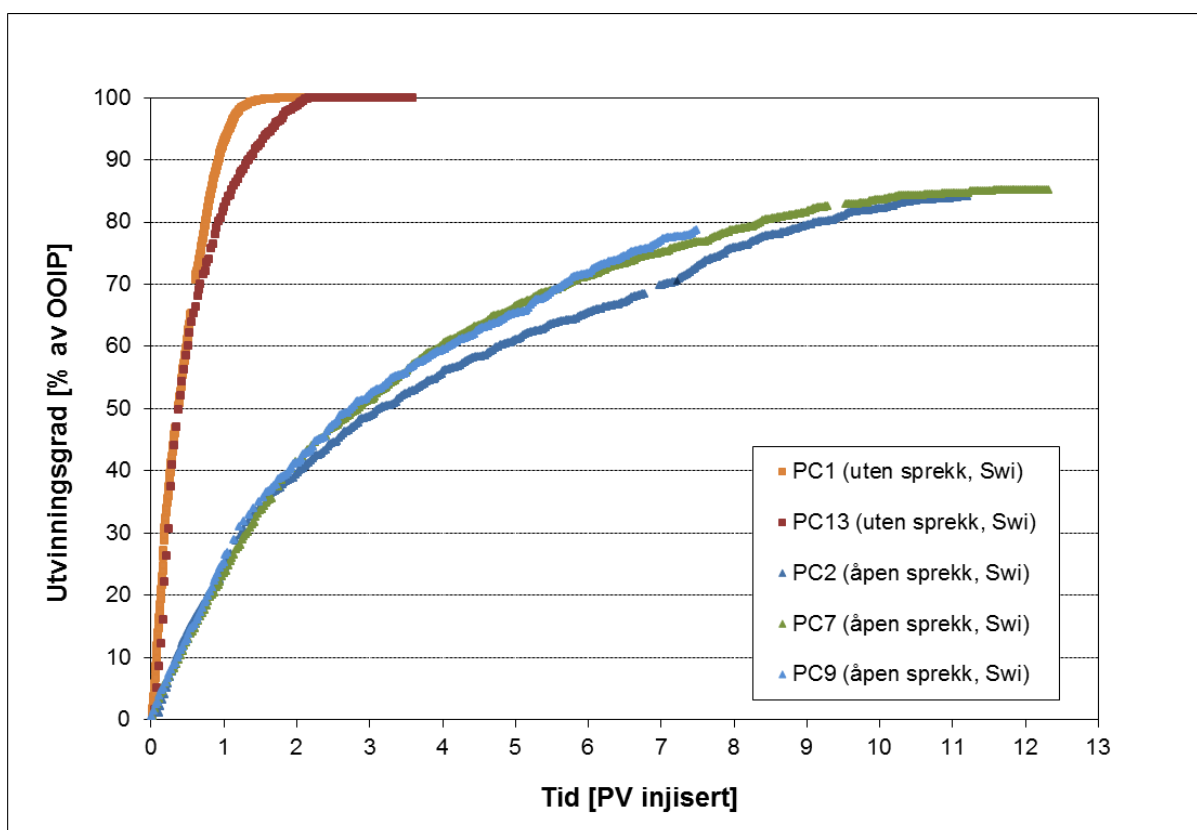
Figur 8.7 viser utvinningsgraden for fem kjerneprøver som ble drenert til ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , og deretter flømmet med flytende CO_2 i en sekundær utvinningsprosess.

To av disse fem kjerneprøvene (PC1 og PC13) ble CO_2 flømmet som helkjerner. Figur 8.7 viser at utvinningskurven for helkjernene (PC1 og PC13) er lineær mesteparten av produksjonsperioden slik at injeksjon av ca. 2 PV CO_2 resulterer i en utvinningsgrad på 100 % av OOIP for kjerne PC1, og 98.7 % av OOIP for kjerne PC13.

Kjerneprøvene PC2, PC7 og PC9 hadde en åpen sprekk langs kjernen med en sprekkpermeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten.

Figur 8.7 viser at utvinningskurven for disse tre kjerneprøvene har en ganske kort lineær periode, slik at mesteparten av oljen blir produsert under den transiente perioden etter CO_2 gjennombrudd.

Utvinningsgraden for disse kjerneprøvene (PC2, PC7 og PC9) etter injeksjon av ca. 2 PV CO_2 er på rundt 40 % av OOIP, mens injeksjon av store mengder CO_2 , over 11 PV for PC2 og over 12 PV for PC7, resulterer i en utvinningsgrad på rundt 85 % av OOIP, mens injeksjon av 7.5 PV CO_2 i kjerne PC9 resulterer i en utvinningsgrad på ca. 78 % av OOIP der utvinningskurven for denne kjernen ikke har flatet ennå.



Figur 8.7: Sammenligning av utvinningsgrad for kjerneprøver, med/uten sprekk, som var ved ikke-reduserbar vannmetning.

Grunnen til den store forskjellen mellom utvinningsgrad for kjerneprøver uten sprekk med utvinningsgrad for kjerneprøver med sprekk, er at sprekkpermeabiliteten til oppsprukne kjerneprøver er flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, og siden flytende CO₂ har lavere viskositet (Tabell 6.1), og følgelig høyere mobilitet, sammenlignet med n-dekan ved valgt eksperimentelle forhold, vil injisert CO₂ hovedsakelig strømme gjennom sprekk slik at den makroskopiske fortrenings effektiviteten blir lavere, noe som i sin tur leder til lavere utvinningsgrad (se avsnitt 1.7 og 3.4).

På den andre siden vil tilstedeværelse av en sprekk i kjernen lede til at et større areal av kjernen vil komme i kontakt med injisert CO₂, slik at diffusjonslengden for molekyler diffusjon blir kortere, noe som i sin tur leder til økt diffusjon av CO₂ i n-dekan, og dermed økt utvinning (se avsnitt 3.5 for relevant teori).

Likevel gir oppnådde resultater (Figur 8.6 og Figur 8.7) indikasjon på at effekten av mobilitetsforholdet på utvinningsgraden er større enn effekten av kortere diffusjonslengde som følge av tilstedeværelse av en sprekk, slik at tilstedeværelse av en sprekk leder til tidligere CO₂ gjennombrudd og lavere utvinningsgrad.

8.4 Effekt av sprekkpermeabilitet på utvinningsgrad

På Figur 8.8 er utvinningskurven for åtte kjerneprøver, alle ved ikke-reducerbar vannmetning, plottet som funksjon av injisert PV CO₂.

Mens to av kjerneprøvene (PC1 og PC13) ble CO₂ flømmet som helkjerner, hadde de andre en sprekk langs kjernen, der tre av disse kjernene (PC3, PC13 og 2" PC#14) hadde blitt satt sammen igjen uten spacer i sprekkene slik at totalpermeabiliteten til disse kjerneprøvene var høyere enn matrikspermeabiliteten og hadde noe variasjon mellom seg, mens de andre kjerneprøvene (PC2, PC7 og PC9) hadde blitt satt sammen igjen med spacer i sprekkene slik at de hadde en totalpermeabilitet på ca. 2 D (Tabell 7.3 og Tabell 8.1).

Fra figuren (Figur 8.8) ser vi at utvinningsgraden for helkjernene (PC1 og PC13) har vært lineært mesteparten av produksjonsperioden med en høy utvinningsgrad for denne perioden sammenlignet med kjerneprøvene som hadde en sprekk, slik at ca. 99 % av oljen har blitt produsert etter injeksjon av ca. 2 PV CO₂.

For de tre kjerneprøvene som hadde en åpen sprekk, dvs. som hadde en spacer i sprekkene (PC2, PC7 og PC9), er den lineære produksjonsperioden ganske kort med en utvinningsgrad for denne perioden som er mye lavere sammenlignet med helkjernene. For disse kjerneprøvene er total utvinningsgrad også lavere sammenlignet med de andre kjerneprøvene.

På den andre siden har utvinningsgraden for de tre kjerneprøvene som hadde en lukket sprekk, dvs. som hadde en sprekk uten spacer, stor variasjon mellom seg. Utvinningsgraden for kjerne 2" PC#14, som hadde en totalpermeabilitet (permeabilitet etter oppsprekking) på ca. 6,2 mD,

er mye høyere og har en mye lengre lineær produksjonsperiode sammenlignet med utvinningsgraden for kjerneprøvene PC3 og PC11 som hadde høyere totalpermeabilitet.

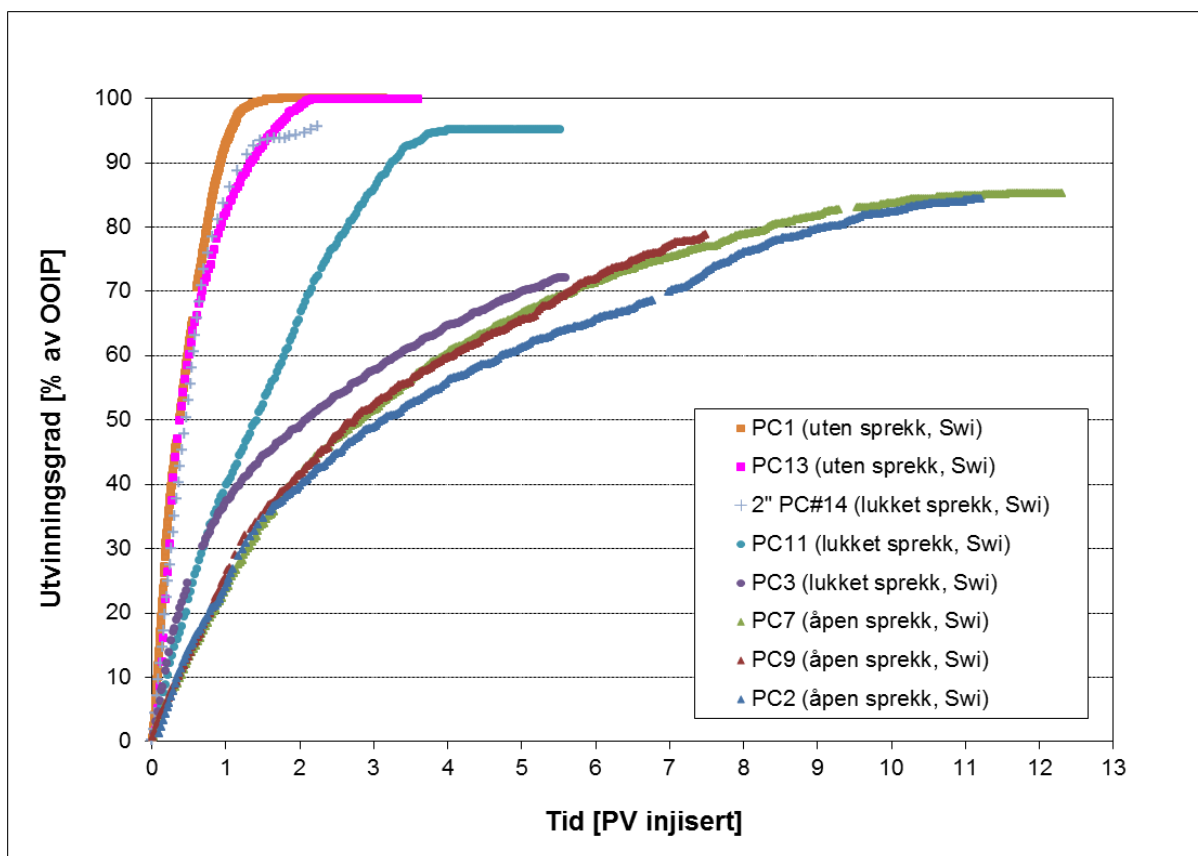
Totalpermeabilitet til kjerne PC3 ble målt til ca. 56,3 mD, mens målt totalpermeabilitet til kjerneprøve PC11 var forbundet med stor usikkerhet grunnet instrumentsvikt under måling av totalpermeabilitet (se avsnitt 7.5.2), men fra Figur 8.8 kan vi se at det er rimelig å anta at totalpermeabilitet etter oppsprekking til kjerne PC11 har vært et sted mellom totalpermeabilitet til kjerne 2" PC#14 og PC3, dvs. mellom 6,2 mD og 56,3 mD.

Resultatene fra disse åtte CO₂-flømming eksperimentene viser at tilstedeværelse av en sprekk leder til en kortere lineær produksjonsperiode og tidlig CO₂ gjennombrudd med lav utvinningsgrad sammenlignet med helkjerner. Den lineære produksjonsperioden blir kortere ved høyere sprekkpermeabilitet, slik at utvinningsgraden minker med økt sprekkpermeabilitet (Figur 8.8 og Tabell 8.1).

Grunnen til denne variasjonen i utvinningsgrad med økende permeabilitet er at de viskøse kreftene blir svakere ved høyere sprekkpermeabilitet, dvs. ved høyere totalpermeabilitet etter oppsprekking. Flytende CO₂ har lavere viskositet (Tabell 6.1), og følgelig høyere mobilitet, sammenlignet med n-dekan ved valgt eksperimentelle forhold. Derfor vil injisert CO₂ hovedsakelig strømmer gjennom sprekkene slik at den makroskopiske fortrengningseffektiviteten blir lavere, noe som i sin tur leder til lavere utvinningsgrad (se avsnitt 8.2).

På den andre siden vil tilstedeværelse av en sprekk i kjernen, som omtalt under avsnitt 8.2, lede til at et større areal av kjernen vil komme i kontakt med injisert CO₂, og dermed økt molekylær diffusjon av CO₂ i n-dekan som følge av kortere diffusjonslengde, noe som i sin tur leder til høyere utvinningsgrad.

Likevel viser oppnådde resultater for disse åtte kjerneprøvene (Figur 8.8) at effekten av mobilitetsforholdet og redusert viskøse krefter på utvinningsgraden er større enn effekten av økt diffusjon som følge av kortere diffusjonslengde ved tilstedeværelse av en sprekk, slik at tilstedeværelse av en sprekk leder til tidligere CO₂ gjennombrudd og lavere utvinningsgrad. Denne effekten blir større ved høyere sprekkpermeabilitet.



Figur 8.8: Effekten av sprekkpermeabilitet på utvinningsgrad for kjerneprøver ved ikke-reduserbar vannmetning.

8.5 Effekt av skala på utvinningsgrad

Figur 8.9 viser utvinningsgrad som funksjon av injisert PV CO₂ for to oppsprukne kjerneprøver (PC16 og PC17) som hadde blitt preparert etter prosedyren omtalt under avsnitt 6.7.1, og utvinningsgrad som funksjon av injisert PV CO₂ for to oppsprukne blokker (B1 og B2) som hadde blitt preparert etter prosedyren omtalt i avsnitt 6.7.2.

Disse blokkene (B1 og B2) og kjerneprøvene (PC16 og PC17) var 100 % mettet med n-dekan, og flømmet med flytende CO₂ ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar.

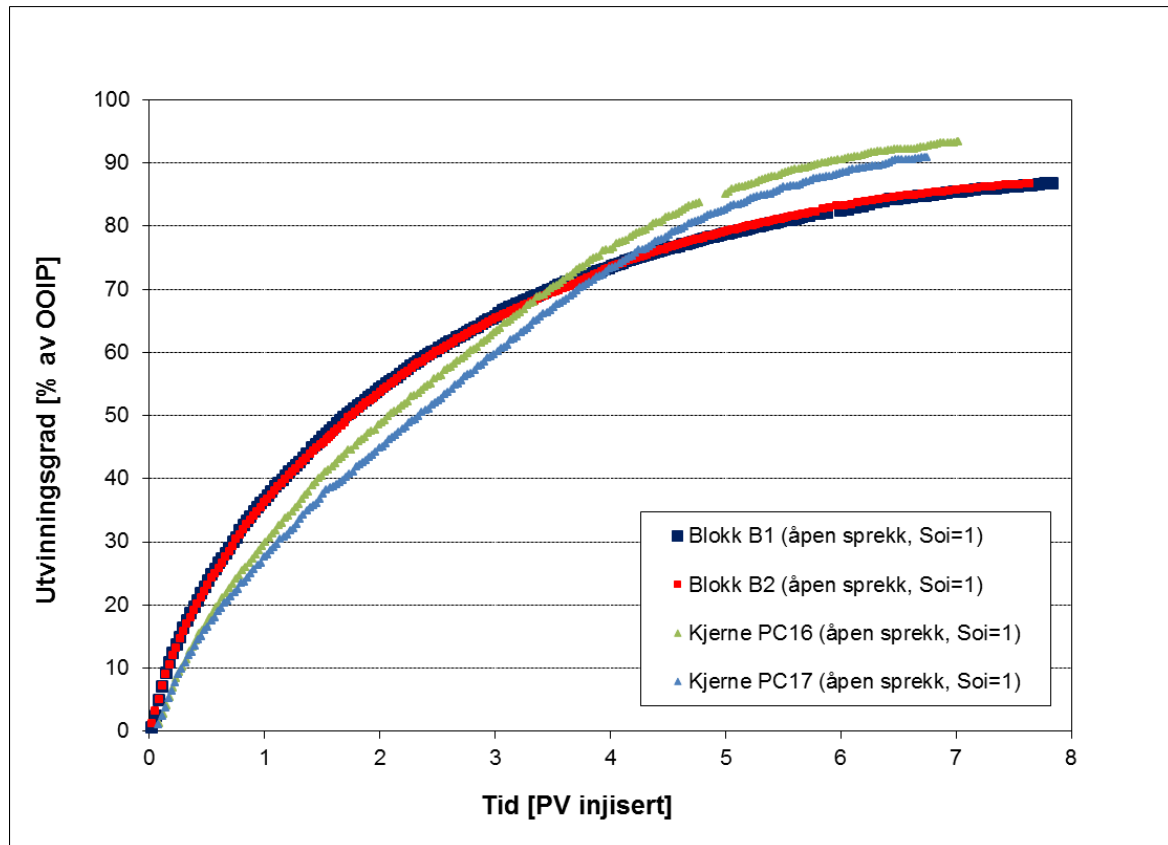
Fra figuren (Figur 8.9) ser vi at utvinningsgraden for blokkene er høyere enn utvinningsgraden for kjerneprøvene ved begynnelsen av eksperimentet og frem til injeksjon av ca. 3,5 PV CO₂, for så minker utvinningsraten til blokkene, slik at det resulterer i en lavere total utvinningsgrad for blokkene sammenlignet med kjerneprøvene.

Sprekknettverket i blokkene (Figur 6.10) gjør at et større areal av blokkene kommer i direkte kontakt med injisert CO₂ sammenlignet med arealet av de oppsprukne kjerneprøvene som er i direkte kontakt med injisert CO₂ (se avsnitt 6.7.1 og 6.7.2).

Faktorer som øker kontaktarealet mellom injisert gass og oljen i prøven, øker effekten av diffusjon (se avsnitt 3.5), slik at det blir, i begynnelsen, utvunnet mer n-dekan i blokkene

sammenlignet med kjerneprøvene hvor kun et lite areal er i direkte kontakt med injisert CO₂, men siden hver delblokk er større enn delene til kjerneprøvene etter oppsprekking, blir diffusjonslengden i hver del av blokkene lengre sammenlignet med diffusjonslengden i delene til kjerneprøvene.

Lengre diffusjonslengde leder til at det kreves lengre tid for CO₂ diffusjon i matriks, og følgelig n-dekan, slik at effekten av molekylær diffusjon blir mindre etter hvert som CO₂ må diffundere lengre inn i blokkene. Dette leder til lavere utvinningsgrad for blokkene sammenlignet med kjerneprøvene ved en senere fase av eksperimentet.



Figur 8.9: Utvinningsgrad for kjerneprøver og blokker for å studere effekten av skala på utvinningsgrad.

8.6 Sammenligning av flytende og superkritisk CO₂-flømming

I dette avsnittet sammenligner vi oppnådde resultater fra sekundær flytende CO₂-flømming av sterkt vannvættende kjerneprøver av kalk med oppnådde resultater fra sekundær superkritisk CO₂-flømming av tilsvarende kjerneprøver.

Figur 8.10 viser utvinningskurven for tre helkjerner, to av disse kjerneprøver (PC1 og PC13) ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess ved romtemperatur (ca. 23 °C) og et linjetrykk på ca. 90 bar, mens kjerne 2" PC#6 ble flømmet med superkritisk CO₂ ved en temperatur på ca. 40 °C og et linjetrykk på ca. 90 bar.

Superkritisk CO₂-flømming av kjerne 2" PC#6 ble utført av tidligere masterstudenter ved forskningsgruppen i reservoar fysikk ved Institutt for fysikk og teknologi, Universitetet i Bergen (Haugen, 2012).

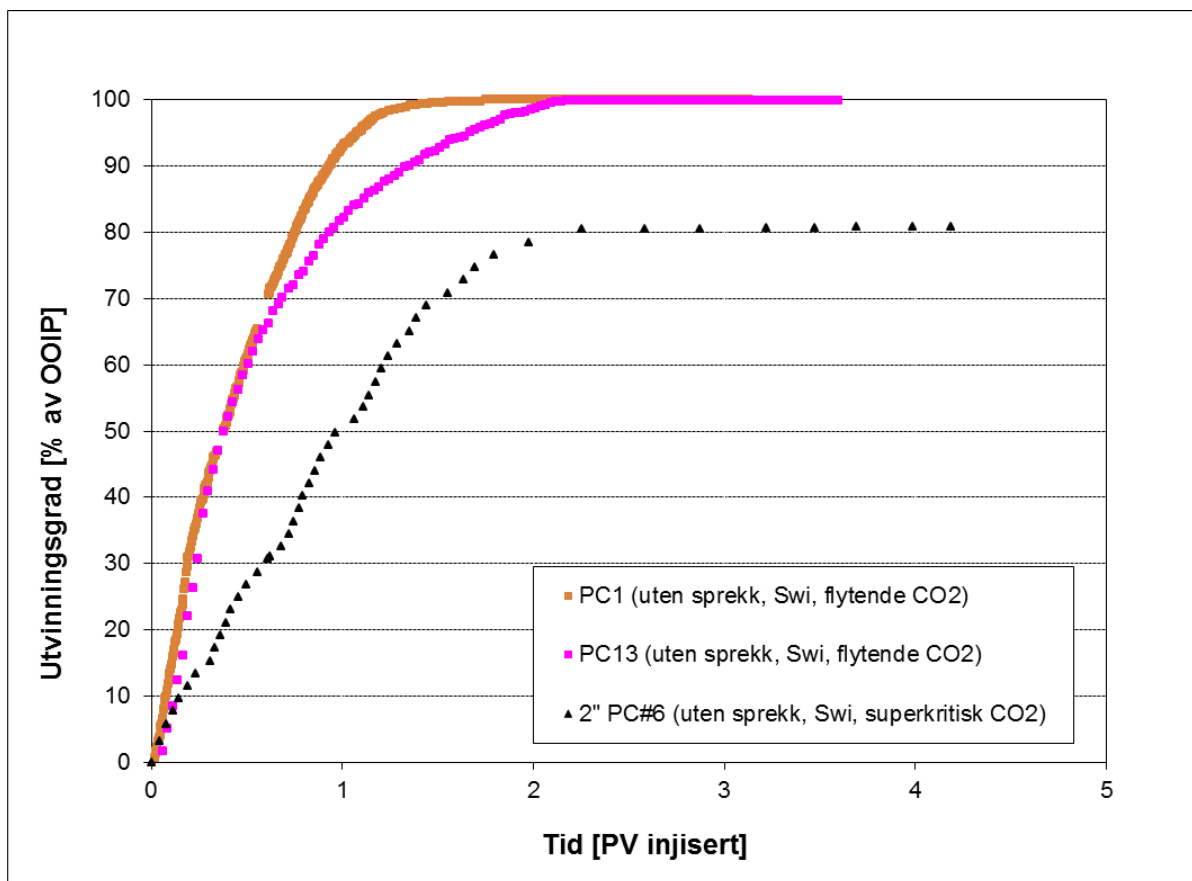
Fra figuren (Figur 8.10) ser vi at utvinningsgraden for kjerneprøvene PC1 og PC13 som har blitt flømmet med flytende CO₂, har en lang lineær periode med høy utvinningsgrad, slik at ca. 100 % av oljen blir produsert etter injeksjon av ca. 2 PV flytende CO₂.

På den andre siden har formen til utvinningskurven til kjerne 2" PC#6 likheter med formen til utvinningskurven til de andre kjerneprøvene. Likevel er total utvinningsgrad for denne kjerneprøven (2" PC#6 en) på ca. 81 % av OOIP.

Haugen (Haugen, 2012) forklarer dette ved at det kan ha oppstod kanalisering gjennom kjernen slik at CO₂, som har høyere mobilitet sammenlignet med n-dekan, kan ha strømmet gjennom en liten kanal gjennom kjerneprøven. Dette vil lede til lav makroskopisk fortrenningseffektivitet, samt at et mindre areal av kjernen kommer i direkte kontakt med injisert CO₂, slik at effekten av diffusjon blir lavere.

Likevel viser utførte eksperimenter av andre masterstudenter ved forskningsgruppen i reservoar fysikk ved Institutt for fysikk og teknologi andre resultater. Superkritisk CO₂-flømming av sterkt vannvættende kjerneprøver av kalk, som ble CO₂-flømmet som helkjerner ved nesten de samme betingelsene, har resultert i en utvinningsgrad på ca. 96 % av OOIP etter injeksjon av ca. 2,2 PV superkritisk CO₂ (Fosse, 2012).

Derfor kan vi ikke trekke noen klare konklusjoner angående forskjeller mellom flytende og superkritisk CO₂-flømming av helkjerner av sterkt vannvættende kalk basert på disse tre eksperimentene, slik at flere eksperimenter må utføres for å kunne trekke noen klare konklusjoner.



Figur 8.10: Sammenligning av sekundær flytende CO₂-flømming med sekundær superkritisk CO₂-flømming av helkjerner ved ikke-reduserbar vannmetning.

På den andre siden viser Figur 8.11 utvinningskurven for tre sterkt vannvættende kjerneprøver av kalk som ble CO₂ flømmet i en sekundær utvinningsprosess. Alle disse tre kjerneprøvene hadde en lukket sprekk langs kjernen slik at sprekkpermeabiliteten hadde noe variasjon fra kjerneprøve til kjerneprøve (Tabell 7.3 og Tabell 8.1).

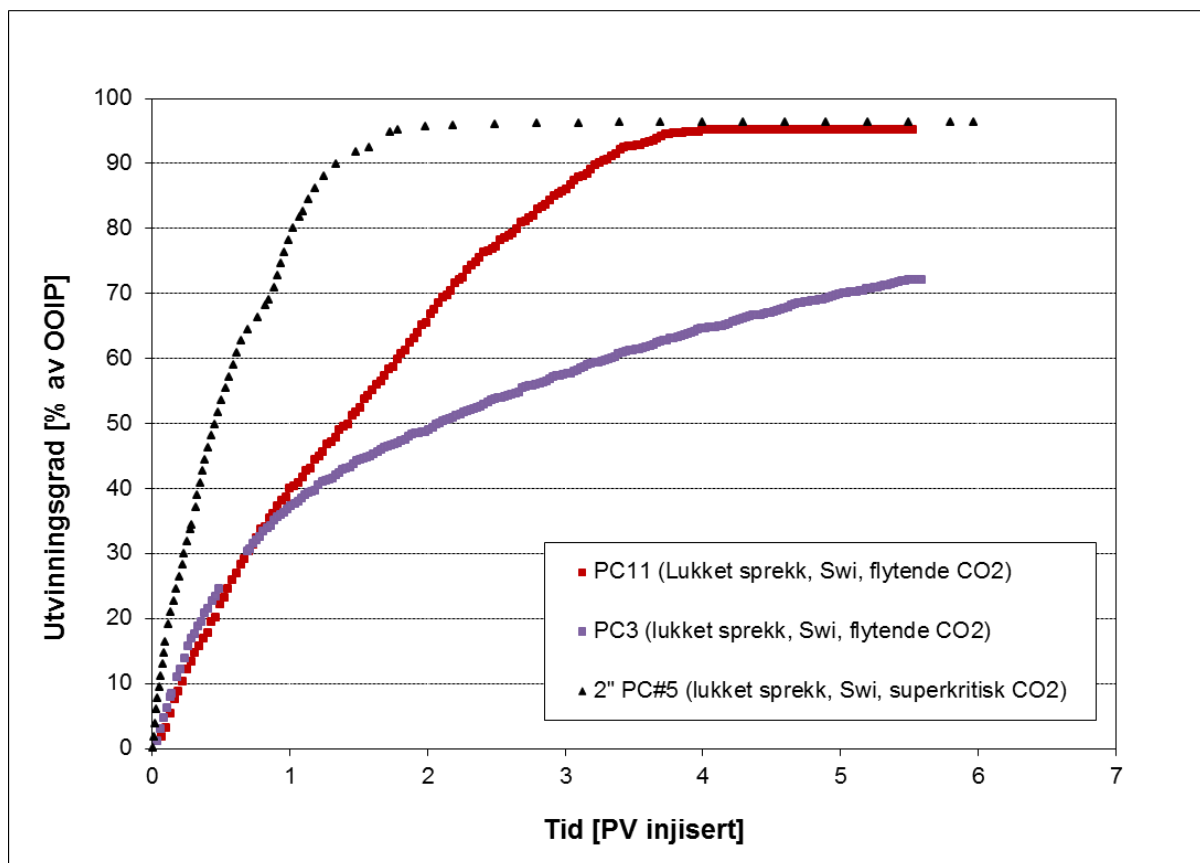
Mens kjerneprøvene PC3 og PC11 ble flømmet med flytende CO₂ ved romtemperatur (ca. 23 °C) og et linjetrykk på ca. 90 bar, ble kjerneprøve 2" PC#5 flømmet med superkritisk CO₂ ved en temperatur på ca. 40 °C og et linjetrykk på ca. 89 bar.

Fra figuren (Figur 8.11) ser vi at både kjerneprøve 2" PC#5 og PC11 oppnår en total utvinningsgrad på over 95 %. Begge kjerneprøvene har en ganske lang lineær produksjonsperiode, men utvinningskurven for kjerne 2" PC#5 flater ut ved injeksjon av mindre CO₂ sammenlignet med kjerne PC11, selv om endelig utvinningsgrad blir nesten det samme for begge kjerneprøvene (Figur 7.3 og Figur 8.1).

Utvinningsgraden for kjerneprøve PC3 derimot har en ganske kort lineær produksjonsperiode (Figur 8.11), samt at eksperimentet med denne kjerneprøven måtte stoppes grunnet lite gjenværende CO₂ i buffer (se avsnitt 7.5.2). Derfor har utvinningskurven for denne

kjerneprøven ikke flatet ut ved slutten av eksperimentet, slik at utvinningsgraden ville bli enda høyere ved ytterligere injeksjon av CO₂ (Figur 8.11).

Eksperimenter utført av Haugen (Haugen, 2012) har ikke vist noe merkbar forskjell mellom utvinningsgraden ved sekundær flytende eller sekundær superkritisk CO₂-flømming av sterkt vannvættende kjerneprøver av kalk. Derfor kan forskjellen i utvinningsgrad mellom kjerneprøvene vist på Figur 8.11 være på grunn av forskjell i sprekkpermeabilitet. Dette stemmer også med det som ble diskutert under avsnitt 8.4, siden kjerneprøve 2" PC#5 har lavest totalpermeabilitet, mens kjerne PC3 har høyst totalpermeabilitet sammenlignet med de to andre kjerneprøvene (se Tabell 7.3, Tabell 8.1 og avsnitt 8.4).



Figur 8.11: Sammenligning av sekundær flytende CO₂-flømming med sekundær superkritisk CO₂-flømming av oppsprukne kjerner ved ikke-reduserbar vannmetning.

8.7 Sammenligning av blokk eksperimenter utført ved forskjellige eksperimentelle forhold

I dette avsnittet sammenligner vi tre blokk eksperimenter utført på sterkt vannvættende blokker av kalk ved forskjellige eksperimentelle forhold.

Blokkene B1 og B2 ble preparert etter prosedyren beskrevet i kapittel 6, og ble flømmet med flyttende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess ved romtemperatur (ca. 23 °C) og et linjetrykk på ca. 90 bar.

På den andre siden er data for utvinningskurven for eksperimentet utført av tidligere masterstudenter Skagseth og Haugen på blokken, heretter kalt B*, hentet fra Skagseth (Skagseth, 2012).

Denne blokken (B*) ble preparert ved å følge prosedyrer som var forskjellige fra det vi har fulgt opp, til tross for at dette ikke utgjør en vesentlig forskjell. Blokken ble, etter preparering, flømmet med superkritisk CO₂ i en sekundær utvinningsprosess ved en temperatur på ca. 40 °C og et linjetrykk som varierte i intervallet 92-99 bar. Se (Skagseth, 2012) For nærmere beskrivelse av preparering av blokk B* og eksperimentet utført på denne.

Fra Figur 8.12 ser vi at utvinningsgraden for blokk B* har en lengre lineær produksjonsperiode i tillegg til høyere total utvinningsgrad sammenlignet med utvinningsgraden for blokkene B1 og B2. Denne forskjellen kan ha flere årsaker siden eksperimentene ble utført ved forskjellige eksperimentelle forhold.

Spreknettverket til blokk B* (se Figur 7.5) har en del forskjell med sprekknettverket til blokkene B1 og B2 (Figur 6.10) siden blokk B* er delt i flere mindre deler, slik at et større areal av blokk B* er i direkte kontakt med injisert CO₂, samt at diffusjonslengden for molekylær diffusjon i denne blokken blir kortere. Faktorer som øker kontakt arealet mellom injisert fluid og oljen i prøven, leder til økt molekylær diffusjon og dermed økt utvinning. Det samme gjelder for kortere diffusjonslengde (se avsnitt 3.5).

Mens vi hadde plassert spacer i sprekkeene til blokkene B1 og B2 slik at de hadde en totalpermeabilitet etter oppsprekking på ca. 2 D (Tabell 8.1), var delene til blokk B* satt sammen igjen uten noe spacer i sprekkeene slik at totalpermeabiliteten til denne blokken var 64 mD (avsnitt 7.3).

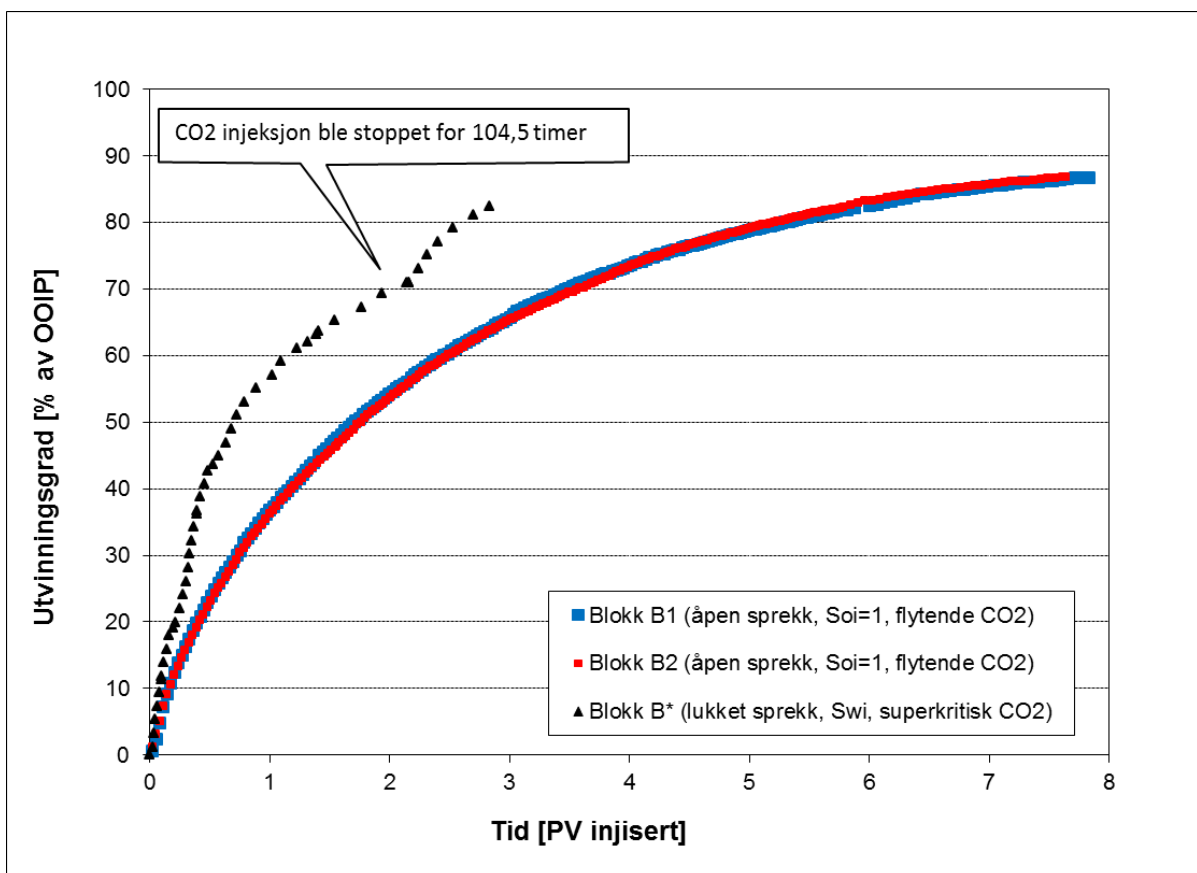
Høyere totalpermeabilitet leder til at CO₂, som har høyere mobilitet sammenlignet med n-dekan, vil hovedsakelig strømme gjennom sprekknettverket, noe som i sin tur leder til lavere makroskopisk fortrengningseffektivitet og tidligere CO₂ gjennombrudd. Derfor vil den lave totalpermeabiliteten til blokk B* sammenlignet med blokkene B1 og B2, resultere i senere CO₂ gjennombrudd, og dermed lengre lineær produksjonsperiode og høyere utvinningsgrad for denne blokken (Figur 8.12).

Lavere totalpermeabilitet vil også lede til økt viskøse krefter, men målt differensialtrykk over blokk B*, som hadde lavere totalpermeabilitet, er lavere enn målt differensialtrykk over blokkene B1 og B2, som hadde høyere totalpermeabilitet. Dette kan være på grunn av at viskositeten til superkritisk CO₂ er lavere enn viskositeten til flytende CO₂ (Enick and Olsen, 2011), samt at valgt injeksjonsrate for CO₂ i blokk B* (5 ml/t) var lavere enn valgt injeksjonsrate for CO₂ i blokkene B1 og B2 (12 ml/t), noe som leder til svakere viskøse krefter i blokk B* til tross for at sprekkpermeabiliteten til blokk B* var mye lavere sammenlignet med sprekkpermeabiliteten til blokkene B1 og B2.

På den andre siden ble blokk B* CO₂-flømmet ved en ikke-reducerbar vannmetning på 0,26, mens blokkene B1 og B2 var 100 % mettet med n-dekan, dvs. uten initiell vann til stede.

Tilstedeværelse av initiell vann vil, som diskutert under avsnitt 8.2, lede til lavere utvinningsrate ved en senere fase av eksperimentet som følge av vannblokkering. Likevel viser utvinningskurven for blokk B* (Figur 8.12) ingen tegn til lavere utvinningsrate ved en senere fase av eksperimentet. Derfor må det utføres flere eksperimenter i blokker som er ved forskjellige initiell vannmetning, slik at effekten av initiell vannmetning på utvinningsgrad for blokker kan studeres nærmere.

Blokkene B1 og B2 ble flømmet med flytende CO₂, mens blokk B* ble flømmet med superkritisk CO₂. Som omtalt under avsnitt 8.6, er det ikke blitt observert klare forskjeller mellom flytende og superkritisk CO₂-flømming av kjerneprøver av kalk. For å kunne studere effekten av CO₂ fase på utvinningsgrad for blokker derimot, må det utføres flere andre eksperimenter på sterkt vannvættende blokker av kalk der andre variabler holdes konstant.



Figur 8.12: Sammenligning av utvinningsgrad for eksperimenter utført på blokker av kalkstein ved forskjellige eksperimentelle forhold.

8.8 Sammenligning av sekundær CO₂-flømming med sekundær CO₂-skum flømming

I dette avsnittet sammenligner vi oppnådde resultater fra CO₂-flømming av kjerneprøver med oppnådde resultater fra CO₂-skum flømming av kjerneprøver.

Figur 8.13 viser utvinningsgraden for fire kjerneprøver, der tre av dem (PC2, PC7 og PC9) ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess ved romtemperatur og et linjetrykk på ca. 90 bar, mens kjerne PC12 ble flømmet med flytende CO₂-skum i en sekundær utvinningsprosess ved romtemperatur og et initielt linjetrykk på ca. 92 bar.

Alle kjerneprøvene hadde en åpen sprekk med spacer i sprekken, slik at totalpermeabilitet etter oppsprekking var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten (Tabell 8.1 og Tabell 8.2).

Fra figuren (Figur 8.13) ser vi at utvinningskurven for kjerneprøven som ble flømmet med flytende CO₂-skum (PC12), ikke har noe merkbar forskjell med utvinningskurven til de andre kjerneprøvene (PC2, PC7 og PC9) som ble flømmet med flytende CO₂, frem til injeksjon av ca. 1 PV injisert fluid, mens utvinningsgraden for kjerne PC12 øker i mindre grad etter dette og flater ut ved injeksjon av ca. 3,5 PV CO₂-skum, slik at total utvinningsgrad for denne kjerneprøven (PC12) blir ca. 40,8 % av OOIP hvor oljemetningen er på 0,43.

På den andre siden fortsetter oljeproduksjonen fra de andre kjerneprøvene (PC2, PC7 og PC9) som ble flømmet med flytende CO₂, langt mer enn dette slik at total utvinningsgrad for disse kjerneprøvene blir på over 78 % av OOIP (Figur 8.13).

Teoretisk vil flømming av oppsprukne bergarter med skum lede til høyere utvinningsgrad sammenlignet med flømming av bergarten med andre lavviskøse fluider, siden skum minker mobiliteten til injisert fluid (CO₂ i våre eksperimenter) og blokkere høypermeable soner selektivt slik at injisert fluid avledes til matriks hvor meste parten av oljen befinner seg, noe som leder til forbedret volumetrisk sveip og følgelig økt utvinning (se kapittel 5 for relevant teori).

Fra Figur 8.14 ser vi at den tilsynelatende viskositeten til injisert fluid (beregnet etter ligning 5.4.1) er flere størrelsesordener høyere enn viskositeten til flytende CO₂ (Tabell 6.1), noe som kan være tegn på at det har blitt dannet skum i kjerneprøven. Likevel ser vi, fra Figur 8.13, at flytende CO₂-skum flømming av kjerne PC12 har resultert i en lavere utvinningsgrad sammenlignet med de andre kjerneprøvene (PC2, PC7 og PC9) som ble flømmet med flytende CO₂.

Tidligere utførte eksperimenter på «Edwards limestone» (Skibenes, 2012, Christophersen, 2012) har vist at CO₂-skum flømming av denne bergartstypen leder til høyere utvinning sammenlignet med CO₂-flømming. Sekundær injeksjon av CO₂-skum i vannvættende kjerneprøver av «Edwards limestone» resulterte i en utvinningsgrad på ca. 80 % av OOIP.

Likevel finnes det svært lite data om CO₂-skum flømming av kalkstein bergarter tilsvarende det vi har brukt i våre eksperimenter (se avsnitt 5.7 og 6.2), slik at vi ikke kan trekke noen klare konklusjoner om effektiviteten til flytende CO₂-skum flømming av sterkt vannvættende, oppsprukne kjerneprøver av kalk.

Differensialtrykket over kjerne PC12 øker gradvis (Figur 7.36), noe som kan være tegn på at pregenerert skum i skumgeneratoren har plagget sprekken i kjernen, noe som leder til lavere

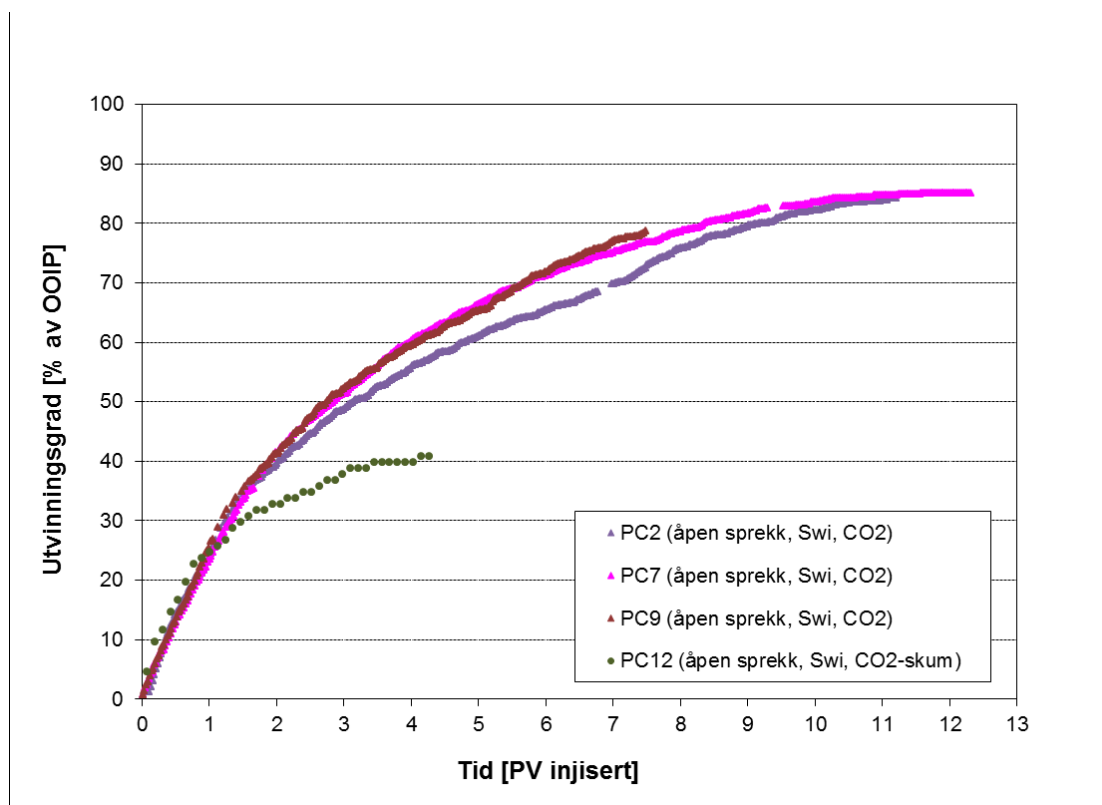
sprekkpermeabilitet, og dermed økt differensialtrykk over kjerneprøven. Dette vil lede til avledning av injisert fluid fra sprekk til matriks, og dermed økt volumetriskseip.

Som diskutert under avsnitt 5.6.1, har olje en destabiliserende effekt på skum, slik at ved lavere oljemetning blir skummet mer stabilt. Økende differensialtrykk over denne kjerneprøven (PC12) ved lavere oljemetning kan være et tegn på at skummet blir mer stabilt etter hvert som oljemetningen blir lavere (Figur 7.36). Dette kan vi også se fra Figur 8.14 der den tilsynelatende viskositeten øker ved lavere oljemetning.

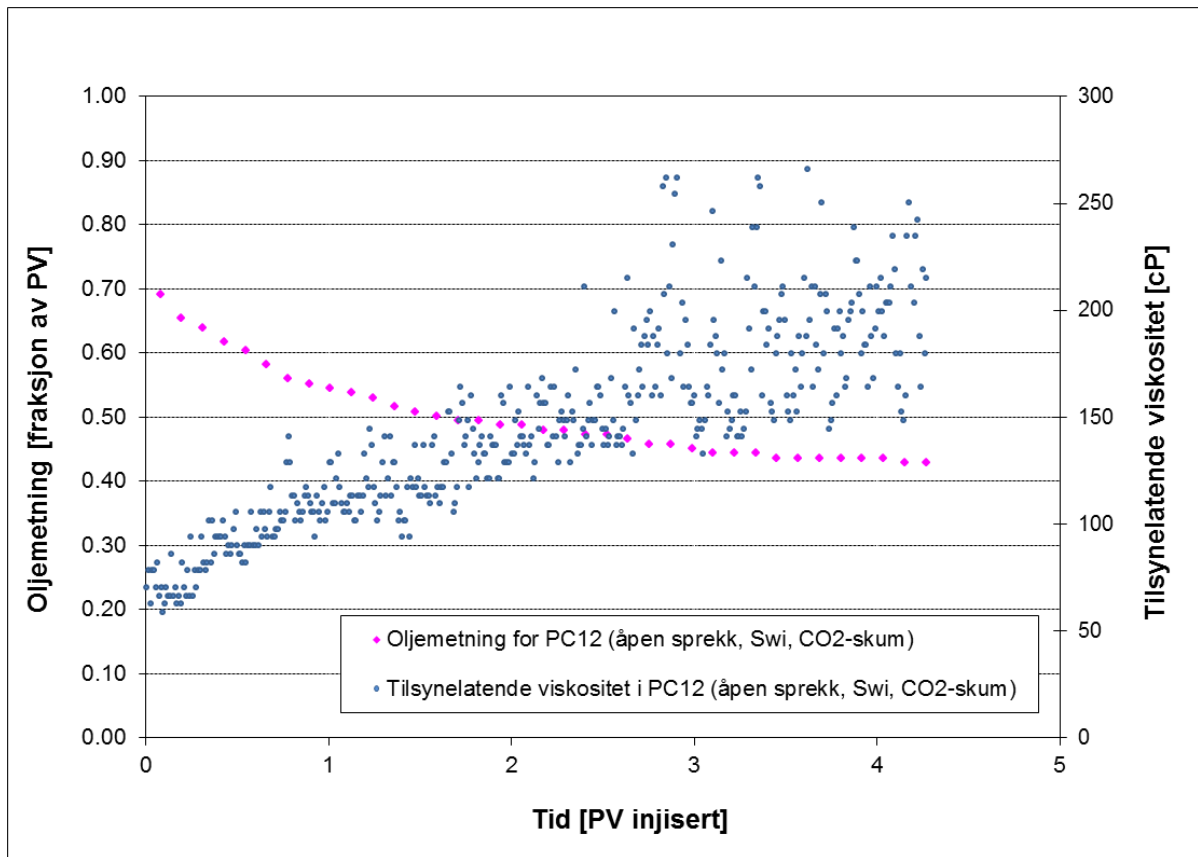
Målt differensialtrykk over kjerne PC12 fluktuierer, særlig ved en senere fase av eksperimentet. Tidligere masterstudenter ved forskningsgruppen i reservoar fysikk ved Institutt for fysikk og teknologi (Christophersen, 2012, Skibenes, 2012) har observert tilsvarende fluktuasjoner av differensialtrykk over kjerneprøver av «Edwards limestone» som ble flømmet med CO₂-skum.

På den andre siden, øker linjetrykket fra et initielt trykk på 92,0 bar til et linjetrykk på 97,5 bar ved slutten av eksperimentet. Tidligere CO₂-skum flømming eksperimenter utført på «Edwards limestone» har også vist variasjon i linjetrykket, og senere undersøkelse av baktryksregulatoren har vist at denne hadde blitt delvis plagget på grunn av oppløsning av kjerneprøven ved CO₂-skum flømming (Christophersen, 2012, Skibenes, 2012).

Ved slutten av eksperimentet undersøkte vi kjerneprøven (PC12) nærmere, og oppdaget delvis oppløsning av kjerneprøven. Derfor kan vi anta at økt linjetrykk under eksperimentet har vært på grunn av at de oppløste partiklene har plagget baktryksregulatoren delvis og ledet til økning i linjetrykket til tross for at baktrykket var satt til 92 bar under hele eksperimentet.



Figur 8.13: Sammenligning av utvinningsgrad for sekundær CO₂- og CO₂-skum flømming av oppsprukne kjerneprøver ved ikke-reduserbar vannmetning.



Figur 8.14: Oljemetning og tilsynelatende viskositet for eksperimentet utført på kjerneprøve PC12.

Tabell 8.2: Oversikt over kjerneprøve PC12 som ble flømmet med flytende CO₂-skum i en sekundær utvinningsprosess, med tilhørende utvinningsgrad etter 2 PV og total utvinningsgrad ved slutten av eksperimentet.

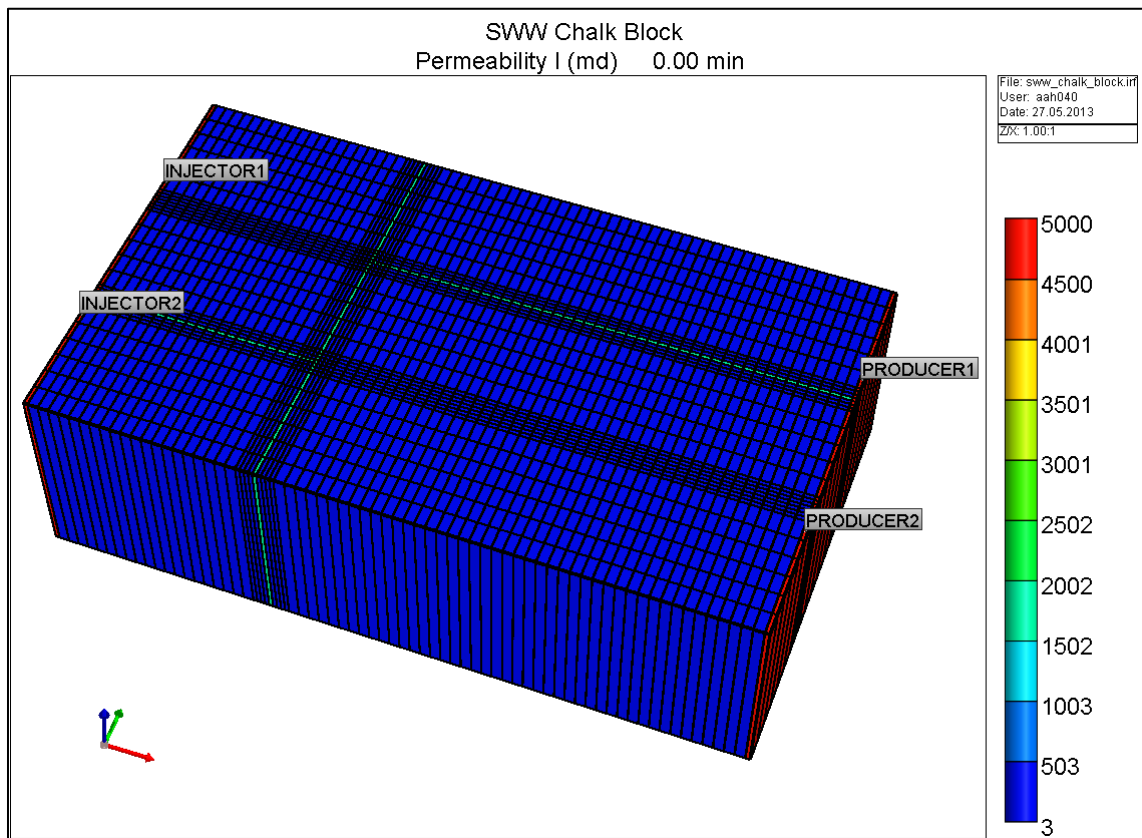
| Kjerne ID | Sprekk | Ø | $K_{matriks}$ [mD] | K_{total} [mD] | S_{oi} | R_f etter 2 PV [% av OOIP] | Totalt PV injisert | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|-----------|-------------|-------|--------------------|------------------|----------|------------------------------|--------------------|---------------------------|
| PC12 | Åpen sprekk | 0.475 | 4.0 | 2048 | 0.72 | 32.7 | 4.3 | 40.8 |

8.9 Numerisk simulering for vannflømming av kalk blokker

I forbindelse med denne masteroppgaven ble det laget en numerisk modell for vannflømming av kalk blokker ved hjelp av simuleringsprogrammet IMEX fra CMG (se vedlagt «input file» i appendiks).

Modellen ble laget slik at det kan brukes til å studere effekten av forskjellige parametere, som sprekk, sprekkpermeabilitet, initiell vannmetning, trykk, injeksjonsrate og lignende, på utvinningsgraden ved vannflømming. Modellen gjør det også mulig å sammenligne vannflømming med sekundær CO₂-flømming. Derfor er denne modellen av interesse for de som vil studere vannflømming, eller sammenligne vannflømming med sekundær CO₂-flømming.

Den numeriske modellen ble bygget ved bruk av et variabelt kartesisk-grid, med 75 celler i x-retning (horisontal), 31 celler i y-retning (horisontal) og en celle i z-retning (vertikal) (se Figur 8.15). Det ble brukt kun en celle i z-retning for å kunne neglisjere effekten av gravitasjonskraften.



Figur 8.15: Et skjermbilde av kartesisk-grid til blokken.

Blokken ble laget slik at det hadde en form og et sprekknettverk tilsvarende blokkene som ble benyttet i eksperimentene våre (se Figur 6.10). Størrelsen til cellene ble valgt slik at cellene rundt sprekkene var mindre. Dette gir bedre oppløsning, og gjør det mulig å studere strømningsegenskapen rundt cellene nærmere.

Matriksporøsiteten ble valgt til 0,476, mens porøsiteten til sprekkene, inn- og utløpsiden ble valgt til 0,999. Matrikspermeabiliteten ble valgt til 3,4 mD, mens sprekkpermeabiliteten ble valgt til 1791 mD, og permeabiliteten til inn- og utløpsiden ble valgt til 5 D.

To injeksjonsbrønner, som representerte innløpsiden, ble perforert ved enden av blokken, cellene (1, 6, 1) og (1, 26, 1). Disse to injeksjonsbrønnene injiserte vann med en konstant rate på 6 ml/t hver, slik at total injeksjonsrate ble på 12 ml/t. Denne injeksjonsraten er lik den injeksjonsraten som ble valgt i CO₂-flømming eksperimentene utført på blokkene B1 og B2.

To produksjonsbrønner, perforert ved den andre enden av blokken, dvs. ved cellene (75, 6, 1) og (75, 26, 1), representerte utløpsiden. Disse produksjonsbrønnene produserte ved et trykk på minimum 90 bar, noe som representerte påført baktrykk fra baktrykksregulatoren.

Blokken ble delt i to regioner, der den første regionen, region 1, representerte sprekknettverket i tillegg til inn- og utløpsiden, mens den andre regionen, region 2, representerte matriks.

I region 1 (sprekknettverket, inn- og utløpsiden) ble kapillartrykket satt til null, slik at relativ permeabilitetskurvene til vann og n-dekan var rette linjer, mens i region 2 (matriks) ble det benyttet eksperimentelle verdier for målt kapillartrykk og relativpermeabilitetskurver for vann og n-dekan i sterkt vannvættende kalk.

Initiell vannmetning ble satt til 0,34 i matriks, null i sprekknettverket og utløpsiden, og 1,00 ved innløpsiden. Fluid egenskaper ble valgt i samsvar med egenskapene til brukte fluider i eksperimentene (Tabell 6.1).

Figur 8.16 viser utvinningsgraden fra numerisk simulering av en blokk (blokk B-sim), sammen med utvinningsgraden for blokkene B1 og B2 som ble flømmet med flytende CO₂ (se avsnitt 7.6), og utvinningsgraden for blokk CHP2 som ble vannflømmet av Haugen *et al.* (Haugen *et al.*, 2010a).

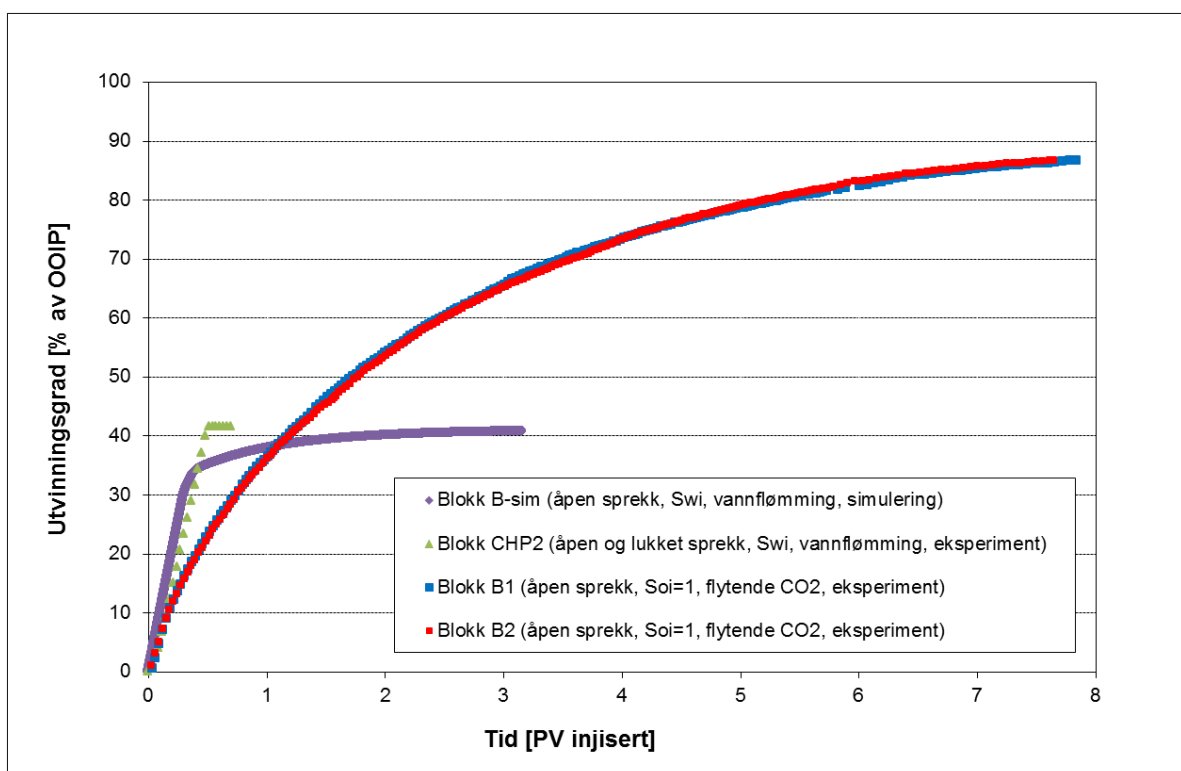
Blokk CHP2, som var sterkt vannvættende med en kombinasjon av åpne og lukkede sprekker til stede, var ved en ikke-reduserbar vannmetning på 0,30. Vannflømming av denne blokken resulterte i en total utvinningsgrad på ca. 42 % av OOIP, der rent vanngjennombrudd («clean water breakthrough») ble observert etter injeksjon av ca. 0,32 PV vann. Se (Haugen *et al.*, 2010a) for en mer detaljert beskrivelse av denne blokken (CHP2) og eksperimentet utført på den.

Fra figuren (Figur 8.16) ser vi at, i startfasen, har simulert utvinningskurve (utvinningsgrad for blokk B-sim) godt samsvar med den eksperimentelle utvinningskurven til blokk CHP2 som ble vannflømmet. Likevel har utvinningskurven fra den numeriske simuleringen (blokk B-sim) en lengre transient produksjonsperiode og lavere total utvinningsgrad sammenlignet med de eksperimentelle verdiene (utvinningskurven til blokk CHP2). Dette kan være på grunn av at sprekknettverket i den numeriske modellen består av åpne sprekker med høy sprekkpermeabilitet, mens sprekknettverket til blokk CHP2 består av en kombinasjon av åpne

og lukkede sprekker. Høyere sprekkepermeabilitet, som omtalt under avsnitt 8.4, leder til tidligere gjennombrudd og lavere utvinningsgrad.

Fra figuren (Figur 8.16) ser vi også at vannflømming av sterkt vannvættende blokker av kalk gir en lavere total utvinningsgrad sammenlignet med CO₂-flømming av blokker med lignende egenskaper, selv om utvinningsgraden ved vannflømming er høyere i startfasen grunnet et mer favorabelt mobilitetsforhold mellom vann og n-dekan sammenlignet med mobilitetsforholdet mellom CO₂ og n-dekan (se avsnitt 8.1).

Høyere utvinningsgrad ved CO₂-flømming sammenlignet med vannflømming er på grunn av at CO₂ er førstekontakts blandbar med n-dekan ved romtemperatur og et trykk på 90 bar (avsnitt 7.2), slik at en teoretisk utvinningsgrad på 100 % av OOIP kan oppnås (avsnitt 3.2), til tross for at reservoar heterogeniteter gjør dette vanskelig i praksis (avsnitt 3.4).



Figur 8.16: Sammenligning av utvinningsgrad fra numerisk simulering med utvinningsgrad ved vann- og CO₂-flømming eksperimenter. Data for utvinningsgrad for blokk CHP2 er hentet fra (Haugen et al., 2010a).

Tabell 8.3: Oversikt over egenskaper til blokkene som ble brukt for sammenligning med simulert vannflømming av blokk B-sim, med tilhørende total utvinningsgrad for blokkene.

| Blokk ID | Metode | Injisert fluid | Sprekk | \emptyset | $K_{matriks}$ [mD] | K_{total} [mD] | S_{oi} | $R_{f,total}$ [% av OOIP] |
|----------|-------------|-----------------|--------------------------------------|-------------|--------------------|------------------|----------|---------------------------|
| B-sim | Simulering | vann | Åpen sprekk | 0.476 | 3.4 | 1791 | 0.66 | 41 |
| CHP2 | Ekspirement | vann | Kombinasjon av åpen og lukket sprekk | 0.47 | 3.2 | NA | 0.70 | 42 |
| B1 | Ekspirement | CO ₂ | Åpen sprekk | 0.482 | NA | 1692 | 1.00 | 86.7 |
| B2 | Ekspirement | CO ₂ | Åpen sprekk | 0.476 | NA | 1791 | 1.00 | 86.7 |

Del 4: Konklusjon og videre arbeid

9 Konklusjon

Oppnådde resultater fra utførte eksperimenter i denne masteroppgaven viser at sekundær flytende CO₂-flømming av kalkstein har et høyt potensiale for økt oljeutvinning. Utvinningsgraden er særlig høy i helkjerner av kalk der en total utvinningsgrad på 100 % av OOIP ble oppnådd. Total utvinningsgrad for oppsprukne kjerner og blokker er 72-95 % av OOIP, og høyere enn andre sekundære utvinningsmetoder som vannflømming.

Basert på oppnådde resultater fra eksperimentene, kan vi trekke følgende konklusjoner:

- Sekundær flytende CO₂-flømming har en stort potensiale for økt oljeutvinning fra sterkt vannvættende kalk.
- En utvinningsgrad mellom 99-100 % av OOIP fra helkjerner, og mellom 72-95 % av OOIP fra oppsprukne kjerner ble oppnådd.
- I sterkt vannvættende helkjerner av kalk ble over 99 % av OOIP utvunnet ved injeksjon av ca. 2 PV CO₂.
- Utvinningsgraden minker med økende sprekkpermeabilitet, og er lavest ved tilstedeværelse av en sprekk med høy permeabilitet.
- Diffusjon er den dominerende utvinningsmekanismen i oppsprukne kjerneprøver og blokker, grunnet svakere viskøse krefter sammenlignet med helkjerner.
- For oppsprukne kjerner kommer et større areal av kjernen i direkte kontakt med injisert CO₂, og dermed økt molekylær diffusjon av CO₂ i n-dekan.
- Ugunstig mobilitetsforhold mellom CO₂ og n-dekan leder til tidlig CO₂ gjennombrudd i oppsprukne prøver, slik at det må injiseres store mengder CO₂ for å oppnå høy utvinningsgrad ved tilstedeværelse av en sprekk med høy permeabilitet.
- Det ble ikke observert oppløsning av kalk ved flytende CO₂-flømming, mens ved flytende CO₂-skum flømming ble det observert delvis oppløsning.
- Tilstedeværelse av initielt vann påvirker ikke utvinningsgraden i helkjerner, mens det leder til lavere utvinningsgrad i oppsprukne kjerneprøver som følge av vannblokkering. Denne effekten er særlig merkbar ved lavere oljemetning siden det initiale vannet blokkerer diffusjon av CO₂ i oljefasen i større grad ved lavere oljemetning, slik at molekylær diffusjon blir lavere ved lavere oljemetning.
- Sammenlignet med kjerneprøver, er utvinningsgraden for blokker høyere i startfasen på grunn av tilstedeværelse av flere sprekker som eksponerer et større areal av blokken til injisert CO₂, og lavere ved slutfasen på grunn av lengre diffusjonslengde.
- Ved CO₂-skum flømming øker differensialtrykket og den tilsynelatende viskositeten til injisert fluid, noe som kan være tegn på skumdannelse og plugging av sprekken. Den tilsynelatende viskositeten til injisert fluid er flere størrelsesordener høyere enn viskositeten til flytende CO₂.
- Ved CO₂-skum flømming er differensialtrykket økende ved lavere oljemetning, noe som kan være et tegn på at skummet blir mer stabilt ved lavere oljemetning.

10 Forslag til videre arbeid

Oppsettet som ble brukt for CO₂ og CO₂-skum flømming eksperimentene, kan forbedres ytterligere ved å utføre noen endringer, blant annet:

- Montere en absoluttrykk måler i oppsettet for å måle linjetrykket mer nøyaktig.
- Siden baktrykksregulatoren ble delvis plagget ved skum eksperimentene, bør andre alternativer undersøkes.
- Bruke en pumpe for omslutningstrykk, slik at omslutningstrykket kan holdes konstant ved ønsket trykk uten små fluktuasjoner.
- Bruke flere buffere i samme oppsett, eller bruke en ST-pumpe for å fylle bufferen med CO₂ ved ønsket trykk. Bufferen som ble brukt, rommet kun en liter. Etter opptrykk av CO₂ i buffer, ble det ofte mindre enn 0,5 liter CO₂ ved ønsket trykk i bufferen. Dette var ikke tilstrekkelig for eksperimenter med oppsprukne kjerner, siden kjerneprøver av kalk har et relativt stort porevolum, og ved tilstedeværelse av en sprekk måtte det injiseres flere porevolum CO₂.
- Bruke enten nye differensial trykkmålere, eller andre type differensialtrykk målere, siden brukt differensialtrykk måler måtte kalibreres ofte.

Forslag til videre arbeid, for en bedre forståelse av CO₂-flømming av kalkstein, inkluderer:

- Utføre flytende CO₂-flømming eksperimenter i sterkt vannvættende blokker av kalk uten/med sprekk, både ved ikke-reduserbar vannmetning og uten initiell vann til stede, for å oppskalere oppnådde resultater fra eksperimentene utført på kjerneprøver.
- Utføre flere CO₂-skum flømming eksperimenter i oppsprukne kjerneprøver av kalk for å studere effektiviteten til denne metoden.
- Utføre eksperimenter ved forskjellige injeksjonsrater for å kunne studere effekten av injeksjonsrate på diffusjon, og dermed utvinningsgrad.
- Lage en numerisk modell, basert på oppnådde resultater, for å utføre sensitivitetsanalyse av forskjellige parametere ved CO₂-flømming. Dette kan omfatte blant annet å undersøke effekten av sprekkpermeabilitet, initiell vannmetning, diffusjon, injeksjonsrate, trykk og lignende på utvinningsgraden.
- Bruke vedlagt «input file» til den numeriske modellen for vannflømming av kalk blokker, som ble laget i forbindelse med denne masteroppgaven, til å studere effekten av forskjellige parametere som sprekk, sprekkpermeabilitet, initiell vannmetning, trykk, injeksjonsrate og lignende på utvinningsgraden ved vannflømming av blokker.
- Utføre flere eksperimenter ved injeksjon av superkritisk CO₂ i hel/oppsprukne kjerner/blokker av kalk, for å studere effekten av CO₂-fase på utvinningsgrad.

11 Forkortelser og betegnelser

| | |
|----------------|---|
| \emptyset_a | Absolutt porøsitet |
| \emptyset | Porøsitet (effektiv porøsitet) |
| V_{pa} | Absolutt volum til porene (sammenhengende og ikke-sammenhengende porer) |
| V_b | Bulkvolum |
| V_i | Volum av fluid i, der $i = o, g, w$ dvs. olje, gass eller vann |
| D | Diameter |
| L | Lengde |
| B | Bredde |
| H | Høyde |
| PV | Porevolum |
| V_p | Porevolum (samme som PV) |
| m_{mettet} | Massen etter metning |
| $m_{tørr}$ | Massen før metning |
| ρ_{fluid} | Massetettheten til metningsfluid |
| S_i | Metning til fluid i |
| S_{wc} | Medfødt vannmetning |
| S_{wi} | Ikke-reduserbar vannmetning, initiell vannmetning |
| S_{oi} | Initiell oljemetning |
| S_{or} | Residuell oljemetning, restoljemetning |
| K | Absolutt permeabilitet |
| Q | Volumstrøm per tidsenhet, injeksjonsrate |
| A | tverrsnittsareal |
| μ | Viskositet |
| Δp | Trykkforskjell |
| K_a | Observert permeabilitet (permeabilitet til gass) |
| b | Klinkenberg faktoren |
| \bar{p} | Midlere (gjennomsnittlig) trykk |
| K_i | Effektiv permeabilitet til fluid i |
| k_{ri} | Relativ permeabilitet til fluid i |
| σ_{ij} | Grenseflatespenning mellom i og j |
| θ | Kontaktvinkel |
| USBM | «The United States Bureau of Mines» |
| I_{USBM} | USBM indeksen |
| I_{A-H} | Amott-Harvey relativ fortrenging indeksen |
| p_c | Kapillartrykk |
| p_{nw} | Trykket i den ikke-vættende fasen |
| p_w | Trykket i den vættende fasen |
| R_1, R_2 | Krumningsradius |
| r | Radius |
| g | Gravitasjonskonstanten |

| | |
|----------------|---|
| OWC | Olje-vann kontakten, «Oil Water Contact» |
| FWL | Fritt vann-nivå, «Free Water Level» |
| h | Høyde over fritt vann-nivå |
| ρ | Massetetthet |
| p_d | Terskeltrykk, «Displacement Pressure» |
| N_c | Kapillærtallet |
| N_{cc} | Kritisk kapillærtall |
| u | Dacy hastigheten |
| CDC | «Capillary Desaturation Curve» |
| M | Mobilitetsforholdet |
| M° | Endepunkt mobilitetsforholdet |
| λ_i | Mobiliteten til fluid i |
| k_{ri}° | Endepunkt relativ permeabilitet til fluid i |
| OOIP | Opprinnelig olje til stede «Oil Originally In Place» |
| EOR | «Enhanced Oil Recovery» |
| IOR | «Improved Oil Recovery» |
| API | «American Petroleum Institute» |
| WAG | «Water Alternating Gas» |
| CCS | «CO ₂ Capture and Storage» |
| MMP | Minimum blandbarhetsstrykk |
| MME | Minimum blandbarhetsanrikning |
| FCM | Førstekontakts blandbarhet |
| MCM | Multikontaktsblandbarhet |
| C | Konsentrasjon |
| t | Tid |
| x | Avstand, diffusjonslengden |
| D_0 | Diffusjonskoeffisienten utenfor et porøst medium |
| D_{eff} | Den effektive diffusjonskoeffisienten, diffusjonskoeffisient i et porøst medium |
| F | Resistivitetsfaktor |
| CMC | Kritisk micellekonsentrasjon |
| f_g | Gass fraksjonen av skum, skumkvalitet |
| $\mu_{g,app}$ | Tilsynelatende viskositet til gass |
| MRF | Mobilitetsreduksjonsfaktoren |
| f_g^* | Terskelverdi for gassfraksjonen |
| P_c^* | Det begrensende kapillartrykket, kritisk kapillartrykk |
| K_{total} | Totalpermeabilitet etter oppsprekking |
| $K_{matriks}$ | Permeabilitet før oppsprekking |
| K_{sprekk} | Sprekkpermeabilitet |
| P_{linje} | Linjetrykk |
| S_{or,CO_2} | Residuell oljemetning etter CO ₂ -flømming |
| R_f | Utvinningsgrad |
| $R_{f,total}$ | Total (endelig) utvinningsgrad |

Referanser

- Carbon Dioxide Enhanced Oil Recovery *National Energy Technology Laboratory*.
- ABEYSINGHE, K. P., FJELDE, I. & LOHNE, A. 2012. Dependency of Remaining Oil Saturation on Wettability and Capillary Number. *SPE Saudi Arabia Section Technical Symposium and Exhibition, 8-11 April 2012, Al-Khobar, Saudi Arabia*.
- AHMED, T. 2010. *Reservoir engineering handbook*, Amsterdam, Gulf Professional Publishing.
- ALADASANI, A., BAI, B. & RUNAR, N. 2012. A Selection Criterion for CO₂-Enhanced Oil Recovery and Dispersion Modeling of High-Pressure CO₂ Release. *SPE Western Regional Meeting, 21-23 March 2012, Bakersfield, California, USA*.
- ALI, S. M. F. & THOMAS, S. 1989. The Promise And Problems Of Enhanced Oil Recovery Methods. *Technical Meeting / Petroleum Conference Of The South Saskatchewan Section, Sep 25 - 27, 1989, Regina*.
- ALVARADO, V. & MANRIQUE, E. 2010. Enhanced Oil Recovery: An Update Review. *Energies*, 3, 1529-1575.
- ALVAREZ, J. M., RIVAS, H. & NAVARRO, G. 2000. An Optimal Foam Quality for Diversion in Matrix-Acidizing Projects. *SPE International Symposium on Formation Damage Control, 23-24 February 2000, Lafayette, Louisiana*.
- AMAO, A. M., SIDDIQUI, S., MENOVAR, H. & HERD, B. L. 2012. A New Look at the Minimum Miscibility Pressure (MMP) Determination from Slimtube Measurements. *SPE Improved Oil Recovery Symposium, 14-18 April 2012, Tulsa, Oklahoma, USA*.
- AMYX, J. W., BASS JR., D. M. & WHITING, R. L. 1988. *Petroleum Reservoir Engineering, Physical Properties*, McGraw-Hill, Inc.
- ANDERSON, W. G. 1986a. Wettability Literature Survey - Part 1: Rock/Oil/Brine Interactions and the Effects of Core Handling on Wettability. *Journal of Petroleum Technology*, 38, 1125-1144.
- ANDERSON, W. G. 1986b. Wettability Literature Survey - Part 2: Wettability Measurement. *Journal of Petroleum Technology*, 38, 1246-1262.
- ANDERSON, W. G. 1987a. Wettability Literature Survey - Part 4 Effects of Wettability on Capillary Pressure. *Journal of Petroleum Technology*, 39, 1283-1300.
- ANDERSON, W. G. 1987b. Wettability Literature Survey - Part 5: The Effects of Wettability on Relative Permeability. *Journal of Petroleum Technology*, 39, 1453-1468.
- ANDREW, C. E., FJELDE, I., ABEYSINGHE, K. & LOHNE, A. 2001. Effect of Interfacial Tension on Water/Oil Relative Permeability and Remaining Saturation with Consideration of Capillary Pressure. *SPE EUROPEC/EAGE Annual Conference and Exhibition, 23-26 May 2011, Vienna, Austria*.
- ASGHARI, K. & TORABI, F. 2008. Effect of Miscible and Immiscible CO₂ Injection on Gravity Drainage: Experimental and Simulation Results. *SPE 110587-MS, SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, Tulsa, Oklahoma, USA, 20-23 April 2008*.
- ASHOORI, E., MARCHESIN, D. & ROSSEN, W. R. 2012. Multiple Foam States and Long-Distance Foam Propagation in Porous Media. *SPE Journal*, 17, 1231-1245.
- ASPENES, E., GRAUE, A., BALDWIN, B. A., MORADI, A., STEVENS, J. & TOBOLA, D. P. 2002. Fluid Flow in Fractures Visualized by MRI During Waterfloods at Various Wettability Conditions – Emphasis on Fracture Width and Flow Rate. *SPE 77338, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, San Antonio, Texas, 29 September–2 October 2002*.
- AUSTAD, T. 2008. Seawater in Chalk An EOR and Compaction Fluid. *The 42nd U.S. Rock Mechanics Symposium (USRMS), San Francisco, CA, June 29 - July 2, 2008*.

- AWAN, A. R., TEIGLAND, R. & KLEPPE, J. 2006. EOR Survey in the North Sea.pdf. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, 22-26 April 2006, Tulsa, Oklahoma, USA.*
- AYIRALA, S. C. & RAO, D. N. 2006. Comparative Evaluation of a New MMP Determination Technique. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, 22-26 April 2006, Tulsa, Oklahoma, USA.*
- BANK, G. C., RIESTENBERG, D. & KOPERNA, G. J. 2007. CO₂-Enhanced Oil Recovery Potential of the Appalachian Basin. *Eastern Regional Meeting, 17-19 October 2007, Lexington, Kentucky USA.*
- BELGRAVE, J. D. M. & WIN, T. 1993. Vertical Sweep Efficiency and Oil Recovery From Gas Injection in Heterogeneous Horizontal Reservoirs. *SPE Western Regional Meeting, 26-28 May 1993, Anchorage, Alaska.*
- CASTEEL, J. F. & DJABBARAH, N. F. 1988. Sweep Improvement in CO₂ Flooding by Use of Foaming Agents. *SPE Reservoir Engineering, 3*, 1186-1192.
- CHANG, S.-H. & GRIGG, R. B. 1998. History Matching and Modeling the CO-Foam Pilot Test at EVGSAU. *SPE Permian Basin Oil and Gas Recovery Conference, 23-26 March 1998, Midland, Texas.*
- CHATZIS, I. & MORROW, N. R. 1984. Correlation of Capillary Number Relationships for Sandstone. *SPE Journal, 24*, 555-562.
- CHEN, M., YORTSOS, Y. C. & ROSSEN, W. R. 2004. A Pore-Network Study of the Mechanisms of Foam Generation. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 26-29 September 2004, Houston, Texas.*
- CHEN, Q. & BALCOM, B. J. 2006. A Single-Shot Method for Capillary Pressure Curve Measurement Using Centrifuge and Quantitative Magnetic Resonance Imaging. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, 22-26 April 2006, Tulsa, Oklahoma, USA.*
- CHRISTOPHERSEN, A. 2012. Økt oljeutvinning ved injeksjon av CO₂-skum i en oppsprukket karbonatbergart ved forskjellige fuktforhold. Masteroppgave, Universitetet i Bergen.
- COMMITTEE ON EMERGENCY AND CONTINUOUS EXPOSURE GUIDANCE LEVELS FOR SELECTED SUBMARINE CONTAMINANTS 2007. *Emergency and Continuous Exposure Guidance Levels for Selected Submarine Contaminants*, Washington, D.C., The National Academies Press.
- CONSTANTINIDES, G. N. & PAYATAKES, A. C. 2002. Determination of the Effects of Capillary Number, Viscosity Ratio and Wettability on the Capillary Pressure-Saturation Relation Using an Advanced Pore Network Simulator. *Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference, 13-16 October 2002, Abu Dhabi, United Arab Emirates.*
- DARVISH, G. R., LINDEBERG, E., HOLT, T., UTNE, S. A. & KLEPPE, J. 2006. Reservoir Conditions Laboratory Experiments of CO₂ Injection into Fractured Cores. *SPE Europec/EAGE Annual Conference and Exhibition, 12-15 June 2006, Vienna, Austria.*
- DOTSON, B. J., SLOBOD, R. L., MCCREERY, P. N. & SPURLOCK, J. W. 1951. Porosity-Measurement Comparisons by Five Laboratories. *Journal of Petroleum Technology, 3*, 341-346.
- DRANCHUK, P. M. & SADIQ, S. 1965. The Interpretation of Permeability Measurements. *Journal of Canadian Petroleum Technology, 4*, 130-133.
- ELSHARKAWY, A. M., POETTMANN, F. H. & CHRISTIANSEN, R. L. 1992. Measuring Minimum Miscibility Pressure: Slim-Tube or Rising-Bubble Method? *SPE/DOE Enhanced Oil Recovery Symposium, 22-24 April 1992, Tulsa, Oklahoma.*

- ENICK, R. M. & OLSEN, D. K. 2011. Mobility and Conformance Control for Carbon Dioxide Enhanced Oil Recovery (CO₂-EOR) via Thickeners, Foams, and Gels – A Detailed Literature Review of 40 Years of Research. USA: National Energy Technology Laboratory.
- ESTERMANN, I. 1959. *Methods of Experimental Physics, Classical Methods*, New York, Academic Press.
- FARAJZADEH, R., ANDRIANOV, A., KRASSTEV, R., HIRASAKI, G. J. & ROSSEN, W. R. 2012. Foam-oil interaction in porous media: Implications for foam assisted enhanced oil recovery. *Advances in Colloid and Interface Science*, 183-184, 1-13.
- FERNØ, M. A., HAUGEN, Å. & GRAUE, A. 2010a. Visualizing Oil Displacement in Fractured Carbonate Rocks – Impacts on Oil Recovery at Different Hydrostatic Stress and Wettability Conditions. *ARMA 10-288, American Rock Mechanics Association, the 44th US Rock Mechanics Symposium and 5th U.S.-Canada Rock Mechanics Symposium, Salt Lake City, UT, June 27–30, 2010*.
- FERNØ, M. A., HAUGEN, Å., GRAUE, A. & HOWARD, J. J. 2008. THE SIGNIFICANCE OF WETTABILITY AND FRACTURE PROPERTIES ON OIL RECOVERY EFFICIENCY IN FRACTURED CARBONATES. *The International Symposium of the Society of Core Analysts, Abu Dhabi, UAE, 29 October-2 November 2008*.
- FERNØ, M. A., TORSVIK, M., HAUGLAND, S. & GRAUE, A. 2010b. Dynamic Laboratory Wettability Alteration. *Energy & Fuels*, 24, 3950-3958.
- FJELDE, I. & ASEN, S. M. 2010. Wettability alteration during water flooding and carbon dioxide flooding of reservoir chalk rocks. *SPE EUROPEC/EAGE Annual Conference and Exhibition, 14-17 June 2010, Barcelona, Spain*.
- FLEUREAU, J. M. 1992. Wettability of Reservoir Core Samples. *SPE Formation Evaluation*, 7, 132-138.
- FOSSE, E. 2012. *Et Eksperimentelt Studie av CO₂-injeksjon for Oljeutvinning i Kalk*. Masteroppgave, Universitetet i Bergen.
- GARMEH, G., JOHNS, R. T. & LAKE, L. W. 2007. Pore-Scale Simulation of Dispersion in Porous Media. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 11-14 November 2007, Anaheim, California, U.S.A.*
- GHEDAN, S., CANBAZ, C. H., BOYD, D., MANI, G. & HAGGAG, M. 2010. Wettability Profile of a Thick Carbonate Reservoir by the New Rise in Core Wettability Characterization Method. *Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference, 1-4 November 2010, Abu Dhabi, UAE*.
- GHOMIAN, Y., POPE, G. A. & SEPEHRNOORI, K. 2008. Development of a Response Surface Based Model for Minimum Miscibility Pressure (MMP) Correlation of CO₂ Flooding. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 21-24 September 2008, Denver, Colorado, USA*.
- GHORAYEB, K. & FIROOZABADI, A. 2011. Features of Convection and Diffusion in Porous Media for Binary Systems. *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 40.
- GLASO, O. 1990. Miscible Displacement Recovery Tests With Nitrogen. *SPE Reservoir Engineering*, 5, 61-68.
- GODA, H. & BEHRENBRUCH, P. 2011. Wettability Quantification - Prediction of Wettability for Australian Formations. *International Petroleum Technology Conference, 7-9 February 2012, Bangkok, Thailand*
- GRAUE, A., NESSE, K., BALDWIN, B. A., SPINLER, E. A. & TOBOLA, D. P. 2002. Impact of Fracture Permeability on Oil Recovery in Moderately Water-Wet Fractured Chalk Reservoirs. *SPE 75165, SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, Tulsa, Oklahoma, 13–17 April 2002*.

- GRAUE, A., VIKSUND, B. G. & BALDWIN, B. A. 1999. Reproducible Wettability Alteration of Low-Permeable Outcrop Chalk. *SPE 55904-PA, SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 2, 134-140.
- HABERMANN, B. 1960. The Efficiency of Miscible Displacement as a Function of Mobility Ratio. *Petroleum Transactions, AIME*, 219, 264-272.
- HAUGEN, K. B., FIROOZABADI, A. & YALE, U. 2006. Measuring Molecular and Thermal Diffusion Coefficients in Multicomponent Mixtures by the Beam Deflection Technique. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 24-27 September 2006, San Antonio, Texas, USA*
- HAUGEN, M. 2012. *CO₂ Injection in Fractured Chalk for Enhanced Oil Recovery*. Master Thesis, University of Bergen.
- HAUGEN, Å., FERNØ, M. A., BULL, Ø. & GRAUE, A. 2010a. Wettability Impacts on Oil Displacement in Large Fractured Carbonate Blocks. *Energy & Fuels*, 24, 3020-3027.
- HAUGEN, Å., FERNØ, M. A. & GRAUE, A. 2008. Numerical Simulation and Sensitivity Analysis of In-Situ Fluid Flow in MRI Laboratory Waterfloods of Fractured Carbonate Rocks at Different Wettabilities. *SPE 116145, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Denver, Colorado, USA, 21-24 September 2008*.
- HAUGEN, Å., FERNØ, M. A., GRAUE, A. & BERTIN, H. J. 2010b. Experimental study of foam flow in fractured oil-wet limestone for enhanced oil recovery. *SPE 129763, SPE Improved Oil Recovery Symposium, Tulsa, Oklahoma, USA, 24-28 April 2010*.
- HELLER, J. P., BOONE, D. A. & WATTS, R. J. 1985. Testing CO₂-Foam for Mobility Control at Rock Creek. *SPE Eastern Regional Meeting, 6-8 November 1985, Morgantown, West Virginia*.
- HENRY, J. D. 1997. The Effect of Oil Price Policy on Tertiary Oil Recovery. *SPE Economics and Evaluation Symposium, 21-26 February 1977, Dallas, Texas*.
- HIRASAKI, G. J. 1989. A Review of Steam-Foam Process Mechanisms. *Supplement to paper 19505*.
- HIRASAKI, G. J. & LAWSON, J. B. 1985. Mechanisms of Foam Flow in Porous Media- Apparent Viscosity in Smooth Capillaries. *SPE 12129-PA, 25, 176-190*.
- HITES, R. A. & RAFF, J. D. 2012. *ELEMENTS OF ENVIRONMENTAL CHEMISTRY, USA, WILEY*.
- HOLM, L. W. 1986. Miscibility and Miscible Displacement. *Journal of Petroleum Technology*, 38, 817-818.
- HOLM, L. W. & JOSENDAL, V. A. 1974. Mechanisms of Oil Displacement By Carbon Dioxide. *Journal of Petroleum Technology*, 26, 1427-1438.
- HONARPOUR, M. & MAHMOOD, S. M. 1988. Relative-Permeability Measurements An Overview. *Journal of Petroleum Technology*, 40, 963-966.
- ISLAS-JUAREZ, R., SAMANEGO V., F., LUNA, E., PEREZ-ROSALES, C. & CRUZ, J. 2004. Experimental Study of Effective Diffusion in Porous Media. *SPE International Petroleum Conference in Mexico, 7-9 November 2004, Puebla Pue., Mexico*.
- JOHANNESSEN, E. B. & GRAUE, A. 2007. Mobilization of Remaining Oil - Emphasis on Capillary Number and Wettability. *International Oil Conference and Exhibition in Mexico, 27-30 June 2007, Veracruz, Mexico*.
- JOHNSON, J. P. & POLLIN, J. S. 1981. MEASUREMENT AND CORRELATION OF CO₂ MISCIBILITY PRESSURES. *SPE/DOE Enhanced Oil Recovery Symposium, 5-8 April 1981, Tulsa, Oklahoma*.
- KAM, S. I. & ROSSEN, W. R. 2002. A Model for Foam Generation in Homogeneous Media. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 29 September-2 October 2002, San Antonio, Texas*.

- KATZ, M. L. 1980. Outlook For Enhanced Recovery Operations In The 80's. *Annual Meeting Papers, Division of Production, April 13 - 16, 1980, Dallas, TX.*
- KLINKENBERG, L. J. 1941. The Permeability Of Porous Media To Liquids And Gases. *American Petroleum Institute.*
- KOVSEK, A. R. & BERTIN, H. J. 2002. Estimation of Foam Mobility in Heterogeneous Porous Media. *SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, 13-17 April 2002, Tulsa, Oklahoma.*
- KRISTIANSEN, T. S. & HOLT, T. 1992. Properties of Flowing Foam in Porous Media Containing Oil. *SPE/DOE Enhanced Oil Recovery Symposium, 22-24 April 1992, Tulsa, Oklahoma.*
- KULKARNI, M. M. & RAO, D. N. 2005. Experimental Investigation of Miscible Secondary Gas Injection. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 9-12 October 2005, Dallas, Texas.*
- KUMAR, M., HOANG, V., SATIK, C. & ROJAS, D. 2008. High-Mobility-Ratio Waterflood Performance Prediction Challenges and New Insights. *SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 11, 186-196.
- LAFORCE, T. & ORR JR., F. M. 2008. Development of Gas Oil Miscibility in Water and Gas Injection. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 21-24 September 2008, Denver, Colorado, USA.*
- LAKATOS, I. 2009. *Recent Innovations in Oil and Gas Recovery*, Budapest, Akademiai Kiado.
- LAKE, L. W. 2010. *Enhanced Oil Recovery*, USA, Richardson, Tex.: Society of Petroleum Engineers.
- LAMBERT, M. R., MARINO, S. D., ANTHONY, T. L., CALVIN, M. W., GUTIERREZ, S. & SMITH, D. P. 1996. Implementing CO₂ Floods: No More Delays. *Permian Basin Oil and Gas Recovery Conference, 27-29 March 1996, Midland, Texas.*
- LI, R. F., HIRASAKI, G. J., MILLER, C. A. & SHEHADEH, M. K. 2011. Wettability Alteration and Foam Mobility Control in a Layered 2-D Heterogeneous System. *SPE 141462-MS, SPE International Symposium on Oilfield Chemistry, The Woodlands, Texas, USA, 11-13 April 2011.*
- LI, R. F., YAN, W., LIU, S., HIRASAKI, G. J. & MILLER, C. A. 2010. Foam Mobility Control for Surfactant Enhanced Oil Recovery. *SPE 113910-PA*, 15, 934-948
- LIEN, J. R. 2011. *PTEK212 Reservoarteknikk I*, Bergen, Institutt for fysikk og teknologi, Universitetet i Bergen.
- LLAVE, F. M., CHUNG, F. T.-H., LOUVIER, R. W. & HUDGINS, D. A. 1990. Foams as Mobility Control Agents for Oil Recovery by Gas Displacement. *SPE/DOE Enhanced Oil Recovery Symposium, 22-25 April 1990, Tulsa, Oklahoma.*
- LOOMIS, A. G. & SHEA, G. B. 1951. Secondary Recovery of Oil in California. *3rd World Petroleum Congress, May 28 - June 6, 1951, The Hague, the Netherlands.*
- LUO, H. & KANTZAS, A. 2008. Investigation of Diffusion Coefficients of Heavy Oil and Hydrocarbon Solvent Systems in Porous Media. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, 20-23 April 2008, Tulsa, Oklahoma, USA.*
- MAINI, B. B. & MA, V. 1984. Relationship Between Foam Stability Measured in Static Tests and Flow Behavior of Foams in Porous Media. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 16-19 September 1984, Houston, Texas.*
- MAYBERRY, D. J., AFSHARPOOR, A. & KAM, S. I. 2008. The Use of Fractional-Flow Theory for Foam Displacement in Presence of Oil. *SPE 100964-PA, SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 11, 707-718.

- MEYER, J. P. 2012. Summary of Carbon Dioxide Enhanced Oil Recovery (CO₂ EOR) Injection Well Technology.
- MILLER, J. C. & MILLER, J. N. 1984. *Statistics for Analytical Chemistry*, Chichester, Ellis Horwood Limited.
- MONZURUL ALAM, M., HJULER, M. L., CHRISTENSEN, H. F. & FABRICIUS, I. L. 2011. Impact of Supercritical CO₂ Injection on Petrophysical and Rock Mechanics Properties of Chalk An Experimental Study on Chalk from South Arne Field, North Sea. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 30 October-2 November 2011, Denver, Colorado, USA*.
- MORROW, N. R., LIM, H. T. & WARD, J. S. 1986. Effect of Crude-Oil-Induced Wettability Changes on Oil Recovery. *SPE Formation Evaluation*, 1, 89-103.
- NAGARAJAN, N. & ROBINSON JR, R. L. 1986. Equilibrium phase compositions, phase densities, and interfacial tensions for carbon dioxide + hydrocarbon systems. 2. Carbon dioxide + n-decane. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 31, 168-171.
- NASIR, F. M. & AMIRUDDIN, N. A. 2008. Miscible CO₂ Injection: Sensitivity to Fluid Properties. *SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference and Exhibition, 20-22 October 2008, Perth, Australia*.
- NGUYEN, Q. P., ALEXANDROV, A. V., ZITHA, P. L. & CURRIE, P. K. 2000. Experimental and Modeling Studies on Foam in Porous Media: A Review. *SPE International Symposium on Formation Damage Control, 23-24 February 2000, Lafayette, Louisiana*.
- OLJE- OG ENERGIDEPARTEMENTET 2010-2011. Fullskala CO₂ håndtering. Oslo: DET KONGELIGE OLJE- OG ENERGIDEPARTEMENT.
- PERKINS, T. K. & JOHNSTON, O. C. 1963. A Review of Diffusion and Dispersion in Porous Media. *SPE Journal*, 3, 70 - 84.
- PETTERSEN, Ø. 1990. *Grunnkurs i Reservoarmekanikk*, Bergen, Matematisk institutt, Universitetet i Bergen.
- RAMIREZ, W. F., SHULER, P. J. & FRIEDMAN, F. 1980. Convection, Dispersion, and Adsorption of Surfactants in Porous Media. *SPE Journal*, 20, 430-438.
- RANSOHOFF, T. C. & RADKE, C. J. 1988. Mechanisms of Foam Generation in Glass-Bead Packs. *SPE Reservoir Engineering*, 3, 573-585.
- RAO, D. N. & LEE, J. I. 2000. Miscibility Evaluation for Terra Nova Offshore Field. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 4 - 8, 2000 2000, Calgary, Alberta*.
- ROMERO, C., VALERO, E. M., ALVAREZ, J. M. & ROMERO, O. M. 2001. Designing a Mobility Control Foam for Western Venezuela Reservoirs: Experimental Studies.pdf>. *SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, 25-28 March 2001, Buenos Aires, Argentina*.
- ROSEN, M. J. & KUNJAPPU, J. T. 2012. *Surfactants and Interfacial Phenomena*, USA, WILEY.
- ROSSEN, W. R. 1996. Foam in Enhanced Oil Recovery. In: PRUD'HOMME, R. K. & KHAN, S. A. (eds.) *Foams*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- SELLEY, R. C. 1998. *Elements of Petroleum Geology*, USA, Academic Press.
- SINGHAL, A. K., SIM, S. & HAWKINS, B. 2008. Gas Return From Gas Injection Projects. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 17 - 19, 2008 2008, Calgary, Alberta*.
- SKAGSETH, T. F. 2012. *An Experimental Study of CO₂ Injection for Improved Oil Recovery in Fractured Chalk*. Master Thesis, University of Bergen.

- SKARESTAD, M. & SKAUGE, A. 2011. *Reservoarteknikk II, PTEK213 Fluid Properties and Recovery Methods*, UiB.
- SKIBENES, A. T. 2012. *Injeksjon av CO₂-skum for økt oljeutvinning i oppsprukket karbonatbergart under ulike fuktforhold*. Masteroppgave, Universitetet i Bergen.
- SKJÆVELAND, S. M. & KLEPPE, J. 1992. *SPOR Monograph: Recent Advances in Improved Oil Recovery Methods for North Sea Sandstone Reservoirs*, Stavanger, Norwegian Petroleum Directorate.
- SKOREYKO, F., PINO, A. V., PRADA, H. R. & NGUYEN, Q. P. 2012. Understanding Foam Flow With a New Foam EOR Model Developed From Laboratory and Field Data of the Naturally Fractured Cantarell Field. *SPE Improved Oil Recovery Symposium, 14-18 April 2012, Tulsa, Oklahoma, USA*.
- STOSUR, G. J. & LUHNING, R. W. 1994. Worldwide EOR Activity in the Low Price Environment. *14th World Petroleum Congress, May 29 - June 1, 1994, Stavanger, Norway*.
- SURGUCHEV, L., MANRIQUE, E. & ALVARADO, V. 2005. Improved Oil Recovery Status And Opportunities.pdf. *18th World Petroleum Congress, September 25 - 29, 2005, Johannesburg, South Africa*.
- TAHERI, S., KANTZAS, A. & ABEDI, J. 2010. Mass Diffusion Into Bitumen A Sub-Pore Scale Modeling Approach. *Canadian Unconventional Resources and International Petroleum Conference, 19-21 October 2010, Calgary, Alberta, Canada*.
- TANZIL, D., HIRASAKI, G. J. & MILLER, C. A. 2000. Mobility of Foam in Heterogeneous Media: Flow Parallel and Perpendicular to Stratification. *SPE 63228-MS, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, Texas, 1-4 October 2000*.
- TANZIL, D., HIRASAKI, G. J. & MILLER, C. A. 2002. Conditions for Foam Generation in Homogeneous Porous Media. *SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, 13-17 April 2002, Tulsa, Oklahoma*.
- THOMAS, C. E., MAHONEY, C. F. & WINTER, G. W. 1987. Water-Injection Pressure Maintenance and Waterflood Processes. In: BRADLEY, H. B. (ed.) *Petroleum Engineering Handbook*. Texas: Richardson.
- THOMAS, F. B., HOLOWACH, N., ZHOU, X., BENNION, D. B. & BENNION, D. W. 1994. Miscible or Near-Miscible Gas Injection, Which Is Better. *SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, 17-20 April 1994, Tulsa, Oklahoma*.
- TIAB, D. & DONALDSON, E. C. 2012. *Petrophysics Theory and Practice of Measuring Reservoir Rock and Fluid Transport Properties*, Amsterdam, Gulf Professional Publishing.
- XIAO, G., JINGJING, M., JIUDI, L., YANG, H. & HAIYING, W. 2012. Effect of Reservoir Temperature and Pressure on Relative Permeability. *SPE 158055-MS, SPE/ETC 2012 Energy Conference and Exhibition, Port-of-Spain, Trinidad, 11-13 June 2012*.
- XU, Q. & ROSSEN, W. R. 2004. Experimental Study of Gas Injection in Surfactant-Alternating-Gas Foam Process. *SPE84183-PA, SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 7, 438-448.
- YAN, W., MILLER, C. A. & HIRASAKI, G. J. 2006. Foam sweep in fractures for enhanced oil recovery. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 282-283, 348-359.
- ZOLOTUKHIN, A. B. & URSIN, J.-R. 2000. *Introduction to Petroleum Reservoir Engineering*, Norway, HøyskoleForlaget.

Appendiks

Beregning av usikkerheter

I ethvert eksperimentelt arbeid, beregnes verdiene som skal bestemmes, som oftest, utfra en kombinasjon av andre observerte/målte variabler. De observerte/målte variablene, som er forbundet med en viss usikkerhet, bidrar med usikkerhet i slutt resultatet i forskjellige grader (Miller and Miller, 1984).

Vi skiller mellom tre forskjellige type feil som gir opphav til usikkerhet. Grove, tilfeldige og systematiske feil. Grove feil omfatter feil som er så alvorlige at det ikke finnes andre alternativer enn å forkaste eksperimentet, mens tilfeldige feil leder til at de individuelle målingene/resultatene avviker fra den sanne verdien tilfeldig og i begge retninger. Denne type feil påvirker presesjonen (repeterbarheten). Systematiske feil derimot leder til at alle målingene/resultatene avviker fra den sanne verdien i en bestemt retning, slik at målt verdi enten er høyere eller lavere enn den sanne verdien. Derfor påvirker systematiske feil nøyaktigheten (Miller and Miller, 1984).

For beregning av usikkerheter resultert fra tilfeldige feil, bruker vi feilforplantningsloven. Usikkerheten σ_y til en verdi y er gitt ved (Estermann, 1959):

$$\sigma_y = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial y}{\partial x_i} * \sigma_{x_i} \right)^2} \quad (\text{A.1})$$

der $i = 1, \dots, n$, $y = f(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n)$, og x_i er uavhengige variabler med uavhengige usikkerheter, σ_{x_i} .

Bulkvolumet til kjerneprøvene, $V_{b,kjerne}$, ble beregnet etter ligning (1.1.2). Usikkerheten i beregning av bulkvolumet til kjerneprøvene, $\delta_{V_{b,kjerne}}$, blir:

$$\sigma_{V_{b,kjerne}} = \sqrt{\left(\frac{\partial V_{b,kjerne}}{\partial D} * \sigma_D \right)^2 + \left(\frac{\partial V_{b,kjerne}}{\partial L} * \sigma_L \right)^2} \quad (\text{A.2a})$$

der σ_D er usikkerheten i diameteren til kjerneprøven, og σ_L er usikkerheten i lengden.

Ved å utføre derivasjonen i ligning (A2.a) får vi:

$$\sigma_{V_{b,kjerne}} = \sqrt{\left(\frac{\pi * D * L}{2} * \sigma_D \right)^2 + \left(\frac{\pi * D^2}{4} * \sigma_L \right)^2} \quad (\text{A.2b})$$

Bulkvolumet til blokkene, $V_{b,blokk}$, ble beregnet etter ligning (1.1.3). Usikkerheten i beregning av bulkvolumet til blokkene, $\delta_{V_{b,blokk}}$, blir:

$$\sigma_{V_{b,blokk}} = \sqrt{\left(\frac{\partial V_{b,blokk}}{\partial L} * \sigma_L \right)^2 + \left(\frac{\partial V_{b,blokk}}{\partial B} * \sigma_B \right)^2 + \left(\frac{\partial V_{b,blokk}}{\partial H} * \sigma_H \right)^2} \quad (\text{A.3a})$$

der σ_B er usikkerheten i bredden, og σ_H er usikkerheten i høyden av blokken.

Ved å utføre derivasjonen i ligning (A3.a) får vi:

$$\sigma_{V_{b,blokk}} = \sqrt{(B * H * \sigma_L)^2 + (L * H * \sigma_B)^2 + (L * B * \sigma_H)^2} \quad (\text{A.3b})$$

Porevolumet, V_p , ble beregnet etter ligning (1.1.5). Usikkerheten i beregning av porevolumet, δ_{V_p} , blir:

$$\sigma_{V_p} = \sqrt{\left(\frac{\partial V_p}{\partial m_{mettet}} * \sigma_{m_{mettet}}\right)^2 + \left(\frac{\partial V_p}{\partial m_{tørr}} * \sigma_{m_{tørr}}\right)^2 + \left(\frac{\partial V_p}{\partial \rho_{fluid}} * \sigma_{\rho_{fluid}}\right)^2} \quad (\text{A.4a})$$

der $\sigma_{m_{mettet}}$ er usikkerheten i massen til prøven etter metning, $\sigma_{m_{tørr}}$ er usikkerheten i massen til prøven før metning, og $\sigma_{\rho_{fluid}}$ er usikkerheten i massetettheten til anvendt fluid.

Ved å utføre derivasjonen i ligning (A4.a) får vi:

$$\sigma_{V_p} = \sqrt{\left(\frac{1}{\rho_{fluid}} * \sigma_{m_{mettet}}\right)^2 + \left(\frac{-1}{\rho_{fluid}} * \sigma_{m_{tørr}}\right)^2 + \left(-\frac{m_{mettet} - m_{tørr}}{\rho_{fluid}^2} * \sigma_{\rho_{fluid}}\right)^2} \quad (\text{A.4b})$$

Porøsiteten, ϕ , ble beregnet etter ligningene (1.1.4) og (1.1.6). Usikkerheten i beregning av porøsiteten, σ_{ϕ} , blir:

$$\sigma_{\phi} = \sqrt{\left(\frac{\partial \phi}{\partial V_p} * \sigma_{V_p}\right)^2 + \left(\frac{\partial \phi}{\partial V_b} * \sigma_{V_b}\right)^2} \quad (\text{A.5a})$$

der σ_{V_p} er usikkerheten i porevolumet, og σ_{V_b} er usikkerheten i bulkvolumet til prøven.

Ved å utføre derivasjonen i ligning (A5.a) får vi:

$$\sigma_{\phi} = \sqrt{\left(\frac{1}{V_b} * \sigma_{V_p}\right)^2 + \left(-\frac{V_p}{V_b^2} * \sigma_{V_b}\right)^2} \quad (\text{A.5b})$$

Oljemetningen, S_o , ble beregnet etter ligning (1.2.3). Usikkerheten i beregning av oljemetningen, σ_{S_o} , blir:

$$\sigma_{S_o} = \sqrt{\left(\frac{\partial S_o}{\partial S_{oi}} * \sigma_{S_{oi}}\right)^2 + \left(\frac{\partial S_o}{\partial V_{o,p}} * \sigma_{V_{o,p}}\right)^2 + \left(\frac{\partial S_o}{\partial V_p} * \sigma_{V_p}\right)^2} \quad (\text{A.6a})$$

der $\sigma_{S_{oi}}$ er usikkerheten i initiell oljemetning, og $\sigma_{V_{o,p}}$ er usikkerheten i produsert (fortrengt) oljevolum fra prøven.

Ved å utføre derivasjonen i ligning (A6.a) får vi:

$$\sigma_{S_o} = \sqrt{(\sigma_{S_{oi}})^2 + \left(-\frac{1}{V_p} * \sigma_{V_{o,p}}\right)^2 + \left(\frac{V_{o,p}}{V_p^2} * \sigma_{V_p}\right)^2} \quad (\text{A.6b})$$

Absolutt permeabiliteten, K , ble beregnet etter ligning (1.3.1). Usikkerheten i beregning av absolutt permeabilitet, σ_K , blir:

$$\sigma_K = \sqrt{\left(\frac{\partial K}{\partial Q} * \sigma_Q\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial \mu} * \sigma_\mu\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial L} * \sigma_L\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial A} * \sigma_A\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial \Delta p} * \sigma_{\Delta p}\right)^2} \quad (\text{A.7a})$$

der σ_Q er usikkerheten i volumstrømmen, og σ_μ er usikkerheten i viskositeten til anvendt fluid, σ_A er usikkerheten i tverrsnittsarealet til prøven, og $\sigma_{\Delta p}$ er usikkerheten i differensialtrykket over prøven.

Ved å utføre derivasjonen i ligning (A7.a) får vi:

$$\sigma_K = \sqrt{\left(\frac{\mu * L}{A * \Delta p} * \sigma_Q\right)^2 + \left(\frac{Q * L}{A * \Delta p} * \sigma_\mu\right)^2 + \left(\frac{Q * \mu}{A * \Delta p} * \sigma_L\right)^2 + \left(-\frac{Q * \mu * L}{A^2 * \Delta p} * \sigma_A\right)^2 + \left(-\frac{Q * \mu * L}{A * (\Delta p)^2} * \sigma_{\Delta p}\right)^2} \quad (\text{A.7b})$$

For beregning av usikkerheter resultert fra systematiske feil, kan vi bruke ligning (A.1) (feilforplantningsloven), men med noen små modifikasjoner (Miller and Miller, 1984):

$$\Delta_y = \sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial y}{\partial x_i} * \Delta_{x_i}\right) \quad (\text{A.8})$$

der Δ_y er usikkerheten til en verdi y som følge av systematiske feil, og Δ_{x_i} er systematiske feil i hver av de uavhengige variablene x_i .

«Input file» til numerisk modell for vannflømming av blokker

```
** *****
**
**          *IO
**
** *****

*TITLE1
**Strongly Water Wet Chalk Block
'SWW Chalk Block'

**USING LAB UNITS
*INUNIT *LAB

*****
**
**          *GRID
**
** *****

**Total # of grid cells 2325
*GRID *VARI 75 31 1
*KDIR *DOWN

**Dimensions for blokk:
**Length in x-direction 16.9 cm (5.4 + 0.1 + 11.4)
**Inlet 20x0.25cm 9x0.1cm 44x0.25cm Outlet
*Dl *IVAR
1*0.1 20*0.25 9*0.1 44*0.25 1*0.1

**Length in y-direction 9.9 cm (3.3 + 0.1 + 3.1 + 0.1 + 3.3)
**6x0.5cm 7x0.1cm 5x0.5cm 7x0.1cm 6x0.5cm
*Dj *JVAR
6*0.5 7*0.1 5*0.5 7*0.1 6*0.5

**Length in z-direction 5.0 cm
*Dk *CON
5.0

**Porosity values for 2325 cells
**Matrix porosity = 0.476, fractures, inlet and outlet = 0.999
*POR *ALL
2325*0.476
*MOD
1      1:31    1 = 0.999
75     1:31    1 = 0.999
2:25   22      1 = 0.999
27:74  10      1 = 0.999
26     1:31    1 = 0.999
```

**Permeability values for 2325 cells in x-direction
 **Matrix perm. = 3.4 mD, Fracture perm. 1791 mD
 **Inlet and outlet = 5000 mD
 *PERMI *ALL
 2325*3.4
 *MOD
 1 1:31 1 = 5000
 75 1:31 1 = 5000
 2:25 22 1 = 1791
 27:74 10 1 = 1791
 26 1:31 1 = 1791

**Permeability values for 2325 cells in y-direction
 **Matrix perm. = 3.4 mD, Fracture perm. 1791 mD
 **Inlet and outlet = 5000 mD
 *PERMJ *ALL
 2325*3.4
 *MOD
 1 1:31 1 = 5000
 75 1:31 1 = 5000
 2:25 22 1 = 1791
 27:74 10 1 = 1791
 26 1:31 1 = 1791

**Permeability values for 2325 cells in z-direction
 **Matrix perm. = 3.4 mD, Fracture perm. 1791 mD
 **Inlet and outlet = 5000 mD
 *PERMK *ALL
 2325*3.4
 *MOD
 1 1:31 1 = 5000
 75 1:31 1 = 5000
 2:25 22 1 = 1791
 27:74 10 1 = 1791
 26 1:31 1 = 1791

**Pinched block = 0, active block = 1
 *PINCHOUTARRAY *CON 1

*SECTORARRAY 'INLET' *ALL
 2325*0
 *MOD
 1 1:31 1 = 1

*SECTORARRAY 'OUTLET' *ALL
 2325*0
 *MOD
 75 1:31 1 = 1

*SECTORARRAY 'FRACTURE' *ALL
 2325*0
 *MOD
 2:25 22 1 = 1
 27:74 10 1 = 1
 26 1:31 1 = 1

*SECTORARRAY 'MATRIX' *ALL

2325*1

*MOD

1 1:31 1 = 0

75 1:31 1 = 0

2:25 22 1 = 0

27:74 10 1 = 0

26 1:31 1 = 0

**Null block = 0, active block = 1

*NULL *CON 1

**

** *MODEL

**

*MODEL *OILWATER

*DENSITY *OIL 0.73

*DENSITY *GAS 7.0E-04

**Experiments at 23 Celsius

*TRES 23

*PVT BG 1

**FVF: Formation Volume Factor

** pressure, solution oil gas oil gas

** kPa GOR(2) FVF(1) FVF(3) visc,cp visc,cp

** -----
0 0 1.00004 175.7548924 1.50000 0.00790592

*BOT 1

** pressure oil

** kPa FVF

** -----
0 1.000004
1000 1.000002
10000 1.000000

*VOT 1

** pressure oil

** kPa Visc,cp

** -----
0 0.9200000
1000 0.9200001
10000 0.9200002

** Water phase properties

** -----

*REFPW 100

*DENSITY *WATER 1.05

*BWI 1.0

*CW 0

*VWI 1.09

*CVW 0

```

*****
**
**          *ROCKFLUID
**
*****

```

```
*ROCKFLUID
```

```
*KROIL
```

```
**Fracture system
```

```
*RPT 1
```

```
*SWT
```

```
** Sw   krw   krow  Pcow
```

```
** -----
```

```

    0    0    1.0    0
    1.0  1.0    0    0

```

```
**Matrix
```

```
*RPT 2
```

```
*SWT
```

```
** Sw   krw   krow  Pcow
```

```
** -----
```

```

0.34  0.000  1.000  150.0
0.36  0.001  0.900  120.0
0.39  0.004  0.750  85.0
0.44  0.007  0.600  55.0
0.5   0.020  0.380  33.0
0.52  0.030  0.320  26.5
0.54  0.045  0.250  20.1
0.55  0.050  0.230  18.7
0.564 0.070  0.200  16.9
0.632 0.150  0.100  15.7
0.674 0.230  0.050  14.8
0.702 0.280  0.020  14.3
0.71  0.300  0.010  14.1
0.718 0.320  0.001  14.0
0.722 0.328  0.000  -15.0

```

```
*RTYPE *ALL
```

```
**Inlet = 1, outlet = 1, fracture = 1, matrix = 2:
```

```
2325*2
```

```
*MOD
```

```

1      1:31    1 = 1
75     1:31    1 = 1
2:25   22      1 = 1
27:74  10      1 = 1
26     1:31    1 = 1

```

```

*****
**
**          *INITIAL
**
*****

*INITIAL
*USER_INPUT
**Pressure in kPa
**Experiments at 90 bar (9000 kPa)
*PRES *CON 9000
*PB *CON 0

**Initial saturation
**Matrix: Soi=0.66, Swi=0.34
**Inlet: Soi=0, Swi=1
**Fractures and outlet: Soi=1, Swi=0
*SO *ALL
2325*0.66
*MOD
1      1:31    1 = 0
75     1:31    1 = 1
2:25   22      1 = 1
27:74  10      1 = 1
26     1:31    1 = 1

*NUMERICAL
*NCUTS 100
*NORTH 100
*ITERMAX 100
*CONVERGE *MAXRES 0.001

*****
**
**          *RUN
**
*****

*RUN
*DATE 2013 5 23

**Define wells
**Injection rate (two wells): 12 ml/h = 0.2 ccm/min
**Injector = Inlet
**Producer = Outlet

*WELL 'INJECTOR1'
*INJECTOR *MOBWEIGHT 'INJECTOR1'
*INCOMP *WATER
*OPERATE *MAX *STW 0.1 *CONT

**All wells have the same geometry
**          rad geofac wfrac skin
** -----
*GEOMETRY *K 0.001 0.24 1 0

```



```

*PERF *GEO 'INJECTOR1'
** if jf kf ff
** -----
  1 6 1:1 1

*WELL 'INJECTOR2'
*INJECTOR *MOBWEIGHT 'INJECTOR2'
*INCOMP *WATER
*OPERATE *MAX *STW 0.1 *CONT

*PERF *GEO 'INJECTOR2'
** if jf kf ff
** -----
  1 26 1:1 1

*WELL 'PRODUCER1'
*PRODUCER 'PRODUCER1'
*OPERATE *MIN *BHP 8990 *CONT

*PERF *GEO 'PRODUCER1'
** if jf kf ff
** -----
  75 6 1:1 1

*WELL 'PRODUCER2'
*PRODUCER 'PRODUCER2'
*OPERATE *MIN *BHP 8990 *CONT

*PERF *GEO 'PRODUCER2'
** if jf kf ff
** -----
  75 26 1:1 1

*OPEN 'INJECTOR1'
*OPEN 'INJECTOR2'
*OPEN 'PRODUCER1'
*OPEN 'PRODUCER2'

TIME 60
TIME 120
TIME 180
TIME 240
TIME 300
TIME 360
** ...
** ...
** ...
TIME 6900
TIME 6960
TIME 7020
TIME 7080
TIME 7140
TIME 7200
*STOP

```