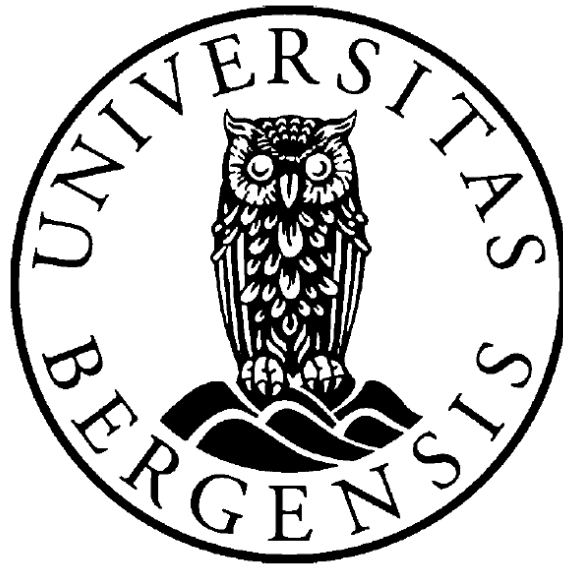


CO₂ injeksjon for økt oljeutvinning i kalk



Masteroppgave i reservoar fysikk

Kamal N. Ahmed

Institutt for fysikk og teknologi

Universitetet i Bergen

Juni 2013

Sammendrag

Denne masteroppgaven studerer CO₂ injeksjon for økt oljeutvinning i kalkstein, og hvordan parametere som sprekker, initielt vann og mobilitetskontroll påvirker oljeproduksjon.

Det ble gjennomført 15 eksperimenter med injeksjon av flytende CO₂ for økt oljeutvinning i standard kjerneprøver og større blokker for å studere effekten av systemstørrelse. For å kunne utføre injeksjonstestene ble to eksperimentelle oppsett designet og bygget som en del av den eksperimentelle oppgaven. Alle CO₂ injeksjoner ble utført ved romtemperatur og et trykk på ca. 90 bar for å oppnå førstekontakts blandbarhet mellom injisert CO₂ og oljefasen.

Syv av kjerneprøvene og begge blokkene var oppsprukket for å skape enten en lukket eller åpen sprekk med en sprekkpermeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabilitet slik at det ble mulig å studere effekten av sprekk på oljeutvinning i sterkt vannvåte kjerneprøver av kalk.

Resultatene, som er basert på materialbalanse og målt differensialtrykk, viser at utvinningsgraden for de sterkt vannvåte kjerneprøvene, som ble flømmet med flytende CO₂, er generelt høy, og ligger i intervallet 72-100 % av OOIP.

Utvinningsgraden er sterkt avhengig av totalpermeabilitet, der kjerneprøver med lavest totalpermeabilitet gir høyest utvinningsgrad (100 % av OOIP). Dette kommer godt frem i den klare forskjellen mellom utvinningsgrad til helkjerner og oppsprukne kjerner der utvinningsgraden til helkjerner ligger i intervallet 99-100 % av OOIP, mens utvinningsgraden til oppsprukne kjerneprøver ligger i intervallet 72-95 % av OOIP.

Resultatene viser også at diffusjon, som en utvinningsmekanisme, er større i oppsprukne kjerneprøver sammenlignet med helkjerner grunnet kortere diffusjonslengde i oppsprukne kjerneprøver, men siden diffusjon er en langsom og tidskrevende utvinningsmekanisme i forhold til viskøse krefter, er utvinningsgraden for de oppsprukne kjerneprøvene lavere enn utvinningsgraden for helkjerner.

Det ble også laget en numerisk modell ved hjelp av simuleringsprogrammet IMEX fra CMG for vannflømming av kalkkjerner. Denne modellen kan brukes for å studere effekten av ulike parametere som sprekk, sprekkpermeabilitet, trykk, initiell vannmetning og fluidegenskaper.

Anerkjennelse

Først og fremst vil jeg takke mine veiledere Professor Arne Graue og førsteamanuensis Martin Fernø for god veiledning i forbindelse med denne masteroppgaven.

Jeg vil også takke førsteamanuensis Geir Ersland og Dr. Åsmund Haugen for deres faglige råd og hjelp med eksperimentelt arbeid.

Spesielt takk til MSc Øyvind Eide for hans hjelp og veiledning i bruk av simuleringsprogrammet CMG IMEX.

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

Takk til Professor Sebastian Geiger og MSc Simeon Agada ved “Heriot-Watt University”, Edinburgh, UK, for deres veiledning ved oppholdet på “Heriot-Watt University”.

Takk til de ansatte på det mekaniske verkstedet ved Institutt for fysikk og teknologi for deres hjelp i laging av komponenter til de eksperimentelle oppsettene.

Takk til Inez Luiza Buzdugan for hennes tekniske hjelp på laboratoriet.

Jeg vil også takke alle mine medstudenter, særlig min medarbeider på laboratoriet Ary N. Ahmed.

Takk til familie for støtte og motivasjon gjennom studietiden.

Bergen, mai 2013

Kamal N. Ahmed

Innholdsfortegnelse

Sammendrag.....	3
Anerkjennelse.....	5
Innholdsfortegnelse.....	7
Introduksjon.....	11
Del 1 – Teori.....	13
1 Grunnleggende reservoar fysikk.....	13
1.1 Porøsitet.....	13
1.2 Metning.....	14
1.3 Permeabilitet.....	15
1.3.1 Absolutt permeabilitet.....	15
1.3.2 Relativ permeabilitet.....	16
1.4 Blandbarhet.....	18
1.5 Fukt.....	19
1.6 Kapillartrykk.....	24
1.6.1 Mobilitet.....	31
2 Utvinningsmetoder.....	33
2.1 Primære utvinningsmetoder.....	33
2.2 Sekundære utvinningsmetoder.....	34
2.3 Tertiære utvinningsmetoder.....	35
3 Karbondioksid, CO ₂	37
3.1 Fysiske egenskaper til CO ₂	37
3.2 Gass blandbarhet og minimum blandbarhetstrykk (MMP).....	40
3.3 CO ₂ -flømming.....	42
3.4 Fordeler og ulemper ved CO ₂ -injeksjon.....	43
3.5 Dispersjon.....	44
3.5.1 Diffusjon.....	44

3.5.2	Konveksjon.....	45
3.6	CO ₂ og n-dekan	45
4	Surfaktant	47
5	Skum.....	52
5.1	Definisjon av skum.....	52
5.2	Skumgenerering i porøse medier	55
5.2.1	Snap-off mekanisme.....	55
5.2.2	Leave-behind mekanisme.....	56
5.2.3	Lammedeling «lamella division»	56
5.2.4	Gass utvikling «Gas evolution»	57
5.3	Skummobilitet og tilsynelatende viskositet.....	58
5.4	Skumkvalitetsregimer	59
5.5	Skumstabilitet	61
5.6	Skum for EOR	64
5.7	Anvendelse av skum i feltforsøk	65
Del 2-	Eksperimentelle prosedyrer.....	68
6	Eksperimentelle prosedyrer.....	68
6.1	Fluider.....	68
6.2	Kjernemateriale	69
6.3	Måling av porøsitet.....	69
6.4	Måling av absolutt permeabilitet	72
6.5	Primær drenering	74
6.6	Oppsett for flytende CO ₂ eksperimenter utført på kjerneprøver	75
6.7	Oppsprekking og klargjøring av kjerneprøver og blokker	78
6.8	Forberedende arbeid før hvert eksperiment.....	84
Del 3-	Resultater og diskusjon	86
7	Resultater.....	86

7.1	Resultater fra standard kjerneanalyse	86
7.2	Beregning av minimum blandbarhetsstrykk for CO ₂ og n-dekan	87
7.3	Relevante eksperimenter av tidligere masterstudenter	88
7.4	Baseline eksperimenter i kjerneprøver	92
7.4.1	Baseline eksperimenter i kjerneprøver uten sprekk	92
7.4.2	Baseline eksperimenter i kjerneprøver med sprekk	95
7.4.3	Oppsummering av baseline eksperimenter i kjerneprøver	99
7.5	Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver	99
7.5.1	Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver uten sprekk	99
7.5.2	Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver med lukket sprekk	103
7.5.3	Sekundær flytende CO ₂ -flømming av kjerneprøver med åpen sprekk	106
7.5.4	Oppsummering av sekundær flytende CO ₂ flømming av kjerneprøver	111
7.6	Sekundær CO ₂ -skum flømming av kjerneprøver	112
7.7	CO ₂ -flømming av blokker	118
8	Diskusjon.....	122
8.1	Sekundær flytende CO ₂ -injeksjon i kalk	122
8.2	Effekt av sprekk på oljeutvinning.....	126
8.3	Effekt av initiell vannmetning på oljeutvinning	129
8.4	Effekt av sprekkpermeabilitet på oljeutvinning.....	130
8.5	Oppskalering av eksperimenter og dets effekt på oljeutvinning	132
8.6	Sammenligning av flytende CO ₂ med superkritisk CO ₂	133
8.7	Sammenligning av CO ₂ -flømming i blokker.....	136
8.8	Sammenligning av sekundær CO ₂ med sekundær CO ₂ -skum flømming	138
8.9	Numerisk simulering for vannflømming av kjerneprøver	141
Del 4-	Konklusjon og videre arbeid	145
9	Konklusjon	145
10	Forslag til videre arbeid.....	146

11 Forkortelser og betegnelser	147
Referanser.....	150
Appendiks.....	158
Beregning av usikkerheter.....	158
Input fil til numerisk modell for vannflømming av kjerneprøver	161

Introduksjon

Hydrokarboner fra et reservoar kan produseres gjennom primære utvinningsmetoder, der drivmekanismen er trykkforskjell mellom reservoaret og produksjonsbrønner, eller sekundære utvinningsmetoder der fluider injiseres for å opprettholde trykket i reservoaret og fortrenge hydrokarboner mot produksjonsbrønner (Lake, 1989, Zolotukhin and Ursin, 2000, Skarestad and Skauge, 2011).

Injeksjon av vann eller gasser fører til økt oljeutvinning i forhold til primære utvinningsmetoder. Utvinningsgraden under vanninjeksjon i heterogene eller oppsprukne reservoarer avhenger sterkt av fuktpreferansen til matriksblokkene hvor oljen er lagret. Generelt kan man si at vanninjeksjon i vannvåte oppsprukne reservoarer gir høyere utvinning sammenlignet med oljevåte reservoarer (Agbalaka et al., 2008, Austad et al., 2008, Haugen et al., 2010a).

Siden store olje reserver ligger i naturlig oppsprukne karbonatreservoarer, som er oljevåte, der vannflømming gir lite oljeutvinning (Haugen et al., 2008), er både sekundær og tertiær gassflømming av karbonatreservoarer et annet alternativ for økt oljeutvinning. I slike reservoarer vil injeksjon av gasser som CO₂, N₂ og hydrokarbongass lede til bedre mikroskopisk sveipeffektivitet og dermed lavere residuell oljemetning i forhold til vannflømming (Farajzadeh et al., 2012).

Blant de forskjellige injeksjonsgasser, brukes CO₂ som en effektiv injeksjonsgass for oljeutvinning verden over (Li et al., 2011a), f.eks. i USA har CO₂ flømming ledet til økt oljeutvinning på ca. 5 % av den totale oljeproduksjonen. På verdens basis har CO₂-flømming blitt både teknisk og økonomisk så attraktiv at CO₂ tilførsel, og ikke CO₂ pris, er den begrensende faktoren i anvendelse av CO₂ i økt oljeutvinning (Enick and Olsen, 2011).

Fordeler med CO₂ injeksjon sammenlignet med andre injeksjonsfluider er at CO₂ leder til svelling av reservoarolje, reduksjon av oljeviskositet, og reduksjon av overflatespenning mellom olje og CO₂ (Holm and Josendal, 1974, Li et al., 2011a), samt at minimum blandbarhetsstrykk (MMP) for CO₂ er lavere sammenlignet med andre injeksjonsgasser (Ali and Thomas, 1989), noe som gjør blandbar fortrenkning ved lavere reservoartrykk mulig.

Under CO₂-injeksjon i oppsprukne karbonatreservoarer, avhenger oljeutvinning av CO₂ transport fra sprekk til matriks. Derfor er molekylær diffusjon en svært viktig mekanisme i oljeproduksjon fra oppsprukne karbonatreservoarer (Darvish et al., 2006, Fjelde et al., 2008). Oljeutvinning som følge av molekylær diffusjon avhenger av diffusjonsrate, diffusjonslengde og kontakt tid mellom CO₂ og oljen (Grogan et al., 1988).

Den generelle ulempen for alle gasser er lav viskositet og følgelig høy mobilitet, noe som leder til gravitasjonssegregering og gass kanalisering gjennom reservoaret. Dette leder vanligvis til lav volumetrisk sveip (Skjæveland and Kleppe, 1992), særlig i heterogene reservoarer med høy permeabilitetskontrast f.eks. i naturlig oppsprukne karbonatreservoarer, vil lav-viskøse fluider, som gasser og superkritiske fluider, strømme hovedsakelig gjennom

sprekknettverket, og lede til tidlig gjennombrudd og lav makroskopisk sveipeffektivitet (Haugen et al., 2010b).

Reduksjon av effektiv sprekkpermeabilitet, ved å øke motstand mot strømning i sprekknettverket, kan endre fluidstrømningen slik at fluidet strømmer gjennom matriksen og fortrenger oljen som befinner seg i ikke-sveipte soner (Haugen et al., 2010b). Dette kan oppnås ved injeksjon av skum som forbedrer den volumetriske sveipeffektiviteten gjennom mobilitetskontroll og plugging av høypermeable lag eller soner (Rossen, 1996).

Skum har strømningsegenskaper som ligger et sted mellom strømningsegenskaper til væske og strømningsegenskaper til gass, siden skum består av både væske (surfaktantløsning) og gass (Skoreyko et al., 2012). Skum påvirker også strømmingsregimet ved at mobiliteten til injisert gass reduseres dramatisk samt at relativ permeabiliteten til injisert væske forblir undret (Skjæveland and Kleppe, 1992). En viktig egenskap ved bruk av skum for EOR i heterogene reservoarer er at skum genereres først i høypermeable soner, noe som avleder strømningen til lavpermeable soner. Dessuten vil skum strømme med lik hastighet i både høypermeable og lavpermeable soner, noe som er av stor betydning for oppsprukne reservoarbergarter der permeabilitetskontrasten er stor (Haugen et al., 2010b).

Denne masteroppgaven består av fire deler der del 1 inneholder relevant teori for forståelse av det eksperimentelle arbeidet som har blitt utført i forbindelse med denne masteroppgaven, mens del 2 beskriver det eksperimentelle prosedyrene som ble fulgt for gjennomføring av CO₂ og CO₂-skum eksperimenter. Del 3 består av kapitlene 7 og 8, der oppnådde resultater fra de utførte eksperimentene blir presentert i kapittel 7, mens diskusjon av resultater fra de utførte eksperimentene blir presentert i kapittel 8. Del 4 inneholder to kapitler, der kapittel 9 oppsummerer det som kan konkluderes ut fra de oppnådde resultatene og en analyse av disse. Til slutt handler kapittel 10 om forslag for videre arbeid.

Del 1 – Teori

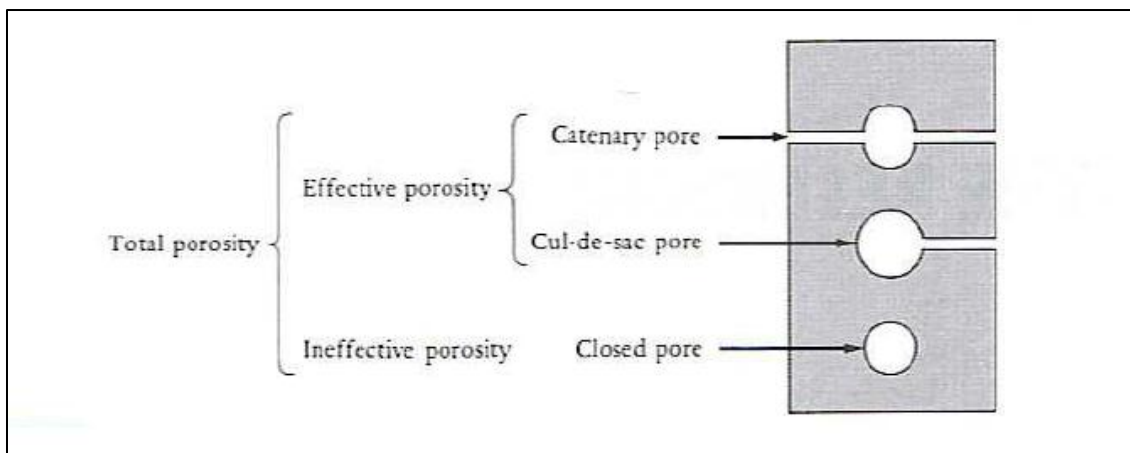
1 Grunnleggende reservoar fysikk

1.1 Porøsitet

Porøsitet er en viktig parameter i evaluering av hydrokarbonholdige porøse medier (Bodwadkar and Reis, 1993) der et porøst medium består av mineralkorn, kalt matriksen, og hulrommet mellom mineralkornene, kalt porer (Pettersen, 1990).

Porene i det porøse mediet kan deles i tre hovedtyper (Figur 1.1) som omfatter Catenary (åpne) porer, Cul-de-sac porer og lukkede porer. Åpne porer omfatter porer som er forbundet med andre porer gjennom to eller flere porekanaler, mens Cul-de-sac porer består av porer som er forbundet med andre porer gjennom kun en porekanal og har blind ende. Lukkede porer omfatter porer som har ingen forbindelse med andre porer dvs. de er isolerte fra porennettverket (Selley, 1998).

Den totale porøsiteten (absolutt porøsitet) består av det totale volumet til porene uavhengig av om de er sammenhengende eller isolerte, mens effektiv porøsitet omfatter kun volumet til sammenhengende porer og porekanaler som består av åpne porer og Cul-de-sac porer (Selley, 1998).



Figur 1.1: Skjematisk illustrasjon av de tre hoved poretypene i et porøst medium (Selley, 1998).

Absolutt porøsitet er definert som forholdet mellom volumet til hulrommet blant mineralkornene og det totale volumet til porøse mediet og kan uttrykkes ved:

$$\phi_a = \frac{V_b - V_m}{V_b} = \frac{V_{pa}}{V_b} \quad (1.1.1)$$

Der ϕ_a er absolutt porøsitet, V_b er totalt volum (bulk volum) til det porøse mediet, V_m er volumet til matriksen og V_{pa} er absolutt porevolumet til det porøse mediet (Tiab and Donaldson, 2012).

Total volum (bulkvolum), V_b , til det porøse mediet kan beregnes geometrisk, f.eks. bulkvolumet til sylindriske kjerneprøver, $V_{b,kjerne}$, og bulkvolumet til blokker, $V_{b,blokk}$, kan beregnes ved hjelp av ligningene (1.1.2) og (1.1.3):

$$V_{b,kjerne} = L \cdot B \cdot H \quad (1.1.2)$$

$$V_{b,blokk} = \pi \cdot \left(\frac{D}{4}\right)^2 \cdot L \quad (1.1.3)$$

Der L er lengden for sylindriske kjerneprøver og blokker, D er diameteren til sylindriske kjerneprøver, B er bredden og H er høyden til blokker.

Effektiv porøsitet, \emptyset , er forholdet mellom totalt volum til sammenhengende porer, V_p , og totalt volum til det porøse mediet, V_b , (Zolotukhin and Ursin, 2000) og kan uttrykkes ved:

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

Porøsiteten til porøse medier hovedsakelig avhenger av formen til mineralkornene, deres størrelse, sortering og pakking. Diagenetiske prosesser som kompaksjon, oppløsning, sementering og oppsprekking kan også påvirke porøsiteten til sedimentære bergarter (Selley, 1998).

For måling av effektiv porøsitet bruker vi metningsmetoden som går ut på å måle massen til prøven før og etter metning med et metningsfluid (vanligvis saltvann) og deretter regne ut masse differansen til prøven for å beregne fluidvolumet som tilsvarer porevolumet, V_p , av prøven når det antas 100 % metning. Porøsiteten kan da beregnes ved å bruke:

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

der $m_{tørr}$ er massen til prøven, m_{mettet} er massen til prøven mettet med et fluid og ρ_{fluid} er massetettheten til fluidet.

1.2 Metning

Porene i en reservoarbergart inneholder vanligvis flere fluider f.eks. vann, olje og gass, noe som gjør at hvert enkelt fluid okkuperer en fraksjonsdel av porevolumet til reservoarbergarten der porevolumet, V_p , kan representeres ved:

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

Der V_w er den delen av porevolumet som er okkupert av vann, V_o er den delen av porevolumet som er okkupert av olje og V_g er den delen av porevolumet som er okkupert av gass.

Ut fra ligning (1.2.1) kan vi definere metning, S_i , til fluid i som er forholdet mellom okkupert porevolum av fluid i og porevolumet.

$$S_i = \frac{V_i}{V_p}, i = 1, \dots, n \quad (1.2.2)$$

Der V_i er okkupert porevolum av fluid i og n representerer antall fluid i porene til reservoarbergarten (Zolotukhin and Ursin, 2000).

I flerfase systemer der vi har flere fluider i porene til reservoarbergarten, blir alltid summen av metningen til fluidene lik 1 (Pettersen, 1990), noe som gir:

$$\sum_{i=1}^n S_i = 1 \quad (1.2.3)$$

Fluidmetningen til forskjellige fluider i reservoaret er en dynamisk parameter som kan variere fra tid til tid som følge av produksjon (Zolotukhin and Ursin, 2000). Fluidmetningen i reservoaret kan også variere fra sted til sted som følge av massetetthetsforskjell, grenseflatespenning og fuktpreferanse (Tiab and Donaldson, 2012).

På laboratoriet kan metningen til hvert enkelt fluid ved en hver tid beregnes ved hjelp av materialbalanse ligningen, f.eks. oljemetning i en kjerneprøve ved en hver tid kan bregnes ved hjelp av ligningen nedenfor:

$$S_o = S_{oi} - \frac{V_{\text{produsert olje}}}{V_p} \quad (1.2.4)$$

Der S_{oi} er initiell oljemetning, og $V_{\text{produsert olje}}$ er produsert oljevolum fra kjerneprøven.

1.3 Permeabilitet

For at reservoarfluider kan strømme gjennom reservoarbergarten, må bergarten kunne la fluider strømme gjennom dens porennettverk. Evnen som en gitt reservoarbergart har for å la fluider strømme gjennom dens porennettverk kalles permeabilitet (Tiab and Donaldson, 2012).

Permeabiliteten kan være konstant overalt i reservoaret, noe som indikerer at bergarten er homogen. Den kan også være uavhengig av retning (skalar) når reservoarbergarten er isotrop.

I virkeligheten er permeabiliteten i et reservoar ikke alltid konstant og skalar, men den varierer både med posisjon og retning dvs. den er en tensor for inhomogene og anisotrope reservoarbergarter (Pettersen, 1990).

Permeabilitet deles i to kategorier som er absolutt permeabilitet og relativ permeabilitet.

1.3.1 Absolutt permeabilitet

Absolutt permeabilitet er evnen som en reservoarbergart har for å la ett fluid strømme gjennom dens porennettverk når reservoarbergarten er 100 % mettet med kun dette fluidet (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Absolutt permeabilitet er konstant og karakteristisk for en gitt reservoarbergart, og er uavhengig av fluid type (Zolotukhin and Ursin, 2000), men den er avhengig av den effektive porøsiteten til reservoarbergarten. Derfor er absolutt permeabilitet avhengig av formen til

mineralkornene, deres størrelse, sortering, pakking og diagenetiske prosesser (Tiab and Donaldson, 2012).

Ved å anvende Darcys lov, som er en empirisk lov, kan den absolutte permeabiliteten, K , til en kjerneprøve måles på laboratoriet. Darcys lov uttrykkes på følgende måte:

$$Q = \frac{K A (P_1 - P_2)}{\mu L} \quad (1.3.1.1)$$

Der Q er volumstrømmen, A er tverrsnittsarealet til kjerneprøven, $P_1 - P_2$ er trykkfallet over kjerneprøven, μ er viskositeten til injisert fluid og L er lengden av kjerneprøven (Selley, 1998).

Permeabiliteten til en gitt bergart kan bestemmes ved å måle trykkfallet og injeksjonsraten over en kjerneprøve som har kjente dimensjoner (lengde L og tverrsnittsareal A) når det injiseres et fluid med kjent viskositet (Ahmed, 2010).

Ligning (1.3.1.1) er gyldig for måling av absolutt permeabilitet når kjerneprøven er 100 % mettet med kun et inkompressibelt fluid. Strømmen over kjerneprøven må være horisontal slik at vi kan se bort fra gravitasjonskraften. Ligningen kan kun anvendes for stasjonær og laminær strøm der strømningshastigheten er i området cm/time. Ligningen antar også at det ikke er noen reaksjon mellom injisert fluid og det porøse mediet (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Permeabiliteten, K , i Darcys lov har enheten m^2 , noe som er stor og følgelig upraktisk å anvende i realiteten. Derfor brukes enheten Darcy (D) for måling av permeabilitet der en Darcy er definert som den permeabiliteten som gir en filtreringshastighet på 1 cm/s ved en trykkdifferanse $\Delta P/L = 1 \text{ atm/cm}$ for et fluid med viskositet 1 cP (Pettersen, 1990).

1.3.2 Relativ permeabilitet

I hydrokarbonreservoarer strømmer vanligvis flere ikke-blandbare fluider samtidig, noe som gjør at strømningsvevnen til hvert enkelt fluid blir redusert grunnet tilstedeværelse av andre fluider som okkuperer en fraksjon av porevolumet til bergarten. Dette leder til modifikasjon av Darcys lov i flerfase systemer ved å innføre effektiv permeabilitet isteden for absolutt permeabilitet.

På grunn av tilstedeværelse og vekselvirkning mellom fluidene som okkuperer samme strømningskanaler, blir permeabiliteten til hvert enkelt fluid lavere slik at summen av den effektive permeabiliteten til alle fasene alltid blir lavere enn den absolutte permeabiliteten (Honarpour and Mahmood, 1988)

Den effektive permeabiliteten til et gitt fluid er avhengig av dets metning, metningen til andre fluider, absolutt permeabilitet, fluid egenskaper f.eks. viskositet, reservoarbergartens egenskaper f.eks. fuktpreferanse, samt trykk og temperatur i reservoaret:

$$K_{ie} = f(K, P, T, S_1, S_2, \dots, S_n, \dots), i \in [1, n] \quad (1.3.2.1)$$

Der K_{ie} er den effektive permeabiliteten til fluid i , K er den absolutte permeabiliteten, P er reservoartrykket, T er reservoarstemperatur, S_1, S_2, \dots, S_n er metningen til fluid i og andre fluider i reservoaret og n er antall fasene (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Den effektive permeabiliteten til hvert enkelt fluid er sterkt avhengig av dets metning siden ved lav metning blir den effektive permeabiliteten til fluidet redusert og ved en kritisk metning blir den gitte fasen diskontinuerlig og følgelig immobil, og den effektive permeabiliteten til fluidet blir null (Honarpour and Mahmood, 1988).

I flerfase systemer blir permeabiliteten vanligvis uttrykt ved hjelp av relativ permeabilitet som, ved en gitt metning, er forholdet mellom effektiv permeabilitet og absolutt permeabilitet. For et system bestående av tre faser, vann, olje og gass kan den relative permeabiliteten henholdsvis uttrykkes ved:

$$k_{rw} = \frac{K_w}{K} \quad (1.3.2.2)$$

$$k_{ro} = \frac{K_o}{K} \quad (1.3.2.3)$$

$$k_{rg} = \frac{K_g}{K} \quad (1.3.2.4)$$

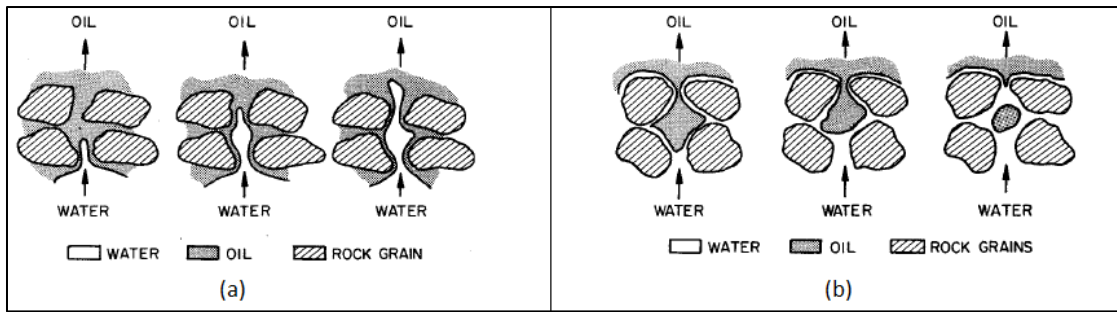
Der K_w er den effektive permeabiliteten til vann, K_o er den effektive permeabiliteten til olje og K_g er den effektive permeabiliteten til gass. k_{rw} er den relative permeabiliteten til vann, k_{ro} er den relative permeabiliteten til olje og k_{rg} er den relative permeabiliteten til gass (Ahmed, 2010).

Fuktpreferanse påvirker relativ permeabilitet siden den bestemmer posisjonen av fluidene i porennettverket, strømmingen og fordeling av fluidene i porøse medier.

Relativ permeabiliteten til et fluid ved en gitt metning er høyere når fluidet er den ikke-fuktende fasen sammenlignet med relativ permeabilitet til samme fluid ved samme metning når fluidet er den fuktende fasen. Dette kan forklares ved at den fuktende fasen strømmer på overflaten til de største porene, og gjennom de minste porene som har mindre permeabilitet, mens den ikke fuktende fasen vanligvis strømmer gjennom de største porene.

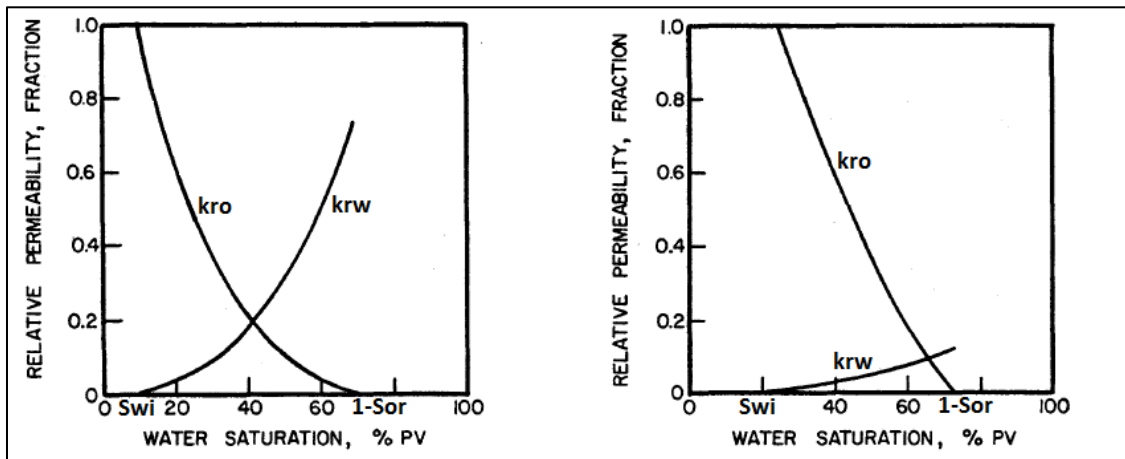
Ved lave metninger vil den ikke fuktende fasen eksistere som isolerte dråper i porene og blokkerer dermed porehalsene, noe som hindrer fri strømming av den fuktende fasen og leder til lavere effektiv permeabilitet til den fuktende fasen.

For lave metninger av den fuktende fasen vil effektiv permeabilitet til den ikke-fuktende fasen være høy siden den ikke-fuktende fasen strømmer i senter av porene (Anderson, 1987b).



Figur 1.2: Strømningssegenskaper til vann og olje i a) oljevått mediet, b) vannvått mediet (Anderson, 1987b).

Figuren nedenfor (Figur 1.3) er et eksempel på relativ permeabilitet til den fuktende fasen (vann) og den ikke-fuktende fasen (olje) i både vannvåte og oljevåte medier.



Figur 1.3: Effekt av fukt på relativ permeabilitet til vann og olje. Til venstre et oljevått mediet, til høyre et vannvått mediet, modifisert fra (Anderson, 1987b).

1.4 Blandbarhet

I et typisk hydrokarbonreservoar finnes det vanligvis flere fluider, for eksempel vann, olje og/eller gass. Molekylene i hvert fluid tiltrekkes og tiltrekkes av både molekyler av samme fluid og molekyler av andre fluider som et resultat av elektrostatiske krefter som virker mellom molekylene. De elektrostatiske kreftene som virker mellom molekyler i et fluid kalles for kohesive krefter (intrafluide krefter). Kohesive krefter virker også mellom molekyler av ulike fluider (interfluide krefter). Det er disse kreftene som holder molekylene i et fluid sammen, og i noen tilfeller leder til blanding av fluider.

Når to fluider kommer i kontakt med hverandre, vil summen av de intrafluide og interfluide kreftene bestemme om fluidene er blandbare eller ikke. Dersom interfluide krefter er sterkere enn intrafluide krefter, vil molekylene i hvert fluid tiltrekkes og tiltrekkes mest av molekyler til det andre fluidet slik at grenseflaten mellom fluidene opphører, noe som leder til enten at fluidene blandes langsomt på grunn av diffusjon eller at fluidene oppløses og danner et nytt fluid som følge av kjemisk reaksjon mellom fluidene (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Grenseflatespenningen, σ , er en viktig parameter i flerfase strømming siden den bidrar til å gi oversikt over fluidfordeling og strømming av fluider i hydrokarbonreservoarer, noe som er viktig for hydrokarbonutvinning (Luo and Chen, 2001). Grenseflatespenning er en såkalt to-fluid fysisk parameter som representerer arbeidet (energien) som kreves for å holde to fluider adskilte ved likevekt. Grenseflatespenningen som virker mellom grenseflaten til to fluider som er i kontakt med hverandre bestemmer om fluidene er blandbare eller ikke (Zolotukhin and Ursin, 2000). Blandbarhet defineres som evnen som to eller flere fluider har til å danne en homogen fase der det ikke er noe grenseflate mellom fluidene ved alle blandingsforhold (Holm, 1986b, Holm, 1987).

Når grenseflatespenningen mellom fluidene er negativ, vil grenseflaten mellom fluidene opphøre, noe som leder til oppløsning av fluidene og dannelse av en homogen fase. For en grenseflatespenning som er tilnærmet lik null, vil diffusjon lede til blanding av fluidene. Når grenseflatespenningen mellom fluidene er positiv, vil fluidene være ikke-blandbare der hvert fluid prøver å minimere sitt kontaktareal med det andre fluidet (Zolotukhin and Ursin, 2000).

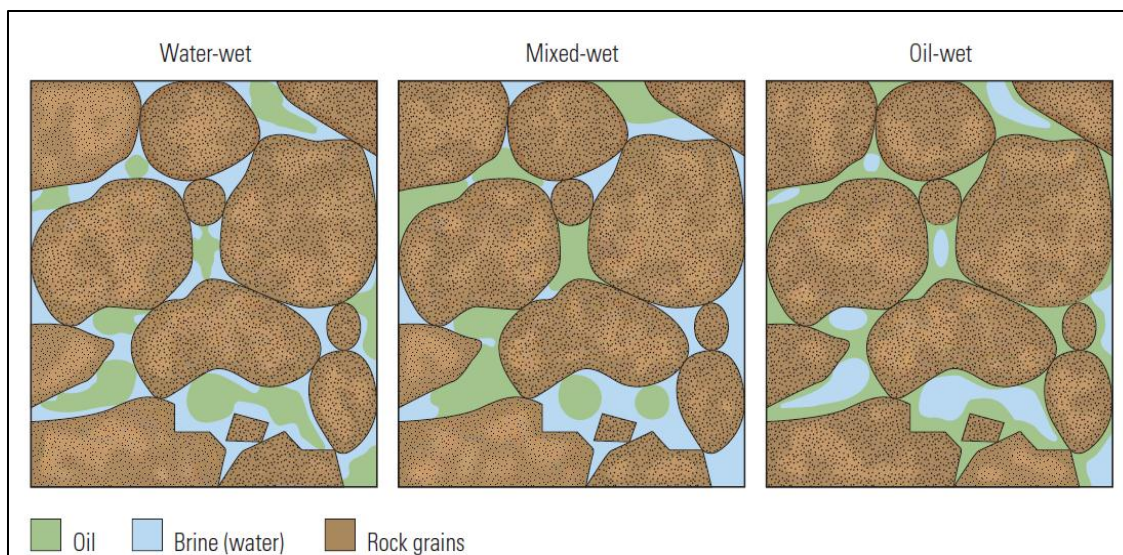
1.5 Fukt

Fukt er en viktig reservoarparameter siden den påvirker produksjon og utvinning av fluider i reservoarer der reservoaret inneholder flere fluider samtidig (Abdallah et al., 2007). I petrofysisk sammenheng er fukt definert som tendensen som et fluid har til å spre seg over eller adhere til en solid overflate i tilstedeværelse av andre ikke-blandbare fluider (Chabert et al.).

Fuktpreferanse påvirker kapillartrykk, relativ permeabilitet, mikroskopisk fordeling av fluider i porene, vannflømmingsegenskaper, ikke reduserbar vannmetning, residuell oljemetning, elektrostatiske egenskaper og NMR relaksasjons atferd (Anderson, 1986b, Fernø et al., 2010b).

I et porøst medium bestående av bergart, olje og vann vil systemet være vannvått når vannet okkuperer de minste porene og er i kontakt med overflaten til bergarten i de største porene. Derimot vil systemet være oljevått når oljen okkuperer de minste porene og er i kontakt med overflaten til bergarten i de største porene, mens bergarten vil være nøytralfuktet når den hverken har preferanse for olje eller vann (Figur 1.4) (Anderson, 1986b).

Reservoarbergarter kan også ha blandet fuktpreferanse (Figur 1.4) der porene i reservoarbergarten har inhomogen fuktpreferanse grunnet forskjellige overflatemineraler med forskjellige kjemiske egenskaper leder til forskjellige adsorpsjons egenskaper (Anderson, 1986). Blandet fuktpreferanse deles i tre kategorier bestående av «fractionally wet» (FW) der fuktpreferansen er tilfeldig fordelt og oljevåte porer ikke er korrelerte til porestørrelse, «mixed-wet small pores» (MWS) der de minste porene er oljevåte og «mixed-wet large pores» (MWL) der de største porene er oljevåte (Skarestad and Skauge, 2011).



Figur 1.4: Fuktpreferansen til forskjellige reservoarbergarter, til venstre en vannvåt reservoarbergart, i midten en reservoarbergart med blandet fuktpreferanse, til høyre en oljevåt reservoarbergart (Abdallah et al., 2007).

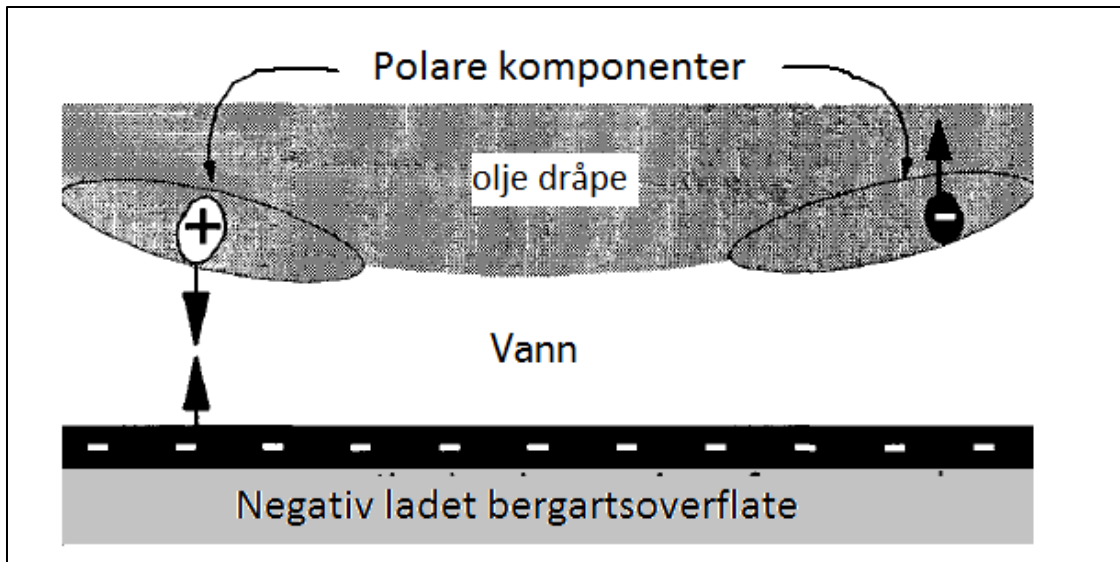
Det er også viktig å merke at fuktpreferanse er karakteristisk for en spesifikk bergart og kan ikke relateres til fluider som er i kontakt med bergarten ved et gitt tidspunkt (Anderson, 1986b).

Sedimentære avsetninger som ikke har blitt eksponert til råolje er vanligvis sterkt vannvåte (Anderson, 1986b). De fleste reservoarer er vannvåte før at reservoarbergarten har vært i kontakt med råolje dvs. før primær migrasjon av råolje til reservoaret (Abdallah et al., 2007).

Råolje inneholder overflate aktive komponenter med høy molekyl vekt som har polare funksjonelle grupper med positive og/eller negative ladninger på grenseflaten mellom råoljen og formasjonsvannet, se Figur 1.5. (Buckley et al., 1997). Disse polare komponentene i råoljen kan forandre fuktpreferansen til bergarten, f.eks. asfalten som er en polar komponent kan adsorberes på bergartens overflate og forandre reservoarets original fuktpreferanse (Al-Maamari and Buckley, 2003). De polare komponentene blir først adsorbent i formasjonsvannet og destabiliserer vannfilmen som dekker overflaten til bergarten og deretter blir disse komponentene adsorbent av bergartens overflate og fører til forandring av bergartens fuktpreferanse (Buckley et al., 1997).

I tillegg til komposisjonen av råolje, kan bergartens sammensetning være en annen faktor som påvirker fuktpreferansen til en bestemt bergart f.eks. overflaten til silikatbergarter blir negativt ladet ved pH-verdier over 2,0 og dermed positiv ladede ioner kan bli adsorbent på overflaten, mens overflaten til karbonatbergarter kan bli positiv ladet ved pH-verdier under 9,5 og dermed negativ ladede ioner kan bli adsorbent på overflaten (Abdallah et al., 2007).

Andre faktorer som kan påvirke fuktpreferansen til en reservoarbergart er metningshistorie, vannmetningen, vann sammensetning, grovheten til porene og porennettverket (Graue et al., 1999).



Figur 1.5: Forandring av bergartens fuktpreferanse ved adsorpsjon av polare komponenter i reservoarolje på bergartsoverflate, modifisert fra (Buckley et al., 1997).

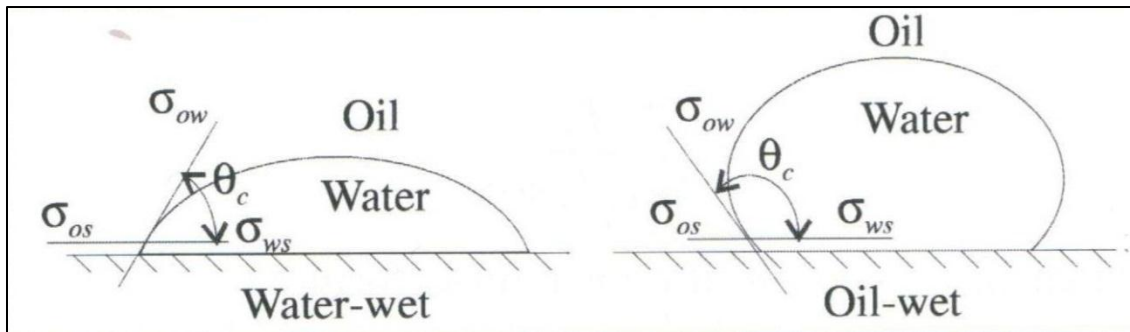
Det finnes flere kvantitative og kvalitative metoder for måling av fukt til en reservoarbergart. De tre utbredte kvantitative metodene for måling av fukt er kontaktvinkel metoden, Amott-Harvey metoden og «United States Bureau of Mines» (USBM) metoden.

I kjerneanalyse måler kontaktvinkel metoden fukten til en spesifikk overflate, mens Amott-Harvey og USBM metoden måler den gjennomsnittlige fukten til kjerneprøven (Anderson, 1986a).

Kontaktvinkel metoden går ut på å måle kontaktvinkelen, θ_c , mellom to fluider som er i kontakt med en solid overflate. I et vann, olje og solid system vil en vanddråpe som kommer i kontakt med en solid overflate som er nedsunket i olje, danne en kontaktvinkel i intervallet $0^\circ - 180^\circ$ der grenseflatespenningen mellom olje og vann, σ_{ow} , olje og den solide overflaten, σ_{os} , og vann og den solide overflaten, σ_{ws} , kan uttrykkes ved Youngs ligning (Anderson, 1986a):

$$\sigma_{ow} \cos \theta_c = \sigma_{os} - \sigma_{ws} \quad (1.5.1)$$

Kontaktvinkelen måles gjennom det fluidet som har størst massetetthet, dersom kontaktvinkelen er mindre enn 90° , er fluidet med størst tetthet den fuktende fasen, mens en kontaktvinkel større enn 90° indikerer at fluidet med minst tetthet er den fuktende fasen, for vann og olje måles kontaktvinkelen gjennom vannet, se Figur 1.6 (Zolotukhin and Ursin, 2000).



Figur 1.6: Kontaktvinkel for vann/olje/solid system, til venstre et vannvått medium og til høyre et oljevått medium (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Amott metoden går ut på å måle den gjennomsnittlige fukten til en kjerneprøve ved å kombinere spontan- og tvungen imbibisjon. Metoden er basert på at det fuktende fluidet vil spontant imbibere inn i kjerneprøven og fortrenge det ikke fuktende fluidet (Anderson, 1986a).

Først blir kjerneprøven nedsenket i olje og vannvolumet som blir fortrent ved spontan imbibisjon av oljen måles. Deretter blir kjerneprøven sentrifugert i olje til ikke-reduserbar vannmetning. Ved dette tidspunktet måles totalt fortrent vannvolum, både ved spontan- og tvungen imbibisjon.

I andre omgang blir kjerneprøven nedsenket i vann og fortrent oljevolum ved spontan vann imbibisjon blir målt, og deretter blir kjerneprøven sentrifugert i vann til residuell oljemetning. Og det totale oljevolumet blir målt (Anderson, 1986a).

«Displacement-by-oil ratio», δ_o , er forholdet mellom vannvolum fortrent spontant av olje, V_{wsp} , og total vannvolum fortrent ved spontan- og tvungen olje imbibisjon, V_{wt} :

$$\delta_o = \frac{V_{wsp}}{V_{wt}} \quad (1.5.2)$$

«Displacement-by-water ratio», δ_w , er forholdet mellom oljevolum som blir fortrent spontant av vann, V_{osp} , og total oljevolum fortrent ved spontan- og tvungen imbibisjon, V_{ot} (Anderson, 1986a, Hsu et al., 1992):

$$\delta_w = \frac{V_{osp}}{V_{ot}} \quad (1.5.3)$$

Amott-Harvey metoden som er en modifikasjon av Amott metoden måler fukten til en kjerneprøve ved å sentrifugere kjerneprøven først i vann og deretter i olje og så beregne «displacement-by-water ratio», δ_w , og «displacement-by-oil ratio», δ_o , og bruker Amott-Harvey relativ fortrenings indeks, I , (Anderson, 1986a):

$$I = \delta_w - \delta_o = \frac{V_{osp}}{V_{ot}} - \frac{V_{wsp}}{V_{wt}} \quad (1.5.4)$$

Amott-Harvey relativ fortrenings indeks, I , tar verdier fra -1 til +1 der ligger nøytral eller blandet fukt i intervallet (-0,1, +0,1), delvis vannvått i intervallet (+0,1, +0,3), vannvått i

intervallet (+0,3, +1), delvis oljevått i intervallet (-0,1, -0,3) og oljevått i intervallet (-0,3, -1) (Okasha et al., 2003).

Svakheten ved Amott metoden eller Amott-Harvey metoden er at den ikke er sensitiv nær nøytral fukt dvs. for $I \sim 0$ siden metoden er basert på spontan imbibisjon av den fuktende fasen. Derfor er denne metoden best å anvende for kjerneprøver som enten er vannvåte eller oljevåte (Anderson, 1986a).

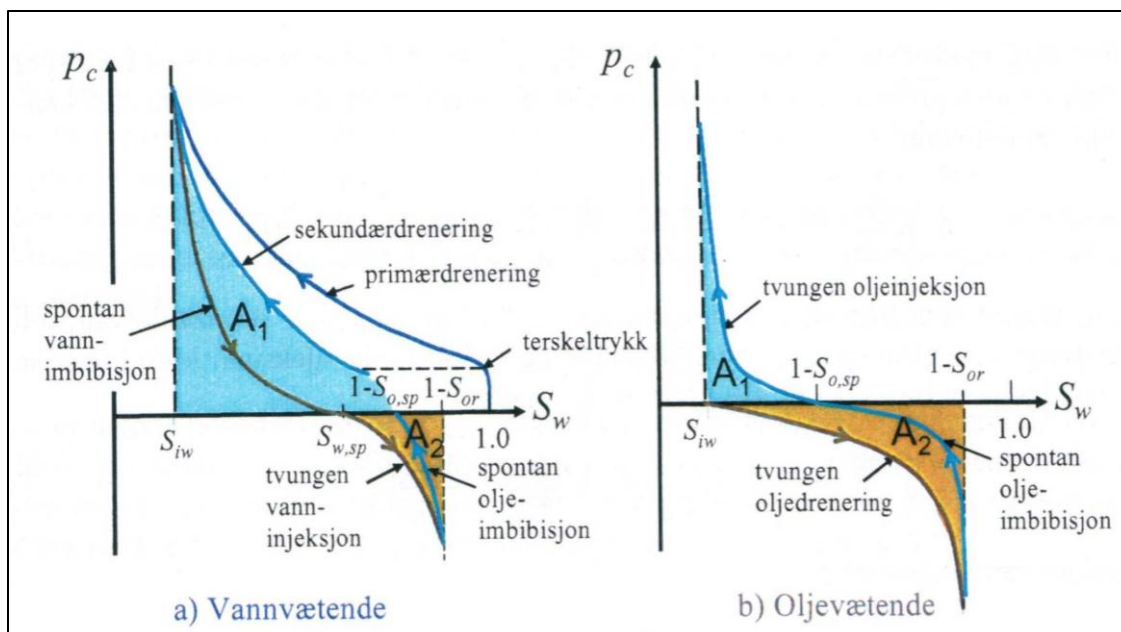
USBM metoden er en kvantitativ metode for måling av den gjennomsnittlige fukten i små kjerneprøver. Måling av fukt med denne metoden går relativt raskt og metoden er sensitiv nær nøytral fukt, noe som er en fordel i mange tilfeller, men denne metoden kan kun anvendes på små kjerneprøver siden sentrifuge blir brukt for å oppnå kapillartrykkskurver (Anderson, 1986a).

Denne metoden er basert på sammenligning av arbeidet som et fluid trenger for å fortrenge et annet fluid i en kjerneprøve. Arbeidet som kreves for at et ikke-fuktende fluid å bli fortrent av et fuktende fluid er mindre enn det som kreves i motsatt tilfelle der det ikke-fuktende fluidet fortrenge det fuktende fluidet. Arbeidet som kreves er proporsjonalt med arealet under kapillartrykkskurvene for sekundærdrenering og tvungen vanninjeksjon, se Figur 1.7 (Anderson, 1986a, Okasha et al., 2007). USBM metoden bruker forholdet mellom arealene under de to kapillartrykkskurvene for å beregne USBM fukt indeksen, I_{USBM} , som er (Anderson, 1986a, Hsu et al., 1992):

$$I_{USBM} = \log\left(\frac{A_1}{A_2}\right) \quad (1.5.5)$$

Der A_1 er arealet under sekundærdreneringskurven og A_2 er arealet under tvungen vanninjeksjonskurven.

Når $I_{USBM} > 0$ er kjerneprøven vannvått, $I_{USBM} < 0$ er kjerneprøven oljevått og $I_{USBM} \sim 0$ er kjerneprøven nøytral fuktet. Jo større positiv verdi I_{USBM} har, desto vannvattere er kjerneprøven (Anderson, 1986a).



Figur 1.7: Kapillartrykkskurver versus vannmetning for bestemmelse av USBM indeksen a) for et vannvåt medium. b) for et oljevåt medium, hentet fra (Lien, 2011).

1.6 Kapillartrykk

Når to ikke-blandbare fluider kommer i kontakt med hverandre vil det virke krefter mellom fluidene og disse kreftene vil forme grenseflaten mellom fluidene når de er i likevekt. Et eksempel på dette har vi når vi setter et kapillarrør i vann og observerer at vannet stiger opp i kapillarrøret på grunn av at vann har større tendens til å klebe seg til glasset enn luft har (Pettersen, 1990). Hvis fluidene i kapillarrøret består av vann (fuktende) og olje (ikke-fuktende) vil vannet stige i røret og fortrenger oljen inntil likevekt (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Kapillartrykk, P_c , kan defineres som den molekylære trykkdifferansen på tvers av grenseflaten mellom to fluider, et fuktende og et ikke-fuktende, der trykkdifferansen er et resultat av kohesive og adhesive krefter som virker mellom de to fluidene (Zolotukhin and Ursin, 2000). Kapillartrykket, P_c , mellom et ikke-fuktende og et fuktende fluid kan defineres ved (Chen and Balcom, 2005):

$$P_c = P_{\text{ikke-fuktende}} - P_{\text{fuktende}} \quad (1.6.1)$$

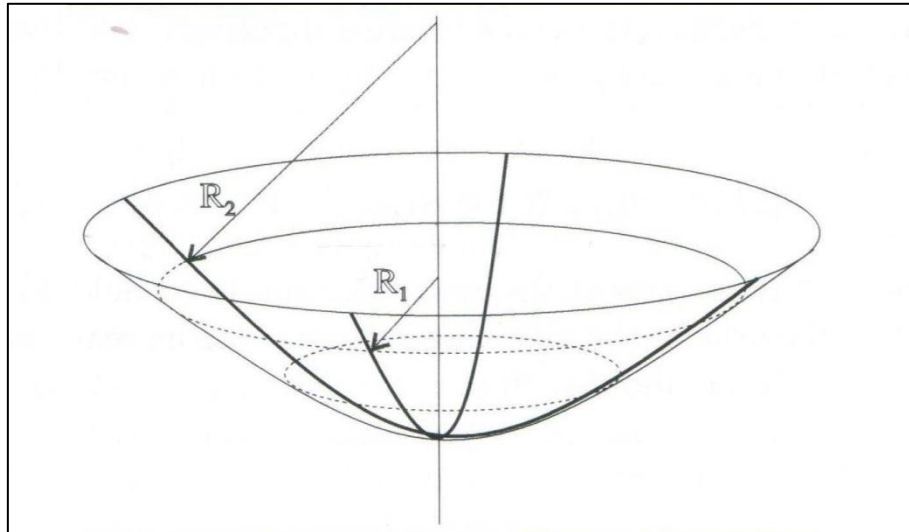
Der $P_{\text{ikke-fuktende}}$ er trykket i det ikke-fuktende fluidet og P_{fuktende} er trykket i det fuktende fluidet.

Grenseflaten mellom to ikke-blandbare fluider i et kapillarrør er krummet i form av en menisk der krumningen av menisken kan uttrykkes ved hjelp av to radier R_1 og R_2 , se Figur 1.8. Grunnen til krumning av menisken er trykkdifferansen mellom fluidene der grenseflaten alltid er konveks mot det fuktende fluidet siden dette fluidet har større indre trykk i forhold til det

ikke-fuktende fluidet. Forholdet mellom kapillartrykk og krumning til menisken kan uttrykkes ved hjelp av Laplace ligningen (Zolotukhin and Ursin, 2000):

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

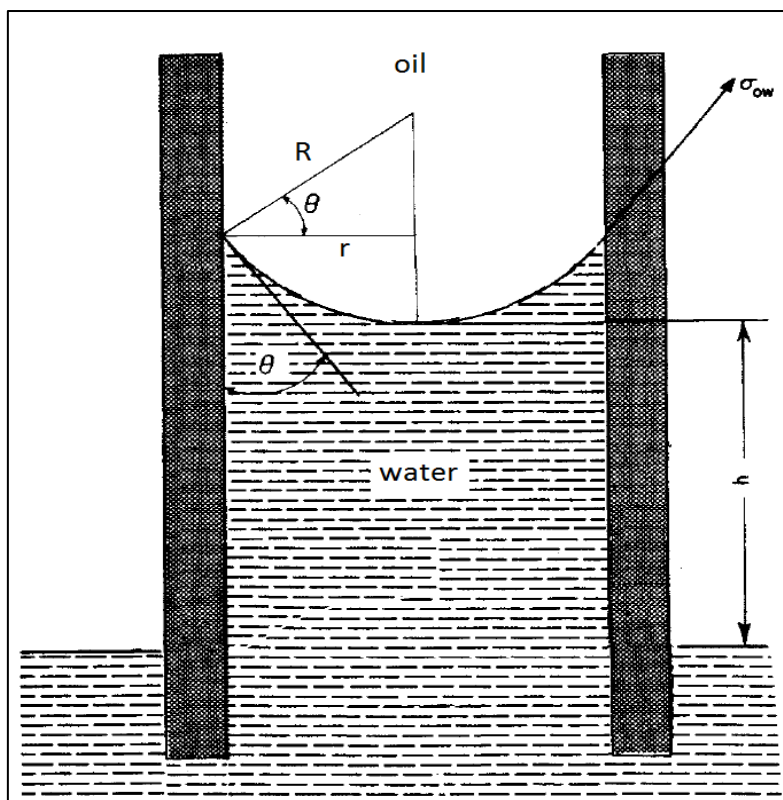
Der σ er grenseflatespenningen i grenseflaten mellom to ikke-blandbare fluider og R_1 og R_2 er krumningsradiene.



Figur 1.8: Grenseflaten (menisken) mellom to ikke-blandbare fluider i et kapillarrør og krumningsradiene R_1 og R_2 (Zolotukhin and Ursin, 2000).

For en hemi-sfærisk menisk eller en sfærisk fluiddråpe med en radius lik kapillarrør radiusen (poreradiusen) kan vi sette $R_1 = R_2$ (Zolotukhin and Ursin, 2000) og siden krumningsradiene R_1 og R_2 er større enn kapillarrørradiusen (poreradiusen), r , følgende relasjon gjelder (Figur 1.9) (Anderson, 1987a):

$$\cos \theta = \frac{r}{R} \quad (1.6.3)$$



Figur 1.9: En illustrasjon av relasjonen mellom krumningsradius og kapillarrørradius (Anderson, 1987a).

En kombinasjon av ligningene 1.6.2 og 1.6.3 gir ligningen nedenfor (Chen and Balcom, 2005):

$$P_c = \frac{2 \sigma \cos \theta}{r} \quad (1.6.4)$$

Der r er kapillarrørradiusen eller poreradiusen (porehalsradiusen) og θ er kontaktvinkelen

Fra ligning 1.6.4 ser vi at kapillartrykket øker når kapillarrørradiusen minker, i reservoarsammenheng betyr dette at kapillartrykket øker med minkende poreradius. Kapillartrykket er også relatert til grenseflatespenning der kapillartrykket er proporsjonalt med grenseflatespenningen (Selley, 1998).

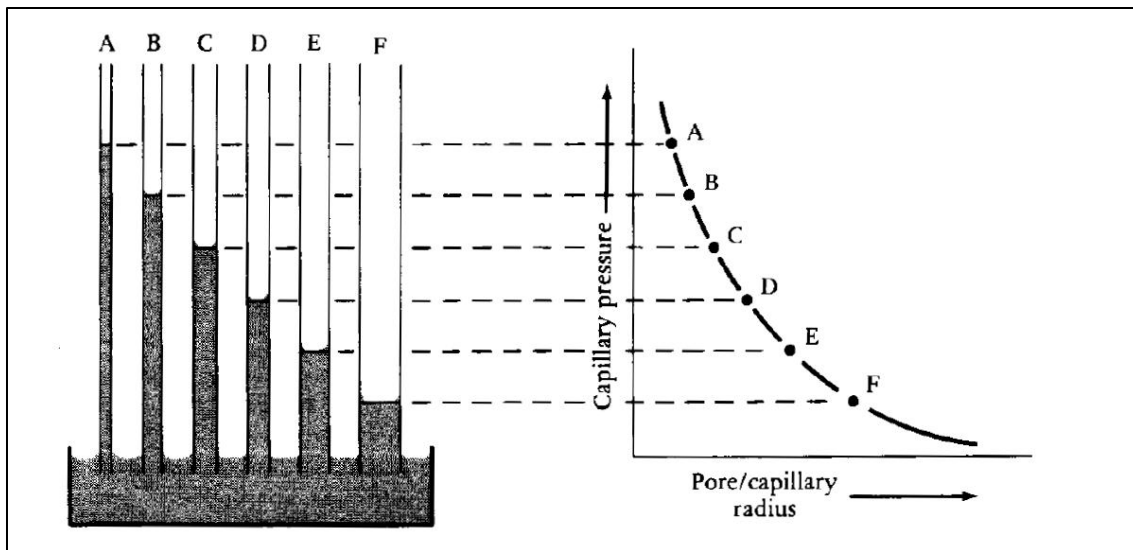
Kapillartrykk er proporsjonal med høyde og er lik null ved fritt vann nivå (FWL) som er grensen for 100 % vannmetning i et vann, olje og bergart system hvor trykket i oljesonen samsvarer trykket i vannsonen.

Olje-vann kontakt (OWC) referer til en høyde hvor det er likevekt mellom kapillære krefter og gravitasjonskraften uttrykket ved massetettheten til olje og vann.

Kapillartrykket ved en hver høyde kan uttrykkes ved hjelp av høyde, h , og massetettheten til fuktende og ikke-fuktende fluid:

$$P_c = (\rho_w - \rho_o) g h \quad (1.6.5)$$

Der ρ_w er massetettheten til vann (fuktende fluid), ρ_o er massetettheten til olje (ikke-fuktende fluid) og g er gravitasjonskonstanten (Zolotukhin and Ursin, 2000).



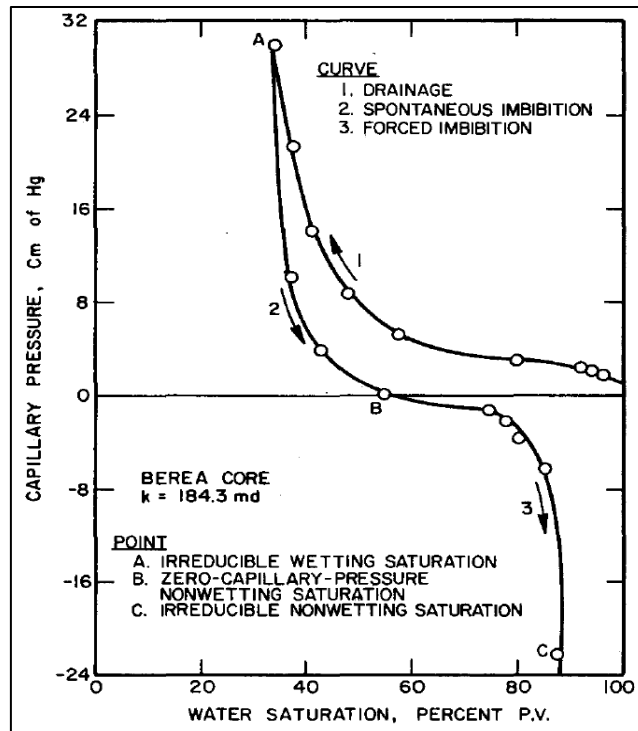
Figur 1.10: En illustrasjon av relasjonen mellom kapillarrørradius og høyden av det fuktende fluidet (Selley, 1998).

Kapillartrykk er et fundamental bergart-fluid egenskap i flerfase systemer og derfor plottes kapillartrykket som funksjon av metning til den fuktende fasen. I et vann, olje, bergart system plottes kapillartrykket som funksjon av vannmetning, noe som gir kapillartrykkskurver for prosessene imbibisjon og drenering (Chen and Balcom, 2005).

I en primær dreneringsprosess er vannmetningen ved sin maksimumsmetning dvs. 100 % metning. En økning av kapillartrykket fra null til over terskeltrykket vil lede til at olje fortrenger vann slik at vannmetningen avtar og når ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , for verdier av kapillartrykk som er godt over terskeltrykket. Ved ikke-reduserbar vannmetning vil en stadig økning av kapillartrykket ikke lede til mer fortrenghing.

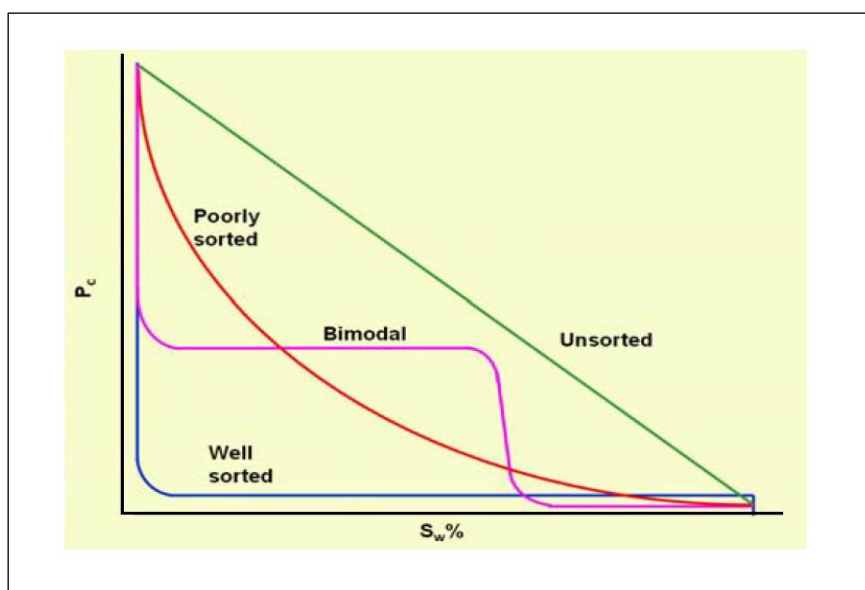
I en primær imbibisjonprosess er vannet ved sin ikke-reduserbare metning og gradvis minking av kapillartrykket fra en positiv verdi til negative verdier vil lede til at vannet imbiberer i porene og fortrenger oljen inntil residuell oljemetning, S_{or} (Anderson, 1987a).

Kapillartrykkskurver for imbibisjon og drenering er ikke like og overlapper ikke (Figur 1.11) siden kapillartrykkskurvene viser hysteresis på grunn av forskjellen mellom «advancing» kontaktvinkel og «receding» kontaktvinkel (Ahmed, 2010).

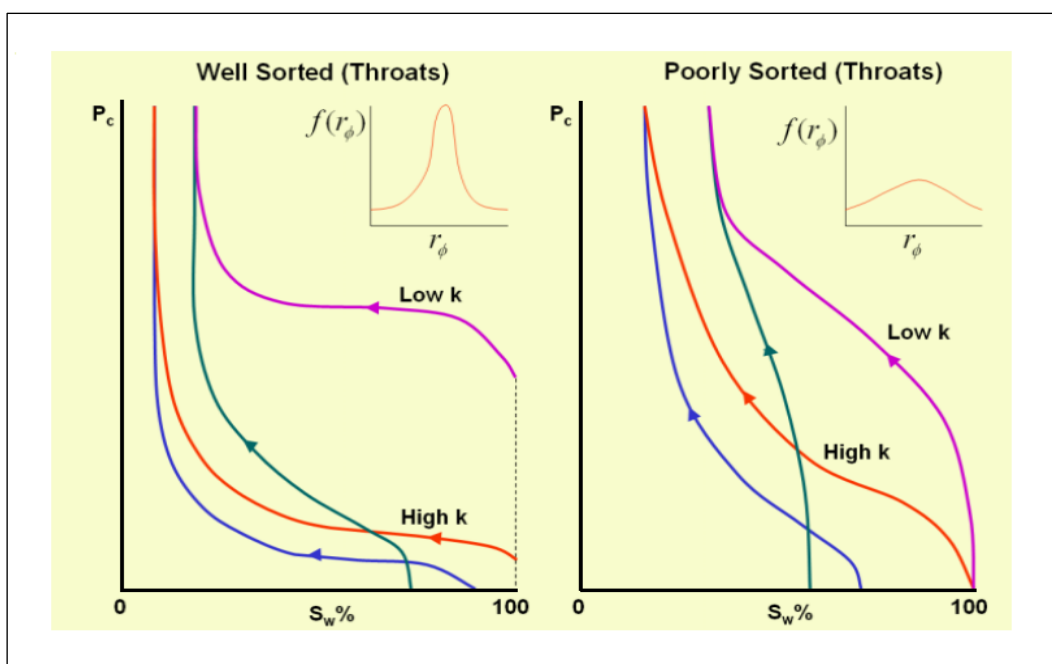


Figur 1.11: Kapillartrykkskurver for primær drenering og spontan- og tvungen imbibisjon (Anderson, 1987a).

Kapillartrykkskurver for godt sorterte reservoarbergarter der porestørrelsesfordeling ligger i et smalt intervall er forskjellig fra kapillartrykkskurver for dårlig sorterte reservoarbergarter der porestørrelsesfordelingen ligger i et bredt intervall (Figur 1.12). Kapillartrykkskurvene er også avhengig av den absolute permeabiliteten til bergarten hvor bergarter med høyere permeabilitet har lavere terskeltrykk enn bergarter som har lavere permeabilitet, se Figur 1.13 (Goda and Behrenbruch, 2011).



Figur 1.12: En sammenligning av dreneringskurver for god sortere og dårlig sorterte bergarter (Goda and Behrenbruch, 2011).



Figur 1.13: Dreneringskurver for god sorterte og dårlig sorterte bergarter med høy og lav absolutt permeabilitet (Goda and Behrenbruch, 2011).

Det finnes flere metoder for måling av kapillartrykkskurver på laboratoriet, blant disse er kvikksølv injeksjon metoden, porøsplate metoden og sentrifuge metoden de mest utbredte metodene.

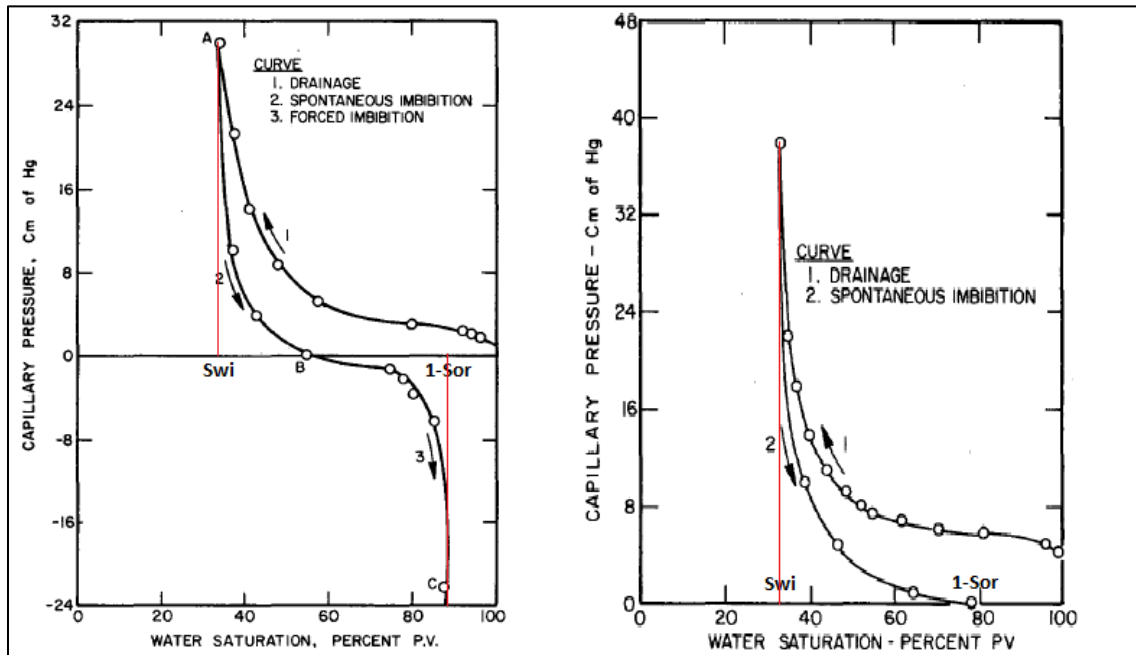
Kapillartrykkskurver oppnådd ved porøsplate metoden er de mest korrekte, men med denne metoden blir målingene ekstremt tidkrevende. Kvikksølv metoden er en ganske rask metode, men ulempen ved denne metoden er dens ødeleggende effekt på kjerneprøven, samt at kvikksølv er helse- og miljøskadelig. Bestemmelse av kapillartrykkskurver ved hjelp av sentrifuge metoden går ut på å måle volumet til fortrent fluid som funksjon av rotasjonshastighet ved økende rotasjonshastigheter (Chen and Balcom, 2006).

Kapillartrykkskurver bestemt ved laboratoriet kan benyttes for å bestemme petrofysiske egenskaper til et reservoar for eksempel porestørrelsesfordeling, ikke-reducerbar vannmetning, residuell oljemetning og fuktpreferanse. I tillegg kan kapillartrykkskurver benyttes til å bestemme vann og oljemetning som funksjon av høyde over fritt vann nivå (FWL), de kan også benyttes for evaluering av oljeutvinning. Kapillartrykkskurver oppnådd ved målinger på laboratoriet kan også brukes til å bestemme relativ permeabilitet (Chen and Balcom, 2005).

Kapillartrykk er sterkt avhengig av bergartens fuktpreferanse og dermed påvirker fuktpreferanse kapillartrykkskurvene for både primærdreneringsprosesser og imbibisjonsprosesser. I imbibisjonsprosessen trenger vannet lite eller ikke noe arbeid for å fortrenge oljen når mediet er sterkt vannvått eller fortrinnsvis vannvått, mens i

dreneringsprosessen trenger oljen større arbeid for å fortrenge vannet. Derfor blir arealet under dreneringskurven relativt stor for vannvåte medier, mens arealet under imbibisjon kurven blir mye mindre, se Figur 1.14 (Anderson, 1987a).

For et oljevått mediet får vi tilsvarende kapillartrykkskurver for primærdreneringsprosessen og imbibisjon prosessen, siden i et oljevått mediet blir olje den fuktende fasen og vannet den ikke-fuktende (Anderson, 1987a).



Figur 1.14: Kapillartrykkskurver for primærdrenering, spontan- og tvungen imbibisjon for sterkt vannvåte medier (høyre) og fortrinnsvis vannvåte medier (venstre), modifisert fra (Anderson, 1987a).

I en ikke-blandbar fortreningsprosess der den ene fasen fortrenger den andre, blir vanligvis en mengde av den fortrenge faset fanget i porennettverket på grunn av kapillære krefter. Det er bevist at den residuelle oljemetningen kan utvinnes ved å overvinne de kapillære kreftene som fanger oljen. Dette kan gjøres ved å øke den viskøse kraften (Chatzis and Morrow, 1984).

Kapillære krefter er avhengige av grenseflatespenning, fuktpreferanse og poregeometrien til det porøse mediet, mens viskøse krefter er avhengige av permeabilitet, påført differensialtrykk og viskositeten til den fortrenge faset (Bashiri and Kasiri, 2011).

Kapillærtallet som er forholdet mellom viskøse og kapillære krefter benyttes for å evaluere betydningen av viskøse krefter relativt til kapillære krefter. Kapillærtallet, N_{ca} , kan defineres på ulike måter, for eksempel Shaffman og Taylor definerer kapillærtallet på følgende måte (Ding and Kantzas, 2004):

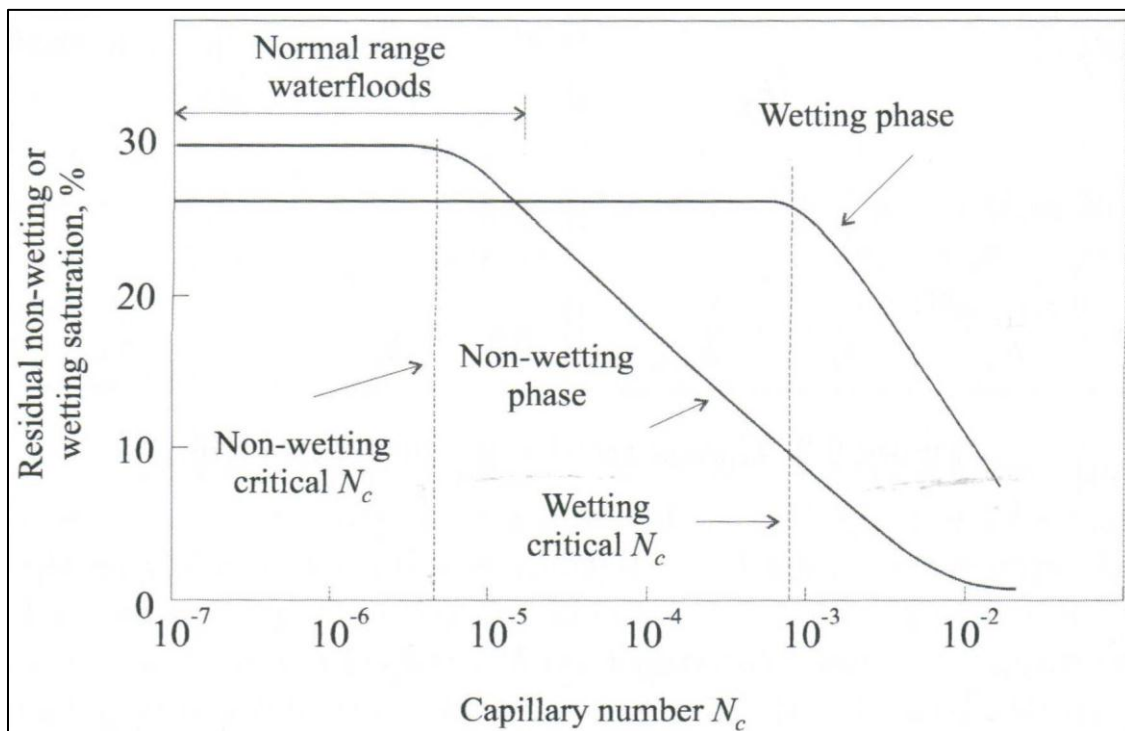
$$N_{ca} = \frac{\mu u}{\sigma} \quad (1.6.6)$$

Der μ er viskositeten til fortreggende fluid, u er Darcy hastigheten og σ er grenseflatespenningen mellom fortreggende og fortregnt fluid.

«Capillary Desaturation Curve» (CDC) er et plott som viser forholdet mellom den residuelle oljemetningen, S_{or} , og kapillærtallet, N_{ca} , der oljemetning plottes versus kapillærtallet (Figur 1.15). CDC kurven er en eksperiment-basert kurve som brukes for prediksjon av den mikroskopiske fortregningseffektiviteten.

Den typiske CDC kurven har konstant oljemetningen for lave kapillærtall frem til den kritiske kapillærtallet, N_{cc} . Fra kapillærtall høyere enn N_{cc} , begynner den residuelle oljemetningen å minke, noe som indikerer at kapillært fanget olje kan minimeres ved å øke kapillærtallet fra den kritiske verdien og oppover (Abeyasinghe et al.).

I vannvåte medier minker den residuelle oljemetningen relativt bratt for kapillærtall høyere enn den kritiske verdien, mens for oljevåte medier og medier med blandet fuktpreferanse minker den residuelle oljemetningen slaktere og gradvis når kapillærtallet økes fra den kritiske verdien og oppover (Abeyasinghe et al.).



Figur 1.15: En typisk «Capillary Desaturation Curve» (CDC) for residuell oljemetning versus kapillærtallet (Zolotukhin and Ursin, 2000).

1.6.1 Mobilitet

Mobiliteten til et fluid er definert som forholdet mellom effektiv permeabilitet og viskositeten til fluidet (Bashiri and Kasiri, 2011, Kumar et al., 2005):

$$\lambda_i = \frac{K_i}{\mu_i}, i = w, o, g \quad (1.6.1.1)$$

Der λ_i er mobiliteten til fluid i , K_i er effektiv permeabilitet til fluid i og μ_i er viskositeten til fluid i .

For en vannflømming prosess der vann (w) fortrenger olje (o) mobilitetsforholdet, M , er definert som forholdet mellom mobiliteten til vann (fortrengende fluid) og mobiliteten til olje (fortrengt fluid) (Habermann, 1960, Kumar et al., 2005):

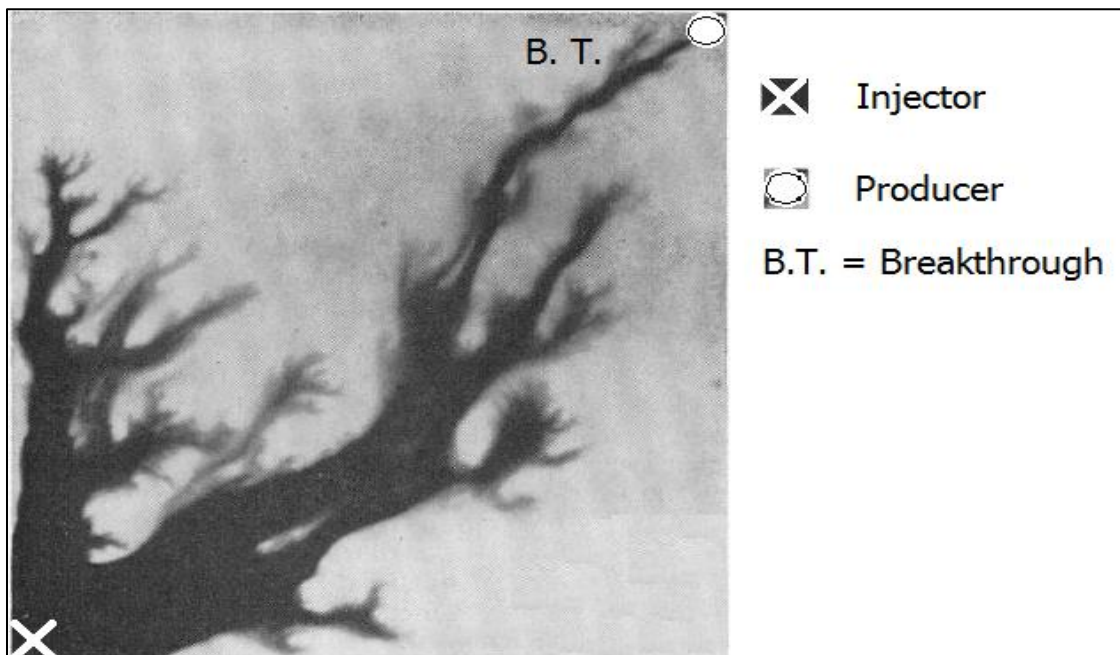
$$M_{wo} = \frac{\lambda_w}{\lambda_o} = \frac{K_w/\mu_w}{K_o/\mu_o} = \frac{k_{rw}/\mu_w}{k_{ro}/\mu_o} \quad (1.6.1.2)$$

Ved å bruke endepunkt relativ permeabilitetene, k_{rw}° og k_{ro}° henholdsvis for vann og olje, kan ligning 1.6.2 brukes for å definere endepunkt mobilitetsforholdet (Assunção et al., 2011, Mai and Kantzas, 2007):

$$M_{wo}^\circ = \frac{k_{rw}^\circ/\mu_w}{k_{ro}^\circ/\mu_o} \quad (1.6.1.3)$$

Der k_{rw}° er relativ permeabilitet til vann ved residuell oljemetning og k_{ro}° er relativ permeabilitet til olje ved ikke-reduserbar vannmetning.

Vannflømming med mobilitetsforhold lik 1 eller lavere gir stabil fortrenkning, mens vannflømming med mobilitetsforhold høyere enn 1 gir en ustabil fortrenkning, noe som leder til fingering (Figur 1.16) som kjennetegnes ved lav sveipeffektivitet og tidlig vanngjennombrudd (Kumar et al., 2005).



Figur 1.16: Et eksempel på fingering og tidlig gjennombrudd i porøse medier der mobilitetsforholdet ikke er favorabelt, modifisert fra (Habermann, 1960).

2 Utvinningsmetoder

Produksjon av hydrokarboner fra et reservoar går vanligvis gjennom flere faser der hver fase er preget av en eller flere drivmekanismer avhengig av reservoaret tilstand f.eks. i primære utvinningsmetoder er de naturlige drivmekanismene årsaken til produksjon, men i sekundære utvinningsmetoder injiseres det vanligvis fluider for å opprettholde trykket i reservoaret og fortrenge hydrokarboner mot produksjonsbrønner (Lake, 1989).

Primære og sekundære utvinningsmetoder utgjør de konvensjonelle utvinningsmetodene (Al-Mutairi and Kokal, 2011, Skarestad and Skauge, 2011), mens tertiære utvinningsmetoder og EOR «Enhanced Oil Recovery» har som mål å utvinne den immobile delen av oljen som ikke kan utvinnes ved hjelp av kapillære og/eller viskøse krefter, og utgjør de såkalte ikke-konvensjonelle utvinningsmetodene (Al-Mutairi and Kokal, 2011).

2.1 Primære utvinningsmetoder

Utvinning av hydrokarboner ved hjelp av naturlige drivmekanismer kalles primære utvinningsmetoder der de naturlige drivmekanismene for utvinning er vanddriv, gassdriv og oppløst gassdriv mekanisme (Selley, 1998). I tillegg kan det også nevnes ekspansjon av reservoarfluider og reservoarbergarter, gravitasjonsdrenering (gravity drainage) og en kombinasjon av to eller flere drivmekanismer (Ahmed, 2010).

Vanddrivmekanismen opprettholder trykket i reservoaret ved at medfødt vann ekspanderer som følge av produksjon. En annen type vanddriv mekanisme kan være tilstedeværelse av et naturlig basseng der ekspansjon av vannet i bassenget leder til trykkstøtte i reservoaret (Skarestad and Skauge, 2011).

Ekspansjon av gass er hovedårsaken for trykkstøtte både i gassdriv og oppløst gass driv mekanisme (Selley, 1998).

For et reservoar ved et trykk over boblepunktstrykket finnes det ingen fri gass i reservoaret. I et slikt reservoar vil trykkfallet som følge av produksjon lede til ekspansjon av fluidene samt at reservoarbergarten ekspanderer på grunn av kompasjon av formasjonen og ekspansjon av mineralkornene (Ahmed, 2010).

Ved gravitasjonsdrenerings mekanismen vil tetthetsforskjellen mellom reservoarfluidene lede til produksjon av hydrokarboner (Ahmed, 2010). Gravitasjonsdrenering oppstår kun i reservoarer som har vertikale sprekker mettet med enten vann eller gass (Reis, 1990).

Utvinningsgraden ved hjelp av primære utvinningsmetoder er vanligvis lav på grunn av raskt trykkfall i reservoaret. Dette leder til at sekundære utvinningsmetoder, f.eks. vanninjeksjon, blir brukt for å øke utvinningsgraden (Skarestad and Skauge, 2011, Zolotukhin and Ursin, 2000).

2.2 Sekundære utvinningsmetoder

Utvinning av hydrokarboner ved hjelp av sekundære utvinningsmetoder går ut på å injisere vann og/eller gass i reservoaret for å opprettholde trykket og øke fortrenningseffektiviteten slik at en del av oljen som ligger igjen i reservoaret etter primær produksjon kan utvinnes (Ahmed, 2010, Alkafeef and Zaid, 2007).

Hensikten med vanninjeksjon (vannflømming), som er en sekundær utvinningsmetode, er produksjon av en del av oljen som ligger igjen i reservoaret etter primær produksjon. Denne metoden er den mest utbredte metoden for å øke oljeutvinning etter primær produksjon (Agbalaka et al., 2008).

Det finnes noen faktorer som påvirker utvinningsgraden ved vannflømming f.eks. reservoar geometri, reservoar dybde, reservoarfluid egenskaper, litologien til reservoaret og bergartsegenskaper, fluid metning og reservoar heterogeniteter (Ahmed, 2010).

Fuktpreferanse er også en viktig faktor ved sekundær utvinning, særlig ved vannflømming av sterkt vannvåte reservoarer vil spontan imbibisjon lede til høyere fortrenning og dermed høyere utvinning. I oljevåte reservoarer vil vannflømming lede til lavere utvinning siden i slike reservoarer vil vannet danne kontinuerlige kanaler gjennom senter av de store porene, noe som leder til lavere sveip og dermed lavere utvinning (Agbalaka et al., 2008).

Komposisjonen og kvaliteten til injisert vann er også en viktig parameter for optimalisering av utvinningen ved vannflømming (Gamage and Thyne, 2011).

Vannflømming av karbonatreservoarer gir lav utvinningsgrad siden de fleste av karbonatreservoarer er naturlig oppsprukne med en nøytral til oljevått fuktpreferanse, noe som leder til at det injiserte vannet kun strømmer gjennom sprekkene uten å imbibere inn i matriksen, og leder til tidlig vanngjennombrudd og dermed lav utvinningsgrad (Austad et al., 2008, Haugen et al., 2010a). Dette gjør karbonatreservoarer til et mål for økt oljeutvinning ved hjelp av «Enhanced Oil Recovery», EOR (Austad et al., 2008).

En alternativ metode for vannflømming er gassinjeksjon der forskjellige gasser som naturgass (hydrokarbon gass), karbondioksid og nitrogen injiseres for å gi trykkstøtte og sveip (Skarestad and Skauge, 2011), men på grunn av dårlig gass-til-olje mobilitetsforholdet leder gassinjeksjon vanligvis til dårligere sveip sammenlignet med vannflømming (Awan et al., 2006).

Gassinjeksjon som en sekundær utvinningsmetode blir i noen tilfeller favorisert over vannflømming siden gass ikke reagerer med reservoarbergart, injeksjonseffektiviteten for gass er høyere enn for vann, og reproduksjon av injisert gass ved gjennombrudd ikke er en kostbar prosess (Belgrave and Win, 1993).

I reservoarer med relieff eller helningsvinkel vil gassinjeksjon, som en sekundær utvinningsmetode, lede til høyere utvinningsgrad sammenlignet med vanninjeksjon, siden i slike reservoarer kan en gravitasjonsstabil fortrenning oppnås. I horisontale reservoarer med lite relieff vil gassinjeksjon lede til dårlig sveip i vertikal retning på grunn av lav

gassviskositet og tetthet, noe som leder til gravitasjonssegregering «gravity override», viskøs fingering og strømming av gass gjennom høypermeable soner. Gassinjeksjon som en sekundær utvinningsmetode i horisontale reservoarer med lite relieff gir derfor lav utvinning (Belgrave and Win, 1993).

På norsk sokkel der de fleste reservoarer er heterogene med tilstedeværelse av høypermeable soner, består sekundær gassinjeksjon hovedsakelig av hydrokarbongass der gassen blir injisert «updip» for å oppnå en gravitasjonsstabil fortrengning av olje (Awan et al., 2006).

2.3 Tertiære utvinningsmetoder

Utvinning av hydrokarbon ved hjelp av primære og sekundære utvinningsmetoder utgjør vanligvis en tredje del av den oljen som opprinnelig ligger i reservoaret, noe som gjør de tertiære utvinningsmetodene av stor interesse for økt utvinning (Henry, 1977).

Tertiære utvinningsmetoder omfatter prosesser som leder til ekstra produksjon av hydrokarbon fra et reservoar etter at det ikke lenger er økonomisk å produsere hydrokarbon fra reservoaret ved hjelp av primære og sekundære utvinningsmetoder (Roebuck, 1961).

Produksjon av olje ved hjelp av tertiære utvinningsmetoder er økonomisk kostbart og utgjør en teknologisk utfordring siden hensikten med de tertiære utvinningsmetodene er å produsere den delen av reservoaroljen som er immobil i motsetning til primære og sekundære utvinningsmetoder som går ut på å produsere den mobile delen av reservoaroljen (Kamath et al., 1981).

«Enhanced Oil Recovery» EOR omfatter prosesser som leder til økt olje utvinning ved å tilføre reservoaret noe, f.eks. fluider, kjemikalier og varme, som ikke finnes opprinnelig i reservoaret (Lake, 1989, Skarestad and Skauge, 2011). Vanninjeksjon og injeksjon av hydrokarbongass regnes derfor ikke som EOR metoder. Alternierende injeksjon av vann og gass «Water-Alternating-Gas» WAG og karbondioksid, CO₂, faller også utenfor definisjonen av EOR, men siden disse er ukonvensjonelle metoder, blir de ofte regnet som EOR metoder (Skarestad and Skauge, 2011).

De mest vanlige EOR metodene består av gassinjeksjon f.eks. nitrogen gass, karbondioksid gass, injeksjon av kjemikalier f.eks. surfaktant og polymer, og termiske metoder f.eks. dampflømming og in-situ forbrenning (Alkafeef and Zaid, 2007).

EOR metodene som har blitt brukt i Nordsjøen siden 1975 frem til 2006 består av injeksjon av blandbar naturgass, WAG injeksjon, SWAG «Surfaktant Water Alternating Gas» injeksjon, FAWAG «Foam Assisted Water Alternating Gas» injeksjon, MEOR «Microbial Enhanced Oil Recovery». Blant disse metodene har WAG injeksjon vært den mest suksessfulle metoden i Nordsjøen (Awan et al., 2006).

Begrepene tertiær utvinningsmetode og «Enhanced Oil Recovery» blir ofte brukt om hverandre siden EOR-prosesser omfatter ofte prosesser som anvendes etter at reservoaret har gått gjennom primære og sekundære utvinningsmetoder (Henry, 1977), men klassifikasjon av

EOR metodene som tertiære metoder stemmer ikke alltid overens med det faktum at i noen tilfeller anvendes EOR metoder på reservoarer som ikke har gått gjennom primære og sekundære utvinningsmetoder, for eksempel i reservoarer med tung olje der oljen har høy viskositet (Lake, 1989).

Mekanismen for økt oljeutvinning ved hjelp av EOR metoder består hovedsakelig av reduksjon av grenseflatespenning mellom olje og fortrennende fluid, reduksjon av viskositeten til olje og økning av den makroskopiske fortrenningseffektiviteten (Alkafeef and Zaid, 2007).

IOR «Improved Oil Recovery» omfatter alle prosesser som anvendes for å øke oljeutvinning dvs. IOR omfatter EOR metoder, sekundære utvinningsmetoder og andre tiltak f.eks. reservoar karakterisering og simulering, og operasjoner for å øke sveip ved hjelp av boring av horisontale brønner (Stosur et al., 2003).

3 Karbondioksid, CO₂

Karbondioksid er en kjemisk forbindelse bestående av et karbonatom og to oksygenatomer og dens molekylformel er CO₂. CO₂ har en vital rolle på jordkloden siden den inngår i livssyklusen for både planter og dyr (Metz et al., 2005). CO₂ finnes både i vann og i atmosfæren, og det skjer en naturlig utveksling av CO₂ mellom atmosfæren og vannet (Bjørlykke, 2001). Ved normal betingelse er konsentrasjonen til CO₂ i atmosfæren relativ lav og utgjør 370 ppmv (0,037%). CO₂ konsentrasjonen i atmosfæren kommer hovedsakelig fra naturlige prosesser som leder til CO₂ utslipp, f.eks. vulkanske aktiviteter (Metz et al., 2005). CO₂ fjernes også fra atmosfæren ved hjelp av naturlige prosesser som f.eks. fotosyntese fra fytoplankton i hav som leder til absorpsjon av en stor mengde av atmosfærisk CO₂ (Ngai et al., 1996). Konsentrasjonen til CO₂ i atmosfæren har steget i de siste tiårene på grunn av menneskeskapt CO₂-utslipp (Jikich et al., 2003) som kommer hovedsakelig fra fossilt brensel (Bennion and Bachu, 2005).

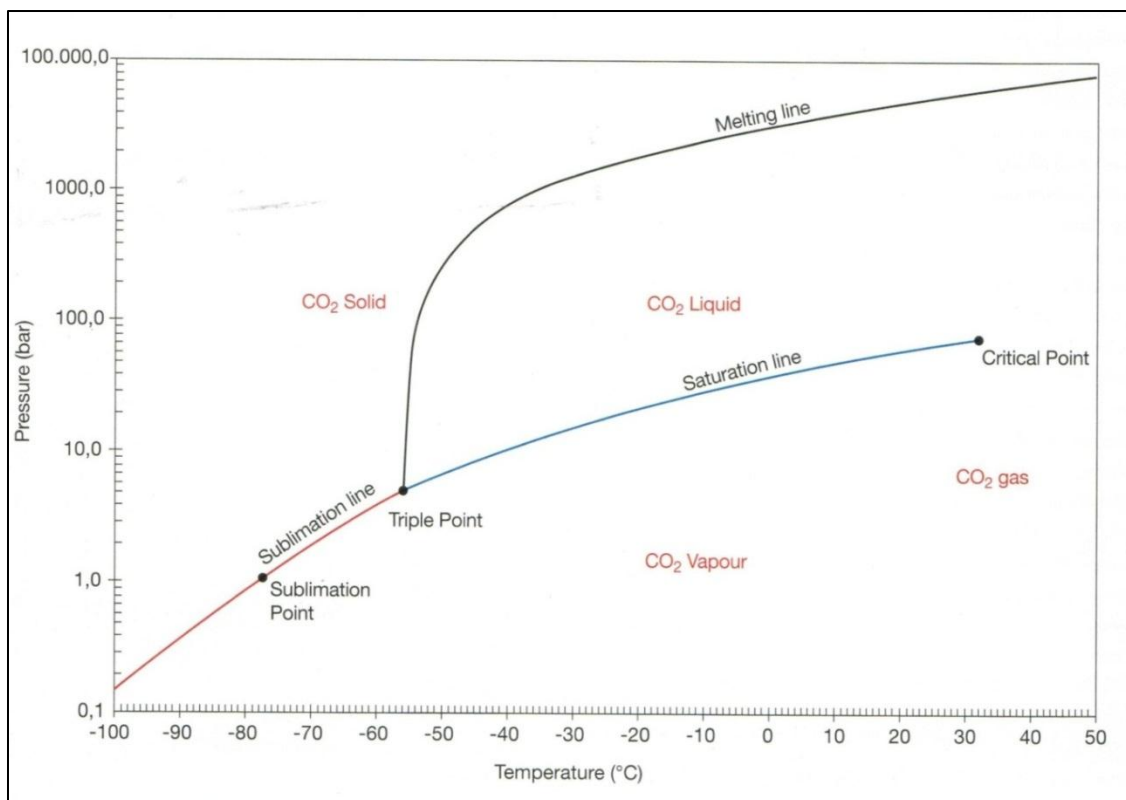
CO₂ er en drivhusgass som sammen med metan (CH₄), nitrogenoksid (N₂O) kloroflorid karbon (CFC), bidrar til global oppvarming (Ngai et al., 1996). Den store utfordringen er derfor å redusere menneskeskapt CO₂-utslipp ved hjelp av CO₂-fangning og lagring «CO₂ Capture and Storage» (CCS) som går ut på å fjerne CO₂-gass fra store menneskeskapt kilder for CO₂-utslipp og deretter lagre den i geologiske formasjoner eller i dype hav for lang tid (Bennion and Bachu, 2005). Derfor er olje og gass reservoarer attraktive alternativer for CO₂ lagring (Jikich et al., 2003).

3.1 Fysiske egenskaper til CO₂

De fysiske egenskapene til CO₂ varierer med trykk og temperatur. Ved normal betingelse er CO₂ i gassform (Figur 3.1). CO₂ gass er en fargeløs gass med svak irriterende lukt der massetettheten til gassen er 1,5 ganger høyere enn luft. Gassen er farlig ved høye konsentrasjoner, f.eks. den kan lede til kvelling (Metz et al., 2005).

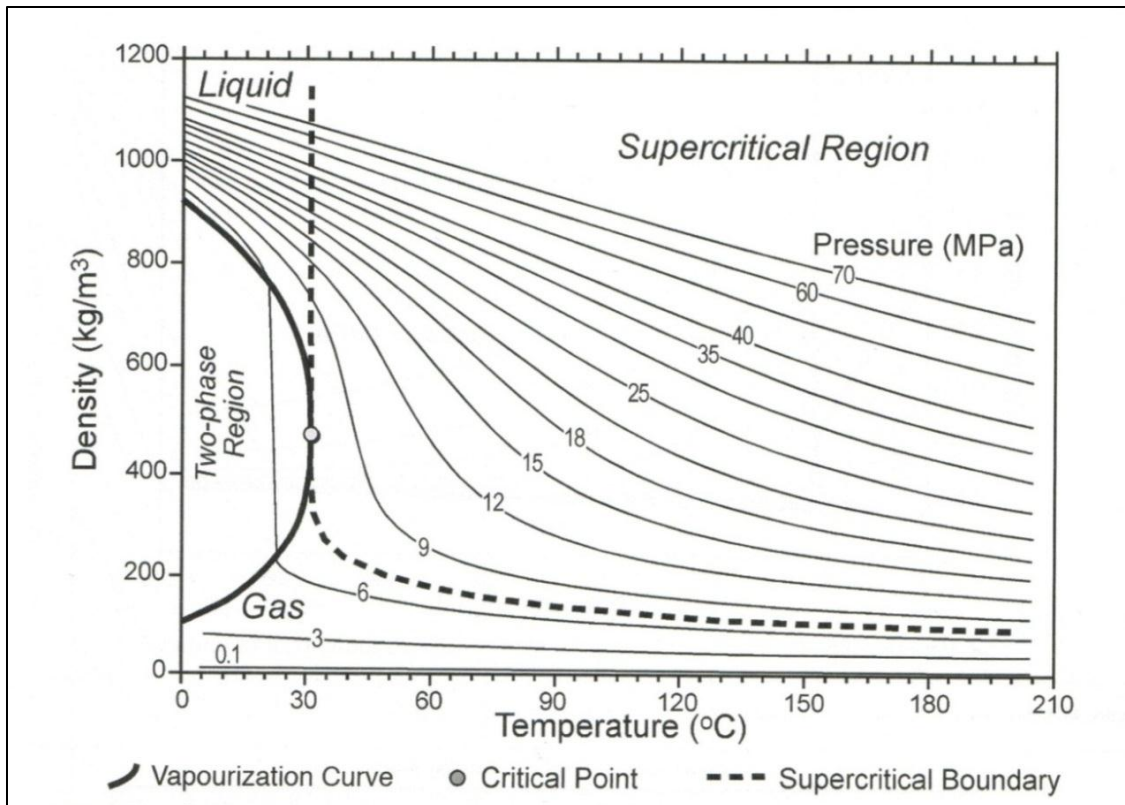
Figur 3.1 viser fase-diagram for CO₂, der diagrammet viser faseforandring ved varierende trykk og temperaturer. For temperaturer lavere enn trippelpunktstemperaturen (-56,5 °C) er CO₂ enten i solid fase eller i gass fase avhengig av trykk, men for trykk over trippelpunktstrykket (5,18 bar), er CO₂ kun i solid fase dersom temperaturen er lavere enn trippelpunktstemperaturen. For temperaturer mellom trippelpunktstemperaturen og kritisktemperaturen (31,1 °C) er CO₂ enten i gassfase eller i væskefase avhengig av trykk. For temperaturer høyere enn den kritiske temperaturen er CO₂ i superkritisk tilstand dersom trykket er over kritisk trykk (73,9 bar).

Superkritisk CO₂ oppfører seg som en gass med massetetthet lik væske og viskositeten lik gass (Metz et al., 2005), dermed er viskositeten til superkritisk CO₂ mye lavere enn viskositeten til olje (LaForce and Orr, 2008).

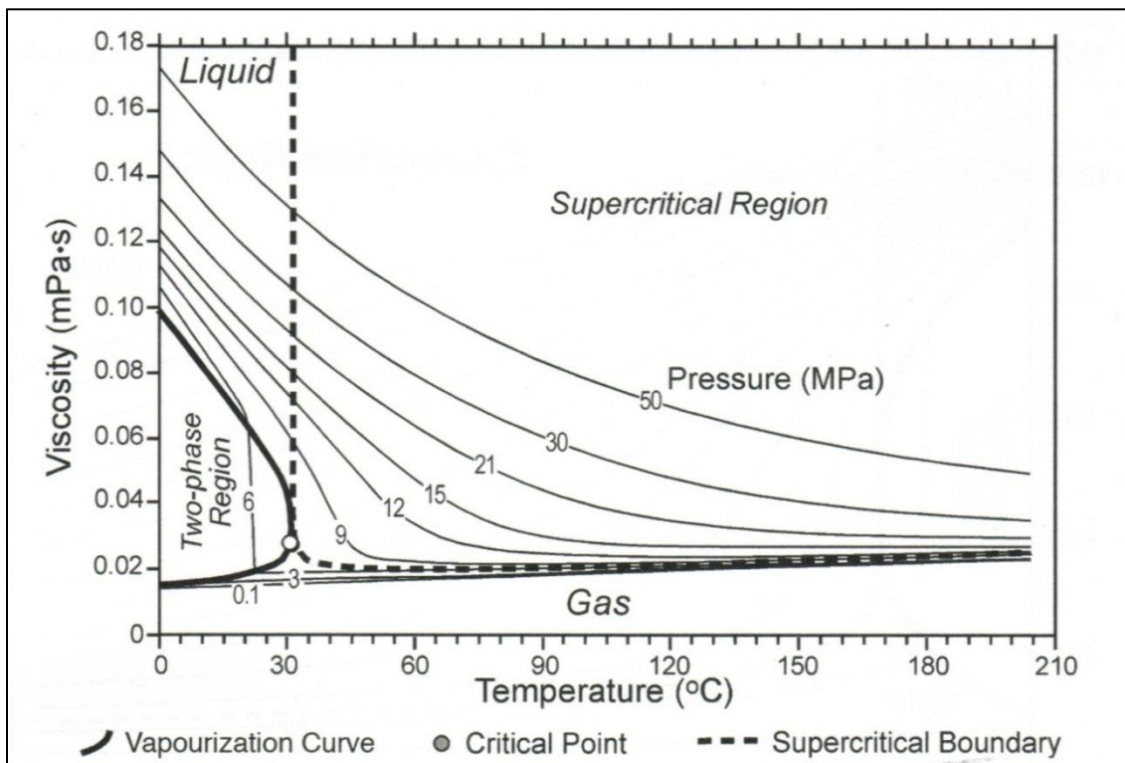


Figur 3.1: Trykk-Temperatur fase diagram for CO_2 , hentet fra (Metz et al., 2005).

Figur 3.2 og Figur 3.3 viser hvordan tettheten og viskositeten til CO_2 varierer ved forskjellige trykk og temperaturer, f.eks. ved et trykk på ca. 90 bar og en temperatur på ca. 23 °C, er tettheten på ca. 0,8 g/cm³ og viskositeten på ca. 0,075 cP.



Figur 3.2: Variasjon av CO₂ tetthet som funksjon av temperatur og trykk (Metz et al., 2005).



Figur 3.3: Variasjon av CO₂ viskositet som funksjon av temperatur og trykk (Metz et al., 2005).

CO₂ gass er løselig i vann og løseligheten er avhengig av temperatur, trykk og salinitet. Løseligheten minker med økende temperatur og øker med økende trykk. Løseligheten minker også med økende salinitet (Metz et al., 2005).

Oppløsningen av CO₂ i vann leder til dannelse av karbonsyre H₂CO₃ som dissosieres videre til bikarbonat og karbonationer CO₃²⁻ (Bjørlykke, 2001). Dette leder til at pH-verdien i vannet minker, noe som er en viktig faktor i oppløsning av karbonat sedimenter (Metz et al., 2005).

3.2 Gass blandbarhet og minimum blandbarhetstrykk (MMP)

Blandbarhet er et viktig konsept ved gassinjeksjon (Amao et al., 2012) siden injisert gass kan fortrenge reservoaroljen enten blandbart eller ikke-blandbart (Skarestad and Skauge, 2011). Ved blandbar fortrenghingen vil den residuelle oljemetningen nærme seg null i sveipte områder av reservoaret (Holm, 1986a).

To eller flere fluider er blandbare dersom en blanding av disse fluidene oppfører seg som en enkelt fase ved alle mulige sammensetninger og ved et gitt trykk og temperatur (Amao et al., 2012). Ved reservoarbetingelser kan blandbarhet oppnås ved to forskjellige mekanismer som er førstekontakts blandbarhet og multikontakts blandbarhet (Amao et al., 2012, Holm, 1986a).

I førstekontakts blandbarhet (FCM) vil den injiserte gassen blandes fullstendig med reservoaroljen når de kommer i kontakt med hverandre slik at de oppfører seg som en enkelt fase (Ghomian et al., 2008). I dette tilfelle vil grenseflatespenningen mellom disse fluidene falle bort (Amao et al., 2012). I denne prosessen vil den injiserte gassen og reservoaroljen oppføre seg som en enkelt fase for alle mengder av injisert gass (Holm, 1986a).

Lette hydrokarbon komponenter som propan og butan har blitt brukt for å oppnå første kontakts blandbarhet, men siden injeksjon av disse fluidene er økonomisk kostbar er det ofte vanlig med injeksjon av fluider som utvikler multikontakts blandbarhet med reservoaroljen (Holm, 1986a).

I multikontakts blandbarhet (MCM) vil den injiserte gassen blandes med reservoaroljen etter at de har vært i kontakt med hverandre gjentatte ganger. Dette leder til utveksling av komponenter mellom den injiserte gassen og reservoaroljen inntil fluidene oppfører seg som en enkelt fase (Amao et al., 2012, Ghomian et al., 2008). Multikontakts blandbarhet kan forklares ved to mekanismer som er fordampende gassdriv (VGD) og kondenserende gassdriv (CGD) (Amao et al., 2012, Holm, 1986a).

Blandbarhetsprosessen kalles for fordampende gassdriv når blandbarhet mellom den injiserte gassen og reservoaroljen oppnås ved at den injiserte gassen anrikes med mellom- og intermediære hydrokarbonkomponenter fordampet fra reservoaroljen (Amao et al., 2012). I denne prosessen vil en lett gass strømme gjennom reservoaret og fordampe komponenter fra reservoaroljen i en rekke kontakter slik at gassen anrikes inntil en kritisk sammensetning og oppnår blandbarhet med reservoaroljen (Amao et al., 2012, Holm, 1986a). I fordampende

gassdriv er blandbarhet hovedsakelig avhengig av sammensetning til reservoaroljen (Amao et al., 2012).

På den andre siden kalles blandbarhetsprosessen for kondenserende gassdriv når blandbarhet mellom injisert gass (anrikt gass) og reservoarolje oppnås ved at intermediære hydrokarbonkomponenter fra en anrikt gass kondenserer inn i reservoaroljen slik at reservoaroljen anrikes gradvis med intermediære komponenter og oppnår en kritisk sammensetning hvor den er blandbar med den injiserte gassen. Blandbarhet i kondenserende gassdriv er hovedsakelig avhengig av sammensetningen til den injiserte gassen (Amao et al., 2012).

Ved CO₂ flømming av et reservoar vil reservoaroljen fortrenses enten blandbart eller ikke-blandbart (Aleidan and Mamora, 2011). Ved gitte reservoar betingelser vil CO₂ vanligvis oppnå blandbarhet med reservoaroljen ved multikontakts blandbarhets mekanisme (Ghomian et al., 2008), der masseoverføring mellom CO₂ og reservoaroljen oppnås ved fordampende gassdriv, kondenserende gassdriv og ekstraksjon. Når komponenter fordamper fra reservoaroljen inn i injisert CO₂ vil prosessen kalles fordampende gassdriv dersom injisert CO₂ er i gassfase, mens prosessen kalles ekstraksjon dersom injisert CO₂ er i væskefase (Aleidan and Mamora, 2011).

Første kontakts- og multikontakts blandbarhet er sterkt avhengig av reservoartrykk og temperatur, sammensetning til injisert gass og reservoarolje (Amao et al., 2012, Holm, 1986a). Antagelsen om at hydrokarbonreservoarer vanligvis er ved isoterm betingelse med lite variasjon i reservoar temperatur samt at sammensetningen til reservoaroljen ikke kan endres vil lede til at de parameterne som kan kontrolleres er sammensetningen til injisert gass og reservoartrykket (Amao et al., 2012).

Minimum blandbarhetstrykk (MMP) er det laveste trykket som trengs for å oppnå multikontakts blandbarhet mellom injisert gass og reservoaroljen (Amao et al., 2012, Shedid et al., 2008). For at blandbar fortrenning mellom injisert gass og reservoarolje forekommer, må injeksjonstrykket være ved MMP eller høyere slik at gassen og reservoaroljen danner en enkelt fase (Aleidan and Mamora, 2011).

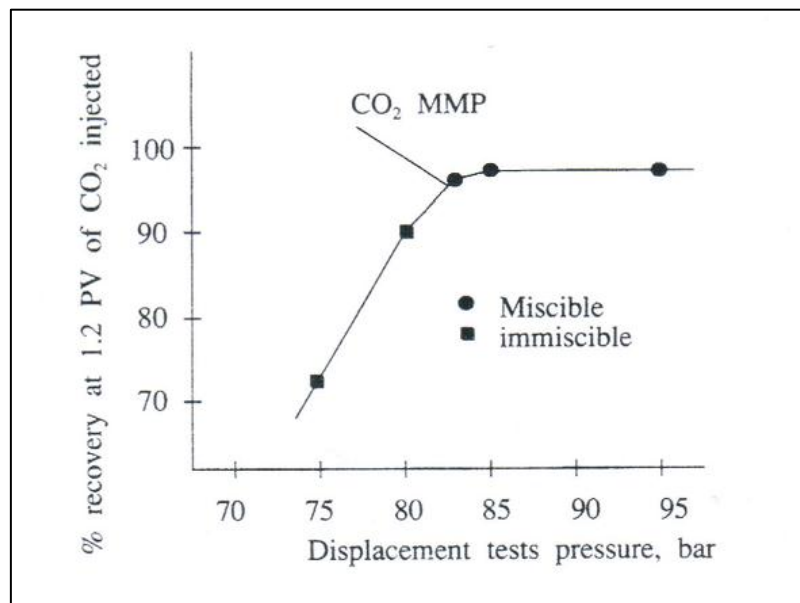
Det finnes flere metoder for bestemmelse av MMP både eksperimentalt og analytisk, f.eks. bestemmelse av MMP ved hjelp av «Rising Bubble Apparatus», «Vanishing Interfacial Tension» eller «Slim Tube» eksperiment på laboratoriet (Rosa and Branco, 2012).

I «Rising Bubble Apparatus» (RBA) minimum blandbarhetstrykk bestemmes ved å observere konfigurasjonen til gassbobler som går opp gjennom en olje kolonet i en glasstube ved å variere trykket mens temperaturen holdes konstant (Mihcakan and Poettmann, 1994).

«Vanishing Interfacial Tension» metoden går ut på å måle grenseflatespenningen mellom gass og olje ved en konstant temperatur (reservoar temperatur) og varierende trykk for å lage et plott av grenseflatespenning versus trykk. Ekstrapolering av plottet til null grenseflatespenning brukes for bestemmelse av MMP (Ayirala and Rao, 2006).

Slim Tube eksperimentet antas å være den mest korrekte metoden for bestemmelse av MMP (Rosa and Branco, 2012). I denne metoden brukes kuler eller sand i lange rør der sanden er mettet med reservoarolje, og trykket i røret er ved reservoartrykk. Det injiseres vanligvis ca. 1,2 pore volum av gass ved et bredt intervall av påført trykk (Ghomian et al., 2008). På grunn av høy permeabilitet til sandpakken, er trykkgradienten over røret neglisjerbar (Skarestad and Skauge, 2011).

Et plott av utvinningsgrad ved 1,2 pore volum versus påført trykk brukes for å bestemme minimum blandbarhetsstrykk. For lave trykk vil utvinningsgraden øke bratt og lineært. Trykket der plottet til utvinningsgraden versus påført trykk bøyer seg og flatter seg ut indikerer MMP, se Figur 3.4 (Ghomian et al., 2008).



Figur 3.4: Et plott av utvinningsgrad etter injeksjon av 1,2 PV versus trykk for bestemmelse av MMP, hentet fra (Skjæveland and Kleppe, 1992).

3.3 CO₂-flømming

CO₂ brukes som en effektiv injeksjonsgass for oljeutvinning verden over (Li et al., 2011a). Kommersiell CO₂ injeksjon for EOR har blitt brukt i over 40 år og ble først benyttet i landbasert felt i Texas (Lambert et al., 1996). Siden da har CO₂-flømming som EOR metode blitt brukt i flere landbaserte felt f.eks. i Alaska, New Mexico osv. (Lambert et al., 1996).

I det siste har CO₂ flømming blitt både teknisk og økonomisk så attraktiv at CO₂ tilførsel, og ikke CO₂ pris, er den begrensende faktoren i anvendelse av CO₂ i økt oljeutvinning. Økt oljeutvinning ved hjelp av CO₂ utgjør ca. 5 % av den totale oljeproduksjonen i USA (Enick and Olsen, 2011).

I Nordsjøen har CO₂ ikke ennå blitt brukt som EOR metode grunnet manglende installasjoner og økonomisk transport (Akervoll and Bergmo, 2010, Awan et al., 2006).

En vellykket CO₂-flømming som EOR metode forutsetter at olje gravitasjonen til reservoaroljen er større enn 22°API, olje viskositeten er lavere enn 10 cP, oljen inneholder en betydelig mengde av intermediære komponenter (C₅-C₁₂), den residuelle oljemetningen er over 40 %, permeabiliteten i reservoaret er gunstig ved tilstrekkelige injeksjonsrater, reservoaret ligger i en dybde som gjør det mulig å få injeksjonstrykk som er over MMP slik at blandbar fortrenkning mellom injisert CO₂ og reservoarolje kan oppnås (Meyer, 2012).

3.4 Fordeler og ulemper ved CO₂-injeksjon

Fordeler med CO₂-injeksjon sammenlignet med andre injeksjonsfluider er at CO₂ leder til svelling av olje, reduksjon av oljeviskositet, og reduksjon av grenseflatespenning mellom olje og CO₂ (Holm and Josendal, 1974, Li et al., 2011a).

Som ble nevnt i avsnitt 3.2, kan CO₂ fortrenge reservoarolje i en blandbar eller ikke-blandbar prosess, avhengig av reservoarbetingelser og fluid sammensetning (Abrishami and Hatamian, 1996, Picha, 2007). Ved blandbar fortrenkning kan CO₂ ekstrahere komponenter fra C₂ opp til C₃₀ (Ali and Thomas, 1989, Holm and Josendal, 1974), noe som indikerer at blandbar CO₂ fortrenkning ekstraherer tungere komponenter i et bredere utvalg sammenlignet med andre injeksjonsfluider f.eks. hydrokarbongass (Skarestad and Skauge, 2011).

MMP for CO₂ er lavere sammenlignet med andre type injeksjons gasser (Ali and Thomas, 1989), noe som gjør det mulig å oppnå blandbar fortrenkning ved lavere injeksjons- og reservoartrykk.

CO₂ har også høyere tetthet og viskositet sammenlignet med hydrokarbongass, noe som gir mer favorabelt mobilitetsforhold og dermed en bedre makroskopisk fortrenkningseffektivitet sammenlignet med hydrokarbongass (Skarestad and Skauge, 2011).

En av ulempene ved CO₂-injeksjon er at i superkritisk tilstand har CO₂ mye lavere viskositet sammenlignet med reservoarolje. Dette leder til dårlig makroskopisk fortrenkningseffektivitet siden injisert CO₂ vil strømme gjennom høypermeable soner, noe som leder til viskøs fingering. CO₂ har også lavere tetthet i forhold til reservoarolje, noe som fører til gravitasjonssegregering og følgelig dårlig makroskopisk fortrenkningseffektivitet i nedre del av reservoaret (LaForce and Orr, 2008).

En annen ulempe ved CO₂-injeksjon er at CO₂ er løselig i vann (se avsnitt 3.1), noe som leder til korrosjon av utstyr og installasjon brukt i prosessen siden oppløsning av CO₂ i vann leder til at vannet blir syrlig (Ali and Thomas, 1989, Metz et al., 2005). I startfasen er CO₂-injeksjon også forbundet med høye økonomiske kostnader i form av modifikasjon av eksisterende installasjoner og bygging av nye installasjoner (Skarestad and Skauge, 2011).

3.5 Dispersjon

Fluid transport gjennom et porøst medium styres av dispersjon som referer til effekten av to fysiske fenomener, diffusjon og konveksjon. Dispersjon leder til at konsentrasjonsdifferansen mellom to fluider avtar.

Dispersjon kan oppstå både i mikroskopisk og makroskopisk nivå, mikroskopisk dispersjon referer til dispersjon på porenivå, mens makroskopisk dispersjon referer til dispersjon i både kjerneprøve og reservoar (Skjæveland and Kleppe, 1992).

3.5.1 Diffusjon

Diffusjon kan defineres som transport eller strømming av fluider fra en region med høy konsentrasjon til en region med lav konsentrasjon (Taheri et al., 2010). Diffusjon kan være termal diffusjon, trykk diffusjon og molekylær diffusjon. Drivkraften bak termal diffusjon er termal gradient og drivkraften bak trykk diffusjon er trykk gradient. Drivkraften bak molekylær diffusjon er konsentrasjonsgradient (Ghorayeb and Firoozabadi, 2000).

Molekylær diffusjon er av stor betydning i blandbare prosesser der molekyl transport oppstår som følge av konsentrasjonsgradient. Molekylær diffusjon kan oppstå både i gasser og væsker (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Ved gassinjeksjon i et oppsprukket porøst medium bestående av matriks og sprekk, vil konveksjon være den dominerende mekanismen som leder til dispersjon i sprekk, mens i matriksen er diffusjon den dominerende mekanismen som leder til dispersjon (Islas-Juarez et al., 2004). Dette kan forklares ved at det er et stort kontaktareal mellom den blandbare gassen i sprekk og oljen som er lagret i matriksen (Skjæveland and Kleppe, 1992).

I et «unsteady-state» og et dimensjonalt system kan diffusjon beskrives av Ficks andre lov (Skjæveland and Kleppe, 1992):

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_0 \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (3.5.1.1)$$

Der D_0 er diffusjonskoeffisienten og subskriften 0 referer til diffusjon i fravær av porøst medium, C er molekylær konsentrasjon, x er avstand og t er tid (kontakt tid).

Diffusjon i porøse medier kan uttrykkes ved å introdusere en effektiv diffusjonskoeffisient D som er avhengig av teksturen til det porøse mediet (Skjæveland and Kleppe, 1992). Denne koeffisienten kalles også tilsynelatende diffusjonskoeffisient og er vanligvis mindre enn den generelle diffusjonskoeffisienten, D_0 grunnet at i porøse medier må molekylene diffundere gjennom tortuose porer og porekanaler. Forholdet mellom den effektive diffusjonskoeffisienten og den generelle diffusjonskoeffisienten kan uttrykkes ved ligningen nedenfor (Perkins and Johnston, 1963).

$$\frac{D}{D_0} = \frac{1}{F\phi} \quad (3.5.1.2)$$

Der F er den elektriske resistivitetsfaktoren og \emptyset er porøsitet.

$F\emptyset$ tar ofte verdier fra 1,25 til 1,65, avhengig teksturen til det porøse mediet og blir iblant byttet med tortuositetesfaktoren τ (Skjæveland and Kleppe, 1992).

3.5.2 Konveksjon

Konveksjon kan defineres som mekanisk blanding av to eller flere fluider når de strømmer gjennom et porøst medium med en bestemt hastighetsgradient. Blanding av fluidene er et resultat av hastighetsvariasjon både langs og på tvers av strømningsretning (Adepoju et al., 2012).

Konveksjon-diffusjon ligningen for en-dimensjonal og lineær tilfelle kan uttrykkes ved (Fleming and Mansoori, 1987):

$$\frac{\partial C(x,t)}{\partial t} + v_k \frac{\partial C(x,t)}{\partial x} - D \frac{\partial^2 C(x,t)}{\partial x^2} = 0 \quad (3.5.2.1)$$

Der v_k er konveksjonsrate (hastighet).

Ligning (3.5.2.1) viser at konveksjon bidrar positivt til dispersjon av fluider i et porøst medium.

3.6 CO₂ og n-dekan

I denne masteroppgaven blir n-dekan brukt som olje fase i alle eksperimentene siden n-dekan gjør repeterbarheten av eksperimentene mulige (Haugen et al., 2010b) slik at resultatene kan sammenlignes direkte.

I eksperimentene er det viktig å vite hvordan CO₂ og n-dekan oppfører seg sammen under gitte trykk og temperatur betingelser. En viktig faktor som er av stor interesse er blandbarhet og minimum blandbarhetstrykk (MMP) for CO₂ og n-dekan.

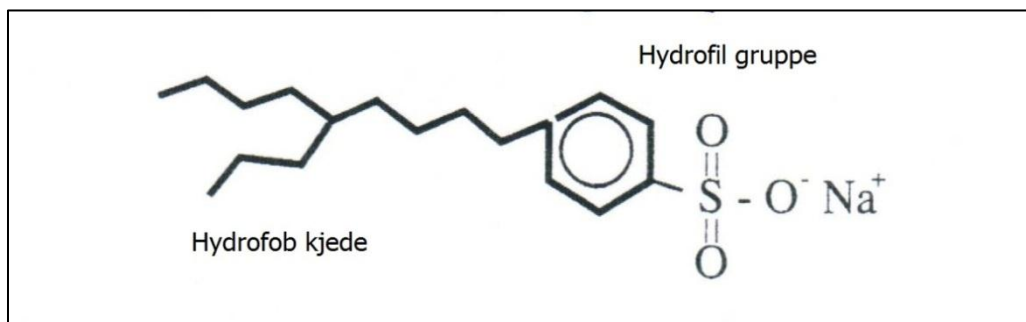
Bestemmelse av MMP for CO₂ og n-dekan har blitt diskutert, og flere metoder, f.eks. «Slim Tube» metode, «Rising Bubble» metode og «Vanishing Interfacial Tension» metode, har blitt brukt i den sammenheng. «Slim Tube» eksperimenter utført av Johnson og Pollin for bestemmelse av MMP for CO₂ og n-dekan viser at MMP for CO₂ og n-dekan ved 37,9 °C er 86,2 bar og ved 48,9 °C er 101,3 bar (Johnson and Pollin, 1981). «Rising Bubble» eksperimenter utført av Elsharkawy *et al.* viser at MMP for CO₂ og n-dekan ved 37,8 °C er 86,2 bar (Elsharkawy et al., 1992).

Eksperimenter utført av Nagarajan og Robinson Jr. ved hjelp av «Vanishing Interfacial Tension» metoden viser at MMP for CO₂ og n-dekan ved 71 °C er 127 bar og ved 104 °C er 164,5 bar (Nagarajan and Robinson Jr., 1986).

MMP for CO₂ og n-dekan bestemt ved hjelp av «Vanishing Interfacial Tension» metoden fra eksperimenter utført av Ayirala og Rao har gitt 79 bar ved 37,8 °C (Ayirala and Rao, 2006).

4 Surfaktant

Surfaktanter er amfifiliske «amphiphilic» forbindelser som består av en hydrofil gruppe og en lipofil kjede (Skjæveland and Kleppe, 1992, Lake, 2010). Den hydrofile gruppen er vanligvis polar og løselig i vann, mens den lipofile (hydrofobe) kjeden er ikke-polar og løselig i olje, se Figur 4.1 (Zolotukhin and Ursin, 2000).



Figur 4.1: Eksempel på strukturen til et anionisk surfaktant molekyl, modifisert fra (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Avhengig av den hydrofile gruppen kan surfaktanter deles i fire hovedklasser som er anioniske, kationiske, ikke-ioniske og amfoteriske surfaktanter (Zolotukhin and Ursin, 2000, Rosen and Kunjappu, 2012).

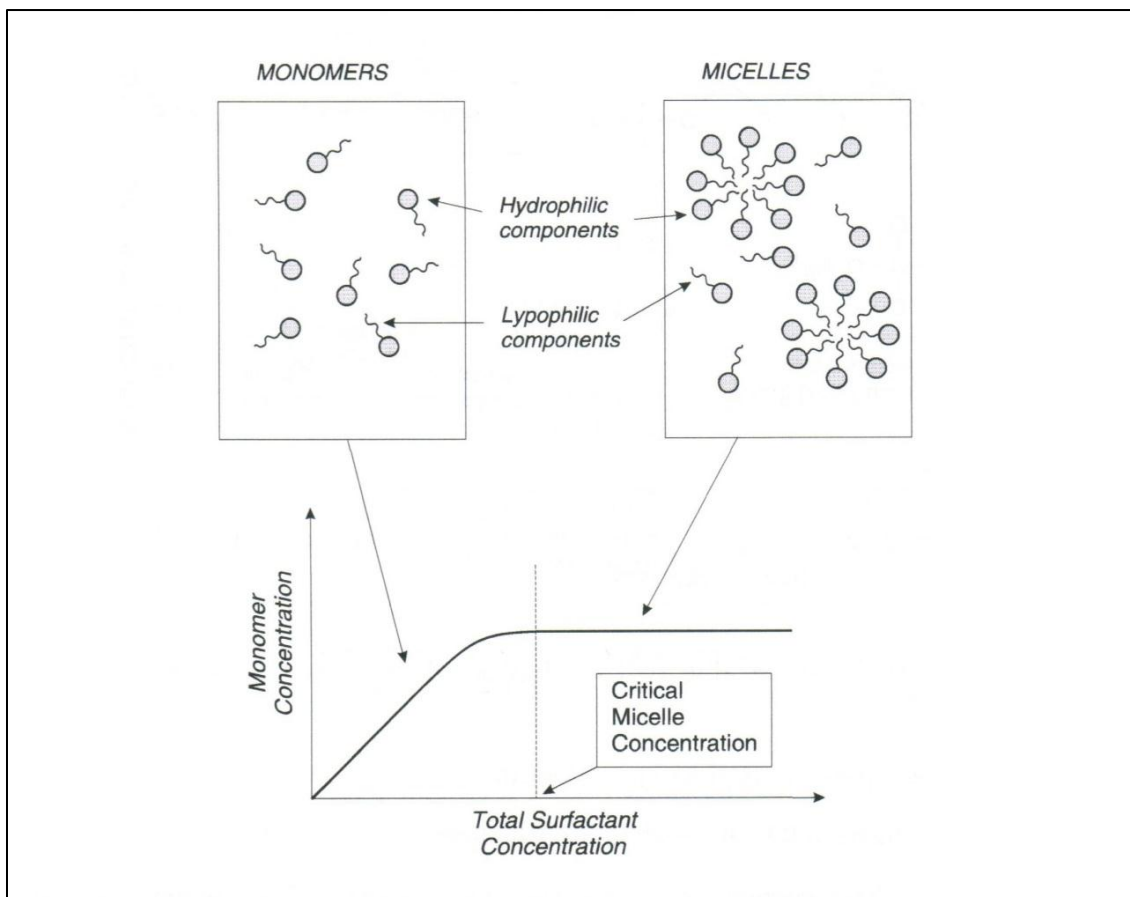
- Anioniske surfaktanter er løselige i vann og reduserer grenseflatespenningen effektivt samt at de er stabile og motstandsdyktige mot retensjon. De er også økonomisk gunstige, noe som gjør disse surfaktantene de mest brukte i oljeutvinningen (Zolotukhin and Ursin, 2000). Generelt har anioniske surfaktanter lavere adsorpsjon i sandstein reservoarer sammenlignet med karbonatreservoarer (Smith, 1988). Derfor antas anioniske surfaktanter å være de beste surfaktantene for EOR i Nordsjøen (Skjæveland and Kleppe, 1992).
- Kationiske surfaktanter er lite i bruk på grunn av høy adsorpsjon på overflaten til leirpartikler.
- Ikke-ioniske surfaktanter blir vanligvis brukt som co-surfaktanter (Zolotukhin and Ursin, 2000). Ikke-ioniske surfaktanter er mest egnet som oppløseliggjørende middel siden de har lavere kritisk micelle konsentrasjon i forhold til andre surfaktant klasser (Rosen and Kunjappu, 2012). Ikke-ioniske surfaktanter har større toleranse for høy salinitet sammenlignet med anioniske surfaktanter (Lake, 2010).
- Amfoteriske surfaktanter kan ha både positive- og negative deler, noe som gjør at de kan adsorberes på både negativ ladede og positiv ladede overflater (Rosen and Kunjappu, 2012). Amfoteriske surfaktanter brukes ikke for økt oljeutvinning (Zolotukhin and Ursin, 2000).

I et vann/olje system vil surfaktanter akkumuleres som monomere i grenseflaten mellom vann og olje med den hydrofile delen i vannfasen og den hydrofobe (lipofile) delen i oljefasen, noe som leder til reduksjon av grenseflatespenningen mellom vann og olje (Rosen and Kunjappu, 2012, Zolotukhin and Ursin, 2000). Videre økning av surfaktant konsentrasjon i vannfasen vil

lede til aggregering av monomere til miceller med den hydrofile delen i vannfasen og den hydrofobe delen i oljefasen (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Konsentrasjonen hvor surfaktant monomere aggregerer til miceller kalles kritisk micelle konsentrasjon «critical micelle concentration», CMC (Skarestad and Skauge, 2011). Et plott av konsentrasjonen til surfaktant monomere versus total surfaktant konsentrasjon begynner fra origo og stiger monotont med et stigningstall lik 1, og deretter flates plottet ut ved kritisk micelle konsentrasjon, CMC, se Figur 4.2 (Lake, 2010).

Når surfaktant konsentrasjonen er ved den kritiske micelle konsentrasjonen, vil en videre økning av surfaktant konsentrasjon lede til økning av kun micelle konsentrasjonen mens monomer konsentrasjonen ikke forandres. Kritisk micelle konsentrasjon er relativt lav, noe som indikerer at surfaktanter i fleste tilfeller vil danne miceller (Skarestad and Skauge, 2011, Lake, 2010).



Figur 4.2: Surfaktant monomere og kritisk micellekonsentrasjon (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Faktorer som påvirker CMC i en vandig oppløsning er strukturen til surfaktanter f.eks. lengden av den hydrofobe gruppen, tilstedeværelse av elektrolytter i oppløsningen, tilstedeværelse av organiske komponenter, tilstedeværelse av andre væskefaser i oppløsningen og temperaturen til selve oppløsningen (Rosen and Kunjappu, 2012).

Hensikten med surfaktantflømming er å utvinne den residuelle oljen som er fanget i porene som følge av kapillære krefter og øke den mikroskopiske fortrenings effektiviteten ved å redusere grenseflatespenningen mellom vann og olje (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Surfaktanter kan også endre fuktpreferansen til reservoarbergarten, noe som i noen tilfeller leder til økt oljeutvinning (Xu et al., 2005), f.eks. i oljevåte karbonatreservoarer eller i karbonatreservoarer med blandet fuktpreferanse vil både kationiske og en del av anioniske surfaktanter endre fuktpreferansen til bergarten til intermediær fuktpreferanse eller vannvått slik at det blir lettere å øke oljeutvinningen ved hjelp av imbibisjon (Seethepalli and Adibhatla, 2004).

Økt oljeutvinning ved hjelp av surfaktantflømming er avhengig av flere faktorer blant disse er saliniteten til injisert fluid og surfaktant retensjon av stor betydning (Zolotukhin and Ursin, 2000).

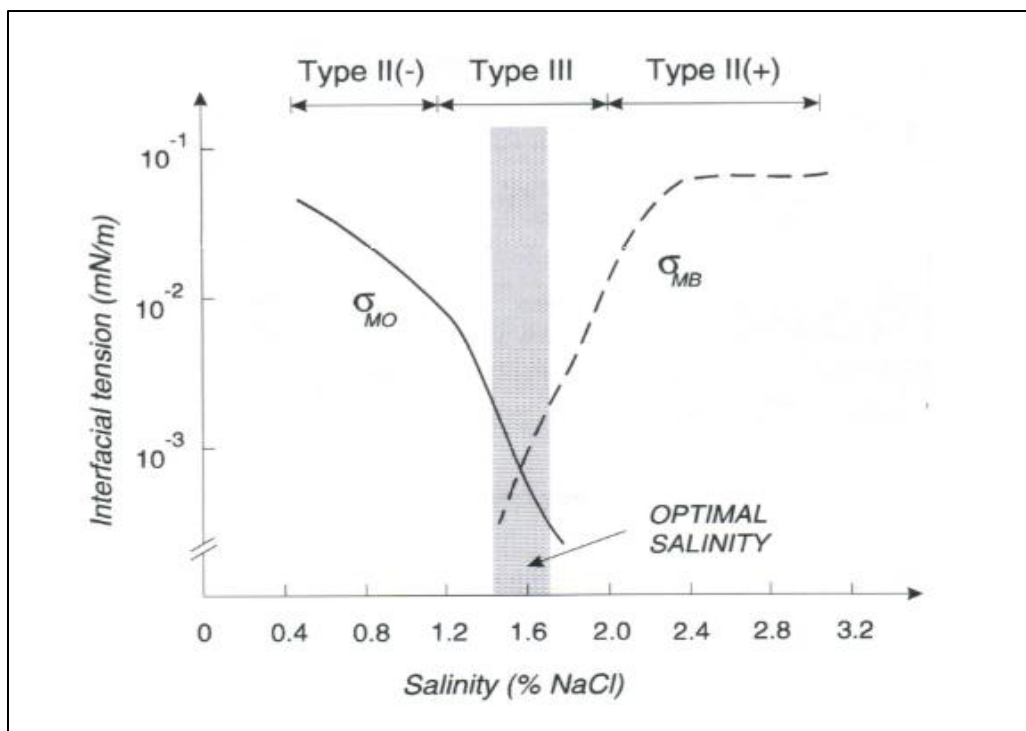
Retensjon som forårsaker surfaktanttap i injisert fluid, slik at surfaktant konsentrasjonen minker (Skarestad and Skauge, 2011), kan oppstå ved adsorpsjon av surfaktant på overflaten til reservoarbergarten, surfaktantutfelling og surfaktantfangning i den ikke-mobile fasen (Zhou et al., 2005).

Surfaktantflømming av et system bestående av vann/olje/bergart viser at saliniteten til injisert vann (brine) er den viktigste faktoren i bestemmelse av faseoppførsel. Basert på saliniteten til injisert vann kan tre forskjellige fase-systemer oppstå (Zolotukhin and Ursin, 2000).

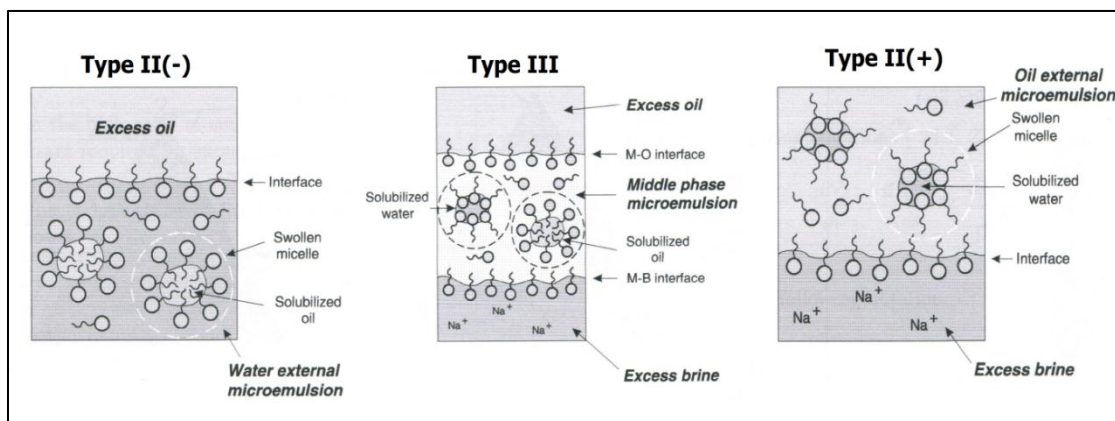
Ved lav salinitet vil surfaktanter være lett løselige i vannfasen og tung løselige i oljefasen. I dette tilfelle vil komposisjonen nær grenseflaten karakteriseres med en ren oljefase og en uren vannfase som inneholder både olje og mikroemulsjoner (Figur 4.4). Dette kalles type II(-) system.

Ved høy salinitet vil surfaktanter være tung løselige i vannfasen grunnet elektrostatiske krefter. I dette tilfelle vil komposisjonen nær grenseflaten karakteriseres med en ren vannfase og en uren oljefase som inneholder både vann og mikroemulsjoner (Figur 4.4). Dette kalles type II(+) system.

For intermediær salinitet vil det oppstå en tredje surfaktant rik fase mellom en ren vannfase og en ren oljefase. Denne fasen karakteriseres ved at den består av to type mikroemulsjoner, en type som inneholder vann og en type som inneholder olje. I dette tilfelle har systemet to grenseflater og dermed to grenseflatespenninger, en mellom vannfasen og mikroemulsjonsfasen, og en mellom oljefasen og mikroemulsjonsfasen (Figur 4.4). Dette systemet har lavest grenseflatespenning (Figur 4.3), noe som gjør slike systemer mer attraktive for oljeutvinning ved hjelp av surfaktantflømming (Zolotukhin and Ursin, 2000).



Figur 4.3: Grenseflatespenning versus salinitet som viser effekten av de ulike surfaktant typene for reduksjon av grenseflatespenningen ved forskjellige saliniteter (Zolotukhin and Ursin, 2000).



Figur 4.4: En illustrasjon av fase oppførsel til et system bestående av surfaktant/olje/vann, ved forskjellige saliniteter, modifisert fra (Zolotukhin and Ursin, 2000).

Surfaktantflømming har høyt potensiale for økt oljeutvinning, men prosessen er økonomisk kostbart og betinger høy oljepris. Surfaktantflømming kan være sekundær eller tertiær, avhengig av flere faktorer f.eks. medfødt vann, adsorpsjon av surfaktant og fortykning av surfaktantløsning. Sammenligning av sekundær og tertiær surfaktantflømming viser at sekundær surfaktantflømming bidrar til høyere utvinning (Skjæveland and Kleppe, 1992).

Surfaktantflømming for oljeutvinning har blitt studert i over 80 år f.eks. vannløselige surfaktanter som sulfonater ble i 1920 omtalt som gode kandidater for økt oljeutvinning (Gao

and Sharma, 2012). Det ble også utviklet en rekke flømmingsmetoder for surfaktant fra 1960 tallet til 1980 tallet. Disse metodene var teknisk vellykket, men i de fleste feltene ble de ikke implementert grunnet lave oljepriser i den perioden (Seethepalli and Adibhatla, 2004).

Surfaktantflømming for EOR har ikke ennå blitt anvendt i Nordsjøen grunnet begrensninger forbundet med offshore teknologi f.eks. installasjoner og begrenset kapasitet på lagring av kjemikalier som blir brukt i surfaktantflømming. Forties på britisk sektor, Oseberg og Gullfaks på norsk sektor antas å være de beste kandidatene for surfaktantflømming i Nordsjøen (Skjæveland and Kleppe, 1992).

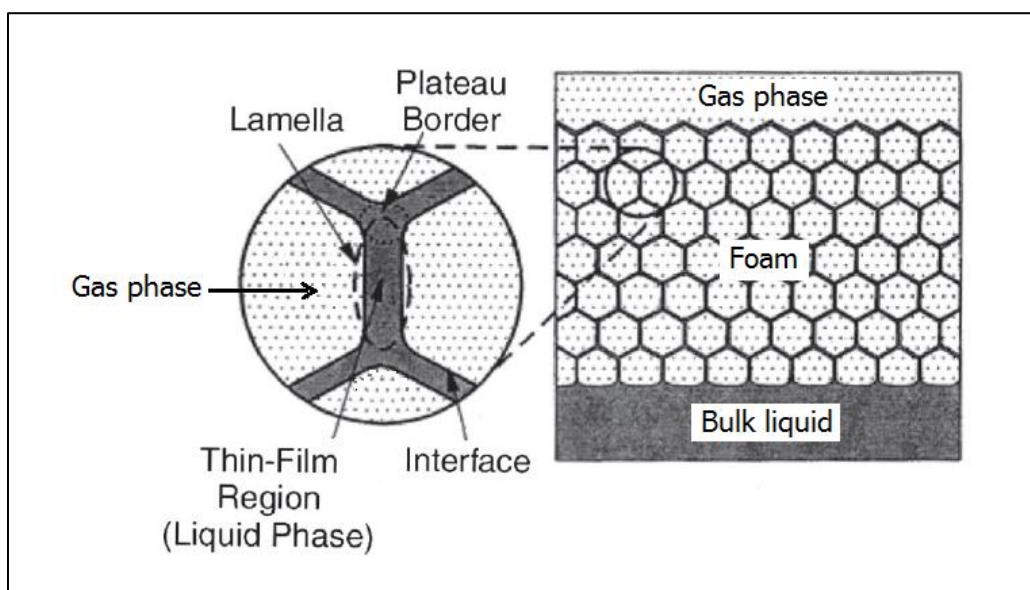
5 Skum

Injeksjon av gasser som CO₂, N₂ og hydrokarbongass leder til bedre mikroskopisk sveipeffektivitet og dermed lavere residuell oljemetning sammenlignet med vannflømming (Farajzadeh et al., 2012), men gass har lav viskositet og følgelig høy mobilitet, noe som leder til dårlig volumetrisk sveip av reservoaret som blir gassflømmet siden gassinjeksjon medfører gravitasjonssegregering og gass kanalisering gjennom reservoaret (Skjæveland and Kleppe, 1992). Mobiliteten til injisert gass kan reduseres i reservoaret ved hjelp av skum (Mayberry et al., 2008) slik at den volumetriske sveip effektiviteten blir forbedret gjennom mobilitetskontroll og plugging av høy permeable lag eller soner (Rossen, 1996).

Skum kan påvirke strømningsregimet ved at gassmobiliteten reduseres dramatisk samt at relativ permeabiliteten til injisert væske blir uforandret. Skum er også selektivt når det gjelder permeabilitet siden den reduserer gassmobilitet i høypermeable soner mer effektivt i forhold til lavpermeable soner (Skjæveland and Kleppe, 1992). Hensikten med bruk av skum for EOR er enten mobilitetskontroll «gas thickening» eller plugging «blocking-and-diversion» (Skjæveland and Kleppe, 1992).

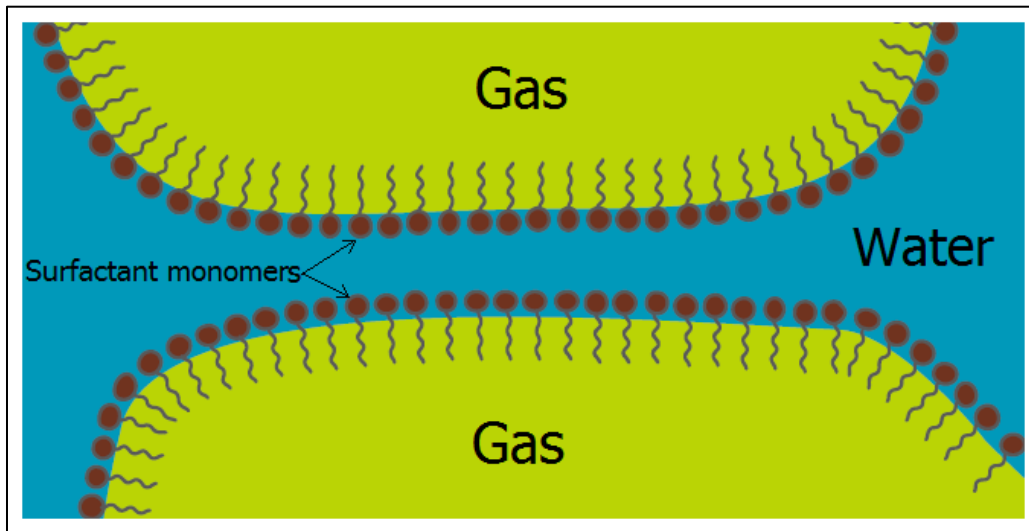
5.1 Definisjon av skum

Skum kan defineres som agglomerasjon av gassbobler separert fra hverandre av tynne væskefilmer (Rossen, 1996). Gassfasen er spredt diskontinuerlig i væskefasen og volumetrisk utgjør en stor andel av skumvolumet, mens væskefilmene som blir kalt lameller er kontinuerlige og utgjør en lite andel av skumvolumet. Lamellene er i direkte kontakt med hverandre gjennom platågrenser, se Figur 5.1 (Farajzadeh et al., 2012). Tykkelsen av lameller er vanligvis noen mikrometer, men kan også være så tynne som noen nanometer (Farajzadeh et al., 2012).



Figur 5.1: Skum, bestående av gassbobler adskilt av lameller, modifisert fra (Romero-Zerón and Kantzas, 2007).

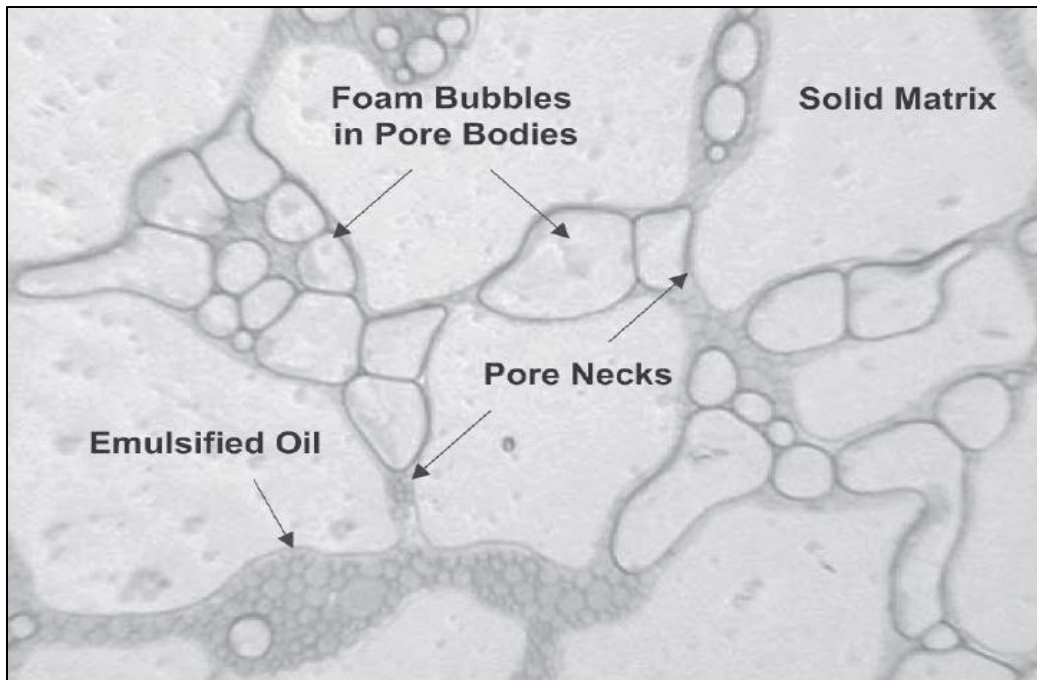
Skum er termodynamisk metastabil og degenereres irreversibelt etter en vis tid siden reduksjon av arealet til lamellene minimerer fri energi til grenseflaten av systemet (Farajzadeh et al., 2012). Surfaktanter tilsettes derfor væskefasen for å stabilisere lamellene rundt gassboblene i skummet, se Figur 5.2 (Mayberry et al., 2008). Væskefilmen (lamellene) stabiliseres ved at surfaktanter adsorberes fra begge sider av væskefilmen (Farajzadeh et al., 2012).



Figur 5.2: Et illustrativt bilde av lameller stabilisert av surfaktanter, modifisert fra (Farajzadeh et al., 2012).

Strukturen til skum i porøse medier er forskjellig fra polyedrisk bulk-skum generert av vanlig såpe, se Figur 5.3 (Gauglitz et al., 2002). I porøse medier defineres skum som dispersjon av gass i væske på en måte der væskefasen utgjør en sammenhengende fase, og minst en del av strømningskanaler for gassen er blokkert av lamellene (Rossen, 1996). Basert på skum eksperimenter som har blitt utført i porøse medier er det vist at gjennomsnittsstørrelsen på gassboblene i et porøst medium er større enn en porekropp (Farajzadeh et al., 2012).

Definisjonen av skum i porøse medier leder til klassifisering av to ulike typer skum: kontinuerlig gass-skum og diskontinuerlig gass-skum (Falls et al., 1988). Kontinuerlig gass-skum oppstår når det finnes minst en fri strømningskanal i porennettverket som ikke er blokkert av lamellene slik at gassen kan strømme gjennom. Diskontinuerlig gass-skum oppstår når det ikke finnes noe fri strømningskanal i porennettverket der gassen kan strømme gjennom, dvs. alle strømningskanaler er blokkert av lamellene (Rossen, 1996). For at gassen kunne strømme i dette tilfelle, må lamellene flyttes gjennom porennettverket (Falls et al., 1988).



Figur 5.3: Et eksempel på morfologien til skum i porøse medier, modifisert fra (Romero-Zerón and Kantzas, 2007).

Skumtekstur beskrives som gjennomsnittlig boblestørrelse (Hirasaki and Lawson, 1985) eller antall lameller per volumenhet, og er et resultat av prosessene dannelse, fanging, mobilisering og nedbryting av lameller (Gauglitz et al., 2002).

Basert på tekstur kan skum deles i to kategorier, sterkt skum og svakt skum. Sterkt skum referer til en tilstand hvor skummet består av finere gassbobler med sterk reduksjon av gassmobilitet, og sterk økning av trykkgradient, mens svakt skum referer til en tilstand der skummet består av relativ store gassbobler med lite reduksjon av gassmobilitet samt lite økning av trykkgradient. Sterkt skum favoriseres over svakt skum for EOR prosesser (Ashoori et al., 2012).

Skum har strømningsegenskaper som ligger et sted mellom strømningsegenskaper til væske og strømningsegenskaper til gass siden skum består av både væske (surfaktantløsning) og gass (Skoreyko et al., 2012). Gassfraksjonen av skum, f_g , og skumkvaliteten er definert på følgende måte (Liu et al., 2006):

$$f_g = \frac{q_g}{q_{g+w}} \quad (5.1.1)$$

$$\text{Skumkvalitet (\%)} = f_g \cdot 100\% \quad (5.1.2)$$

Der q_g er gass strømningsrate og q_{g+w} er total strømningsrate (gass og vann strømningsrate).

5.2 Skumgenerering i porøse medier

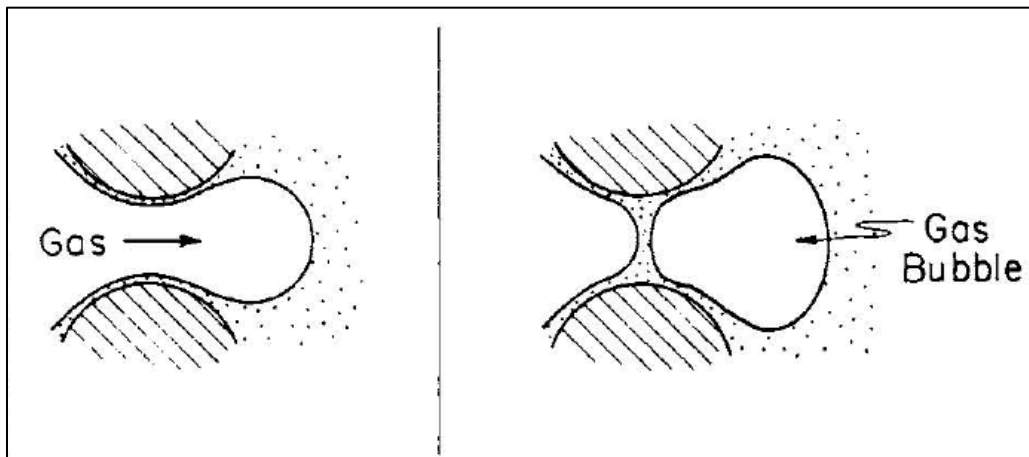
Anvendelse av skum i porøse medier forutsetter skum generering som innebærer dannelse av et effektivt skum med lav gassmobilitet fra betingelser der gassen har høymobilitet. Generering av skum innebærer dannelse av en betydelig stor mengde lameller som separerer gassboblene fra hverandre.

Skum kan genereres på laboratoriet eller feltskala via to injeksjonsmetoder som er samtidig injeksjon av væske og gass, eller alternerende injeksjon av væske og gass (Rossen, 1996). I noen tilfeller trenges det enten høy strømningsrate eller høy trykkgradient for generering av skum i porøse medier (Kam and Rossen, 2003).

Lameller kan dannes i porøse medier ved «snap-off», «lamella division», «leave behind» (Gauglitz et al., 2002) og gass utvikling (Kam and Rossen, 2003).

5.2.1 Snap-off mekanisme

I et porøst medium er porehalsene de mest termodynamisk stabile stedene som væskefasen (den fuktende fasen) kan akkumuleres ved. Ved lave kapillartrykk akkumuleres en film av væskefasen på overflaten til porehalsene. Ved reduksjon av kapillartrykket til under en kritisk verdi vil væskefasen svulle og stenge porehalsen, noe som gjør det vanskelig for gassen å strømme fritt gjennom porehalsen, og leder til dannelse av nye lameller (Rossen, 1996) som er vinkelrett på strømningsretningen, se Figur 5.4 (Nguyen et al., 2000).



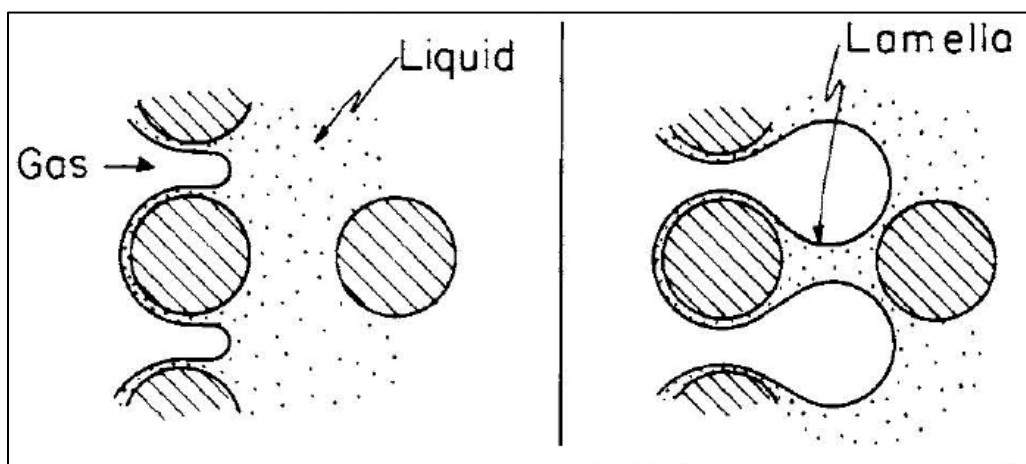
Figur 5.4: En illustrasjon av lamelle dannelse ved «snap-off» mekanisme, hentet fra (Ransohoff and Radke, 1988).

Lamelle dannelse ved snap-off er sterkt avhengig av det dynamiske kapillartrykket i porehalsen (Gauglitz et al., 2002). Lamelle dannelsen forutsetter flere faktorer f.eks. den krever først økning og deretter minking av kapillartrykk i porehalsen (Rossen, 1996). Det krever også tilstedeværelse av en betydelig mengde av væskefase i porehalsen, samt at gassen må være mobil (Kovscek et al., 2007).

Snap-off mekanismen inkluderer også lamelle dannelse ved at en gassfase invaderer en væskefylt pore (Kam and Rossen, 2003). Snap-off mekanismen genererer sterkt diskontinuerlig gass-skum, sterkt skum indikerer stor reduksjon av skummobilitet. Mekanismen kan redusere gassmobiliteten flere størrelsesordener, noe som er gunstig (Tanzil et al., 2000).

5.2.2 Leave-behind mekanisme

Ved «Leave behind» mekanismen dannes lameller som følge av at en væskefylt pore blir invadert av en gass der to gassfronter invaderer poren fra to retninger, se Figur 5.5 (Rossen, 1996). I dette tilfelle fortrenses væsken som befinner seg i poren slik at en ny lamelle dannes (Ransohoff and Radke, 1988).



Figur 5.5: En illustrasjon av lamelle dannelse ved «leave behind» mekanisme, hentet fra (Ransohoff and Radke, 1988).

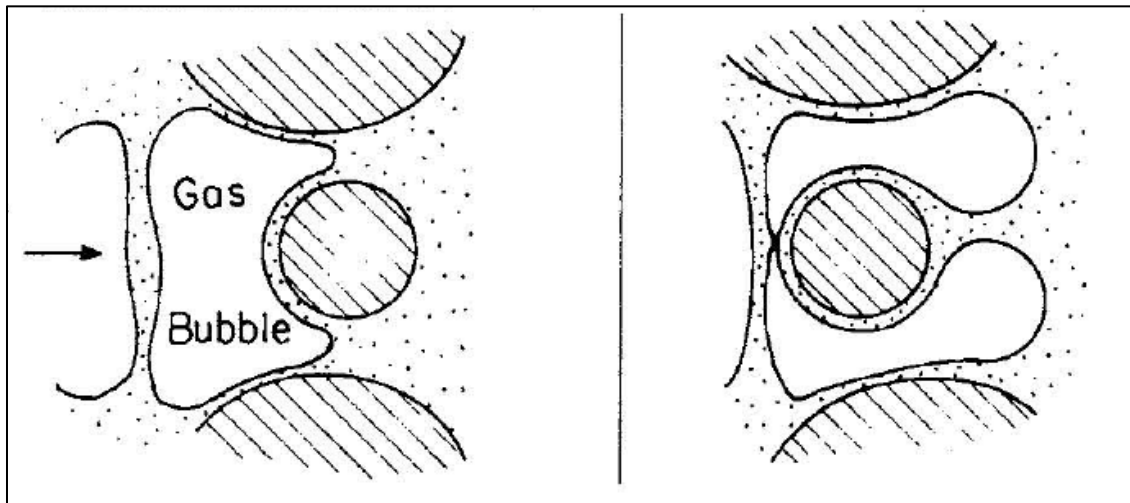
«Leave behind» mekanismen danner en betydelig mengde lameller som er parallelle med strømningsretningen, noe som reduserer gass permeabiliteten og følgelig gassmobiliteten betydelig selv om mekanismen generer svakt kontinuerlig gass-skum med lite separate gassbobler (Nguyen et al., 2000, Ransohoff and Radke, 1988).

Lamelle dannelse ved «Leave behind» mekanismen kan kun inntreffe ved dreneringsprosesser, siden mekanismen er avhengig av gassmetning (Rossen, 1996).

5.2.3 Lamelledeling «lamella division»

Når en eksisterende mobil lamelle møter to eller flere porehalser, kan dette lede til lamelledeling og dannelse av to eller flere nye lameller som følge av delingen, se Figur 5.6 (Ransohoff and Radke, 1988). Lamelle dannelse ved denne mekanismen kalles lamelledeling «lamella division», og forutsetter tilstedeværelse av mobile lameller i et porøst medium, noe

som gjør mekanismen til en sekundær skumgenereringsmekanisme (Ransohoff and Radke, 1988).



Figur 5.6: En illustrasjon av lamelle dannelse ved lamelledeling «lamella division», hentet fra (Ransohoff and Radke, 1988).

Skum som dannes ved denne mekanismen har lignende egenskaper med skum dannet ved snap-off mekanisme, siden det dannes diskontinuerlig gass-skum (separate gassbobler) og prosessen kan forekomme gjentatte ganger i samme pore og porehals (Ransohoff and Radke, 1988). Dessuten kreves det en lokal fluktuasjon av kapillartrykk under lamelledelingen (Nguyen et al., 2000).

Hyppigheten av lamelle dannelse ved lamelledeling er avhengig av flere parametere blant disse antall forgreiningspunkter og gassboblestørrelsen er de viktigste (Nguyen et al., 2000).

Mekanismen fører også til endring av skumteksturen slik at sterkt skum dannes som følge av at gassboblene blir finere etter lamelledelingen (Falls et al., 1988, Tanzil et al., 2000).

5.2.4 Gass utvikling «Gas evolution»

Når en væske (surfaktantløsning) utvikler gass i et porøst medium enten kjemisk eller fysisk, vil dette lede til lamelle dannelse og dermed skumgenerering. Mekanismen blir kalt gass utvikling «Gas evolution» (Rossen, 1996) og egner seg til termale prosesser og trykkendringer (Kam and Rossen, 2003). Ved reservoarbetninger er det vanskelig å generere nok skum med denne metoden (Rossen, 1996). Skumgenerering ved denne mekanismen egner seg derfor til termale prosesser og trykkendringer (Kam and Rossen, 2003).

5.3 Skummobilitet og tilsynelatende viskositet

Skum strømmer ikke som en kontinuerlig fase siden væskefasen og gassfasen strømmer ved to ulike mekanismer hvor væskefasen strømmer som en kontinuerlig fase og følger dens normale relativ permeabilitet og Darcys lov, mens gassfasen strømmer ved at gassboblene bryter sammen og dannes på nytt samt at lamellene beveges gjennom porenettverket (Skjæveland and Kleppe, 1992). Derfor kan skummobilitet beskrives som mobiliteten til væske og mobiliteten til gass hver for seg i tilstedeværelse av skum (Rossen, 1996).

Ved tilstedeværelse av skum i et vannvått medium er relativ permeabiliteten til væskefasen uavhengig av skummet siden mesteparten av væsken befinner seg enten i de smaleste porene der gassen ikke befinner seg i, eller på overflaten til bergarten i de store porene hvor porene er fylt med både væske og gass (Falls et al., 1988).

Mobiliteten til væskefasen ved tilstedeværelse av skum kan antas å være en funksjon av dens metning så lenge væskeandelen som utgjør lamellene er relativt lite i forhold til totalt injisert væske (Falls et al., 1988).

Skum påvirker mobiliteten til væskefasen indirekte gjennom endring av dens metning. Skum påvirker derimot gassmobiliteten direkte slik at skummobilitet kan bestemmes gjennom gassmobilitet i tilstedeværelse av skum. Gassmobilitet i tilstedeværelse av skum er sterkt avhengig av skumtekstur (Rossen, 1995). Jo finere gassboblene er, desto lavere gassmobiliteten blir (Rossen, 1996).

Skumtekstur er også sensitiv mot trykkgradient og det er vist at minimum trykkgradient for mobilisering av skum i porøse medier dekker et breddintervall fra 1 psi/ft til 100 psi/ft (Rossen, 1988). Når trykkgradienten ikke er høy nok for å mobilisere lamellene, vil en del av lamellene bli fanget i porehalsene og blokkerer for strømming av gass, noe som fører til reduksjon av gassmobilitet som følge av lamelle fanging (Skoreyko et al., 2012).

Viskositeten til væskefasen påvirkes ikke av skum siden mesteparten av væskefasen er separert fra gassfasen og okkuperer samme porene som de ville okkupere uten skum (Rossen, 1996).

Når gassfasen utgjør den disperse fasen som i skum vil dens tilsynelatende viskositet øke betydelig (Yan et al., 2006). Ved kontinuerlig gass-skum blir gassens relativ permeabilitet redusert mens gassens viskositet ikke viser noe forandring, mens ved diskontinuerlig gass-skum blir gassens relativ permeabilitet redusert som følge av reduksjon av strømmende gassmetning samt at tilstedeværelse av en betydelig mengde lameller leder til økning av gassens effektive viskositet (Rossen, 1996).

Gassens tilsynelatende viskositet, $\mu_{g,app}$, kan bestemmes ved Darcys lov (Tanzil et al., 2000):

$$\mu_{g,app} = \frac{k}{u_g} \frac{\Delta p}{\Delta x} \quad (5.3.1)$$

Der k er permeabiliteten, u_g hastigheten til injisert gass og Δp er trykkfallet over avstanden Δx .

Den effektive viskositeten til skum, μ_f , i et porøst medium kan uttrykkes ved (Kovscek and Bertin, 2002):

$$\mu_f = \mu_g + \frac{\alpha n_f}{v_f^c} \quad (5.3.2)$$

Der μ_g er viskositeten til gassfase, α er en konstant som varierer proporsjonalt med absolutt permeabilitet, K , og surfaktant type gjennom grenseflatespenning, n_f er skumtekstur eller antall gassbobler per volumenhet av strømmende gass og v er partikkelhastighet hvor c er en eksponent som uttrykker «shear thinning» til skummet.

Reduksjon av gassmobiliteten i tilstedeværelse av skum blir ofte uttrykt med mobilitetsreduksjonsfaktoren for skum (MRF) der mobilitetsreduksjonsfaktoren for skum (MRF) defineres som forholdet mellom trykkgradienten over en kjerneprøve ved en gitt strømningsrate for væske og gass i tilstedeværelse av skum (ΔP_{skum}) og trykkgradienten oppnådd med samme strømningsrate for vann og gass uten skum ($\Delta P_{vann/gass}$) (Maini and Ma, 1984). Mobilitetsreduksjonsfaktoren for skum (MRF) kan uttrykkes som (Romero et al., 2001):

$$MRF = \frac{\Delta P_{skum}}{\Delta P_{vann/gass}} \quad (5.3.3)$$

For å evaluere gravitasjonseffekten ved skuminjeksjon på feltskala er det også viktig å bestemme skummets massetetthet der massetettheten er en funksjon av skumkvalitet, og ligger et sted mellom tettheten til vannet (surfaktantløsningen) og tettheten til gassen som utgjør skummet. Tettheten til skum er lavere enn olje og høyere enn gass. Derfor akkumulerer skum ved gass-olje-kontakten (Skoreyko et al., 2012).

5.4 Skumkvalitetsregimer

Det har blitt observert to ulike strømningsregimer for skum, høykvalitetsregime og lavkvalitetsregime (Yan et al., 2006). I høykvalitetsregimet er trykkgradienten, Δp , tilnærmet uavhengig av gassens strømningsrate, mens i lavkvalitetsregimet er trykkgradienten tilnærmet uavhengig av væskens strømningsrate, se Figur 5.7 (Skoreyko et al., 2012).

I høykvalitetsregimet er skummets oppførsel dominert av kapillartrykket og koalesens, mens i lavkvalitetsregimet er skummets oppførsel dominert av fanging og mobilisering av gassboblene (Yan et al., 2006).

Ved skumflømming med en konstant gass strømningsrate vil kapillartrykket øke med økende skumkvalitet, men ved økning av gassfraksjonen, f_g , vil kapillartrykket øke frem til en begrenset verdi, kalt det begrensende kapillartrykket, P_c^* . Det begrensende kapillartrykket er avhengig av flere faktorer som det porøse mediet, metning til surfaktantløsning, skum dannelsesegenskaper, injisert gass (Farajzadeh et al., 2012).

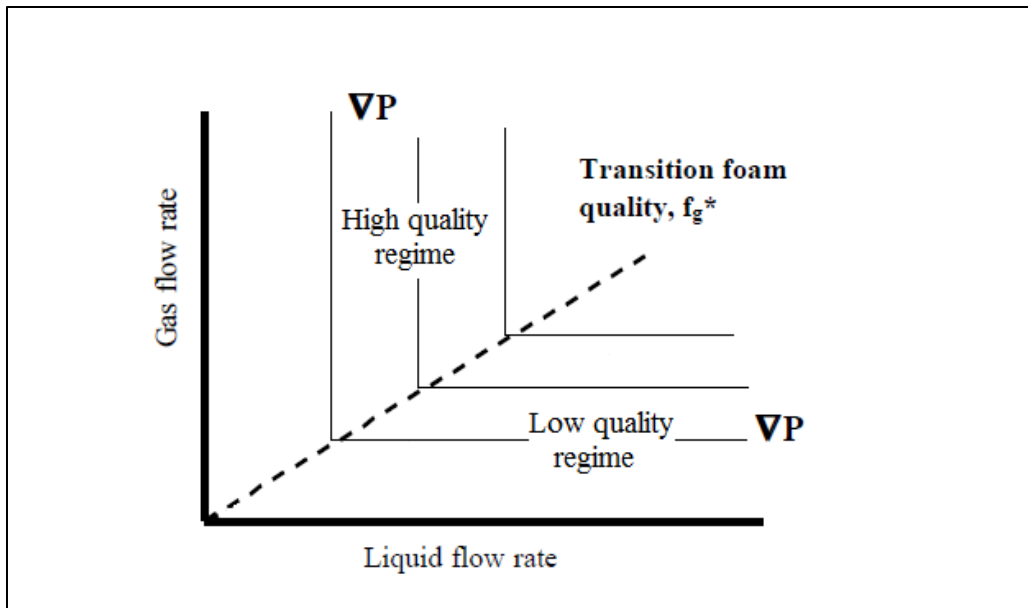
Når kapillartrykket er ved det begrensende kapillartrykket, vil en videre økning av gassfraksjonen ikke lede til ytterligere økning av kapillartrykket, men vil lede til en grovere skumtekstur (Liu et al., 2006), siden for trykk over det begrensende kapillartrykket er surfaktantløsningen ved en kritisk metning som fører til at skummet blir ustabil (Farajzadeh et al., 2012). Derfor er det begrensende kapillartrykket en viktig parameter i vurdering av surfaktant effektiviteten i EOR prosesser, samt at det kan være avgjørende for bestemmelse av minimum relativ gassmobilitet (Nguyen et al., 2000).

I høykvalitetsregimet øker gassmobiliteten bratt for en liten endring i vannmetning på grunn av at boblene kolliderer ved P_c^* (Farajzadeh et al., 2012). Derfor er det P_c^* som kontrollerer gassboblestørrelsen og gassmobiliteten i høykvalitetsregimet (Alvarez et al., 2000). I dette regimet er surfaktantens evne til å stabilisere gassboblene en viktig parameter (Alvarez et al., 2000) siden økning av surfaktantkonsentrasjonen vil lede til forskyving av P_c^* til et høyere trykk og følgelig forskyving av transisjonssonen til høyere verdier av gassfraksjon (Nguyen et al., 2000).

I lavkvalitetsregimet er størrelsen til gassboblene konstant (invariant) med en bestemt minimumsstørrelse, muligens like store som en porekropp, og gassmobilitetsreduksjonen er størst for dette regimet. Skumteksturen i lavkvalitetsregimet er ikke dominert av boblekoalesens, men gassboblene ikke kan overskride en bestemt minimumsstørrelse grunnet genereringsmekanismene ikke tillater generering av gassbobler som er mindre enn en porekropp. Dessuten vil diffusjon mellom gassboblene føre til koalesens og eliminering av gassbobler som er mindre enn en porekropp dersom de dannes. Derfor er trykkgradienten tilnærmet uavhengig av væskens strømningsrate i dette regimet (Farajzadeh et al., 2012). Trykkgradienten er også uavhengig av surfaktantens evne til å stabilisere gassboblene, men er avhengig av det porøse mediet (Alvarez et al., 2000).

Skum oppfører seg som en pseudoplastisk «shear thinning» fluid i lavkvalitetsregimet der viskositeten til skummet minker ved økende skjærspenning (Spirov et al., 2012). I høykvalitetsregimet er det derimot observert at skum oppfører seg som en «shear thickening» fluid i flere tilfeller (Nguyen et al., 2000).

Transisjonssonen mellom høykvalitetsregime og lavkvalitetsregime er karakterisert ved en bestemt verdi av gassfraksjonen, f_g^* , se Figur 5.7 (Liu et al., 2006) som også tilsvarer den kritiske skumkvaliteten, og er ved det begrensende kapillartrykket (Nguyen et al., 2000). Skumkvaliteten i transisjonssonen er bestemt av permeabiliteten til det porøse mediet (Kam and Rossen, 2003) og surfaktantens evne til å stabilisere skummet (Alvarez et al., 2000).



Figur 5.7: Et plott av gass strømningsrate versus væske strømningsrate for bestemmelse av høykvalitetsregime og lavkvalitetsregime, modifisert fra (Alvarez et al., 2000).

5.5 Skumstabilitet

Skum er termodynamisk metastabilt og opphører irreversibelt etter en vis tid som følge av lamelle nedbryting for å minimere energien til systemet. Levetiden til skum er bestemt av lamellestabilitet som er avhengig en rekke petrokjemiske parametere og prosesser som surfaktantkonsentrasjon, saltkonsentrasjon, adsorpsjon, drenering på grunn av gravitasjon, diffusjon av gass gjennom lamellene, overflatekrefter, kapillartrykk og mekanisk fluktusjon (Farajzadeh et al., 2012). Levetiden til skum avtar også med økende temperatur og minkende pH-verdi (Spirov et al., 2012).

Lameller kan kollapse på to måter som er nedbryting av lameller og diffusjon av gass gjennom lameller. Nedbryting av lameller avhenger av kapillartrykk og mekanisk interferens (Rossen, 1996). Endring i kapillartrykk påvirker stabiliteten til lamellene f.eks. ved kapillartrykk lavere enn det begrensede kapillartrykket er lamellene stabile, mens ved kapillartrykk over P_c^* nedbrytes lamellene og skummet kollapse (Romero et al., 2001).

Når kapillartrykket øker til verdier nær P_c^* , vil dette lede til en brå økning av gassmobiliteten, noe som leder til bevaring av kapillartrykket nær P_c^* . Dersom kapillartrykket stiger til verdier over P_c^* , vil dette lede til lamelle nedbryting slik at gassboblene blir grovere inntil kapillartrykket faller igjen til verdier nær P_c^* (Rossen, 1996).

Eksisterende lameller kan også nedbrytes ved trykkdrevet diffusjon av gass gjennom lamellene. Siden trykket i små gassbobler er høyere enn trykket i store gassbobler, vil de store gassboblene vokse som følge av masseutveksling gjennom lamellene (Falls et al., 1988), mens de små boblene opphører (Nguyen et al., 2000). Trykkdrevet diffusjon kan være en langsom prosess, særlig når gassen er ikke-løselig og har lav diffusivitet i vann (surfaktantløsning)

(Falls et al., 1988). Diffusjonsraten til gass, q , gjennom en lamelle som ligger mellom to gassbobler med ulik radius, R_1 og R_2 er gitt ved (Rosen and Kunjappu, 2012):

$$q = -J \cdot A \cdot \Delta P \quad (5.5.1)$$

Der J er lamellepermeabilitet for diffusjon, A er effektiv diffusjonsareal og ΔP er trykkdifferansen mellom to gassbobler med radius R_1 og R_2 , og er uttrykket ved:

$$\Delta P = 2\sigma \left(\frac{1}{R_1} - \frac{1}{R_2} \right) \quad (5.5.2)$$

Diffusjon av gass gjennom lameller er av lite betydning for skum i porøse medier, men prosessen er viktig for bulk skum (Rossen, 1996).

Drenering er en annen faktor som påvirker skumstabilitet som følge av lamelle fortynning. Gravitasjonsdrenering, som har mest effekt på tykke lameller, kan lede til fortynning av lameller til en kritisk tykkelse, noe som igjen kan lede til spontant lamelle nedbryting. Dreneringsraten for gravitasjonsdrenering av tykke lameller er avhengig av bulk viskositet til surfaktantløsningen. Derfor er det gunstig å tilsette elektrolytter eller organiske additiver til surfaktantløsningen for å minke dreneringsraten og effekten av gravitasjon på skumstabilitet (Rosen and Kunjappu, 2012).

Grenseflateviskositeten (overflateviskositeten) til lamellene blir ofte korrelert til skumstabilitet (Rosen and Kunjappu, 2012). Det antas at høy grenseflateviskositet leder til bedre skumstabilitet ved å minke dreneringsraten av surfaktantløsningen i lamellene, og minke koalesensraten av gassboblene (Nguyen et al., 2000), men på den andre siden vil ekstrem høy grenseflateviskositet redusere eller hemme spontant gjenoppbygging av fortynnete deler av lamellene, noe som har negativ effekt på skumstabilitet (Rosen and Kunjappu, 2012).

Det finnes to typer lameller, lameller som dannes mellom to eller flere gassbobler og separerer dem fra hverandre, og lameller som dannes mellom gassboblene og poreveggen. I oljevåte porøse medier vil lameller som ligger mellom gassboblene og poreveggen nedbrytes på grunn av mediets fuktpreferanse. Derfor er generering av skum i oljevåte medier kun mulig når fuktpreferansen til mediet er endret mot mer vannvått ved hjelp av en surfaktantløsning (Farajzadeh et al., 2012).

Endring av mediets fuktpreferanse fra oljevått til vannvått ved hjelp av surfaktantløsning betinger at fuktendringen skjer i fravær av olje, siden tilstedeværelse av olje gjør det umulig å endre fuktpreferansen til mediet (Nguyen et al., 2000). Altså, vil skumstabiliteten avta som følge av økning av residuell oljemetning (Romero-Zeron and Kantzas, 2004).

På den andre siden har noen utførte eksperimenter vist at skum generering og propagering ved hjelp CO₂ er mer effektiv i oljevåte medier enn i vannvåte medier grunnet større adsorpsjon av surfaktanter i vannvåte medier som leder til destabilisering av skum (Romero-Zeron and Kantzas, 2004).

Det er også vist at olje har en tendens til å destabilisere skum, men destabiliseringsgraden er avhengig av oljekomponenter, surfaktantsammensetning og andre faktorer (Li et al., 2010).

For at en oljedråpe kan nedbryte lameller, må oljedråpen først overvinne de elektrostatiske eller steriske interaksjonene som virker mellom pseudoemulsjon filmen og oljedråpen ved å entre gass/vann grenseflaten (Li et al., 2010). Dette bestemmes vanligvis ved hjelp av entringskoeffisienten, E , som bestemmer om en oljedråpe kan entre grenseflaten mellom gass og vann (Mayberry et al., 2008). Entringskoeffisienten, E , er definert som (Li et al., 2011b):

$$E = \sigma_{gw} + \sigma_{ow} - \sigma_{go} \quad (5.5.3)$$

Der σ_{gw} er gass/vann grenseflatespenning, σ_{ow} er olje/vann grenseflatespenning og σ_{go} er gass/olje grenseflatespenning.

Det er termodynamisk gunstig for oljen å entre gass/vann grenseflaten når $E > 0$ (Farajzadeh et al., 2012). Når en oljedråpe entrer gass/vann grenseflaten, vil den muligens spre seg på overflaten slik at den symmetriske gass/væske/gass filmen blir erstattet av en asymmetrisk gass/væske/olje pseudoemulsjon film som er ikke-stabil lenger (Farajzadeh et al., 2012).

Spredningskoeffisienten, S , bestemmer om oljedråpen vil spre seg spontant i gass/vann grenseflaten eller ikke (Mayberry et al., 2008). Denne koeffisienten defineres som (Li et al., 2011b):

$$S = \sigma_{gw} - \sigma_{ow} - \sigma_{go} \quad (5.5.4)$$

Når $S \geq 0$, vil oljedråpen spre seg på gass/vann grenseflate og følgelig lede til lamelle nedbryting, mens for en negativ spredningskoeffisient, $S \leq 0$, kan oljedråpen ikke sprer seg mellom gass/vann grenseflaten. I dette tilfellet vil oljedråpen danne en lens på en side av gass/vann grenseflaten og sannsynligvis kan nå den andre siden når lamellen tynnes ut, noe som fører til brodannelse (Li et al., 2011b).

Brodannelseskoeffisienten, B , viser effekten av oljens brodannelse på skumstabilitet, og er definert som (Farajzadeh et al., 2012):

$$B = \sigma_{gw} + \sigma_{ow}^2 - \sigma_{go}^2 \quad (5.5.5)$$

Positive verdier av brodannelseskoeffisienten, B , indikerer at lamellen er ustabil, mens negative verdier av B indikerer at lamellen er stabil (Farajzadeh et al., 2012).

Når begge koeffisientene, entringskoeffisient og spredningskoeffisient, er termodynamisk favorable, vil skumstabiliteten forstyres av olje. Derimot kan olje ha enten ingen eller lite effekt på skumstabilitet dersom enten entringskoeffisienten eller spredningskoeffisienten er termodynamisk ikke-favorable, dvs. når oljedråpen ikke entrer gass/vann grenseflaten eller oljedråpen entrer grenseflaten men sprer seg ikke (Mayberry et al., 2008).

Effekten av olje på skumstabilitet antas å være avhengig av komposisjonen til olje hvor det er påvist at lette olje komponenter har mest destabiliserende effekt på skum enn tunge olje komponenter (Rossen, 1996).

5.6 Skum for EOR

Bruk av skum for EOR har to hovedformål, mobilitetskontroll og/eller plugging (blokking) av høypermeable soner, særlig nær injeksjons- eller produksjonsbrønner (Romero-Zerón and Kantzas, 2007). Plugging av ikke-produktive regioner i et reservoar nær en produksjons- eller injeksjonsbrønn trenger generering av relativ lite mengde skum, mens bruk av skum for mobilitetskontroll innebærer generering av store mengder skum som dekker en stor region for en lang periode (Rossen, 1996).

Når skum blir brukt for mobilitetskontroll er skummet evne til å ha et favorabelt mobilitetsforhold den aller viktigste parameteren, mens når skum blir brukt for plugging er skummet evne til å avlede injisert fluid til ikke-sveipte områder den aller viktigste egenskapen (Romero-Zerón and Kantzas, 2007).

Det som gjør skum til et attraktiv fluid for mobilitetskontroll er skummets toleranse mot trykk- og temperaturendring, og drastisk endring i fluidhatigheten. Ved høye fluidhastigheter f.eks. nær injeksjonsbrønner oppfører skum seg som en «shear thinning» fluid som strømmer lettere gjennom reservoaret, mens ved lave fluidhastigheter bort fra injeksjonsbrønner har skummet en tendens til å motstå strømming og bli fangende. Denne egenskapen er viktig i reservoarsammenheng der fluidhastigheten nær injeksjonsbrønner er vanligvis høy (Romero-Zerón and Kantzas, 2007).

Det finnes ulike metoder for skuminjeksjon der metodene enten innebærer injeksjon av pregenerert skum eller in-situ skumgenerering. I pregenerert skuminjeksjon blir skummet først generert utenfor det porøse mediet og injiseres deretter i mediet, mens in-situ skumgenerering går ut på å injisere både surfaktantløsning og gass enten samtidig i en co-injeksjon prosess eller alternerende i en SAG-prosess slik at surfaktantløsningen blandes med den injiserte gassen i det porøse mediet, og danner skum (Masalmeh et al., 2011).

Surfaktanter som blir mest brukt for skum generering er «ethoxylated alcohols», «alkyl ethoxy sulfates», «alkylaryl sulfonates» og « α -olefin sulfonates» (Skjæveland and Kleppe, 1992). Blant disse surfaktantene er α -olefin sulfonates (AOS) den aller mest brukte surfaktant type (Skarestad and Skauge, 2011).

Siden en stor andel av naturlige oppsprukne karbonatreservoarer er oljevåte eller lite vannvåte, der det ikke skjer noe eller lite imbibisjon fra sprekk til matriks, vil vannflømming av slike reservoarer lede til tidlig vanngjennombrudd og dermed lite utvinning på grunn av at det injiserte vannet strømmer rett gjennom sprekknettverket uten å imbibere i matriksen (Haugen et al., 2010a).

I slike reservoarer kan sprekkpermeabiliteten være flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, noe som gjør at injeksjon av lav viskøse fluider som gasser og superkritiske fluider kan strømme gjennom sprekknettverket, og lede til tidlig gjennombrudd og lav sveipeffektivitet. Reduksjon av effektiv sprekkpermeabilitet ved å øke motstand mot strømming i sprekknettverket kan avlede fluidstrømningen slik at fluidet strømmer gjennom matriksen og fortrenger oljen som befinner seg i ikke-sveipte soner i matriksen (Haugen et al., 2010b).

En viktig egenskap ved bruk av skum for EOR i heterogene reservoarer er at skum genereres først i høypermeable soner, noe som avleder strømmingen til lavpermeable soner. Dessuten vil skum strømme med lik hastighet i både høypermeable og lavpermeable soner, noe som er av stor betydning for oppsprukne reservoarbergarter der permeabilitetskontrasten er stor (Haugen et al., 2010b).

5.7 Anvendelse av skum i feltforsøk

Skuminjeksjon ble først tatt i bruk på 1980 tallet i elleve feltforsøk der hovedhensikten var plugging av høypermeable soner og reduksjon av gravitasjonssegregering. Disse feltforsøkene hadde ulike grad av suksess både teknisk og økonomisk der halvparten av dem ble regnet som teknisk vellykket og de fleste av dem var økonomisk favorable (Enick and Olsen, 2011).

Siden da har det blitt gjennomført flere feltforsøk av skuminjeksjon f.eks. i vest Texas i USA ble det gjennomført et feltforsøk som bestod av CO₂-skum flømming av et karbonatreservoar som allerede hadde gått gjennom primære utvinningsmetoder, vannflømming og CO₂ injeksjon. Hensikten med feltforsøket var å forbedre mobilitetsforholdet og redusere tidlig gassgjennombrudd, som et resultat av heterogenitet i reservoaret, for å redusere økonomiske kostnader og øke produksjonen.

Dette feltforsøket bestod av to steg, i første steg ble det brukt kun en injektor for injeksjon av CO₂-skum, mens i andre steg ble det brukt fire injektorer. Det første steget av feltforsøket ledet til 30 % økt oljeutvinning, og viste at skum kan genereres og propagere under reservoarbetingelser (Sanders et al., 2012).

Et annet feltforsøk som ble gjennomført i perioden 1991-1993 i «East Vacuum Grayburg-San Andres Unit» (EVGSAU) i New Mexico i USA viste at injeksjon av CO₂-skum ledet til in-situ generering av sterkt skum under reservoarbetingelser slik at skummet avledet injisert CO₂ til ikke-sveipte områder i reservoaret. Avledning av injisert CO₂ til ikke-sveipte områder ledet til økt oljeutvinning og reduksjon av tidlig gassgjennombrudd.

I 1996 ble det gjennomført et feltforsøk i blokk JIN 90 som ligger i den vestlige delen av Liaohe feltet i China. Reservoaret har en gjennomsnittlig porøsitet på 0,297 og har gått gjennom primære utvinningsmetoder, syklisk damp injeksjon, vannflømming og dampflømming, noe som har ledet til lavere reservoartrykk og mindre oljeproduksjon.

Injeksjon av N₂-skum i dette feltforsøket ledet til utvinning av en stor del av den residuelle oljen som lå i blokk JIN 90, noe som gjorde det økonomisk gunstig å utvide feltforsøket. Ved slutten av 2004 hadde feltforsøket oppnådd 47 produksjonsbrønner og 13 injektorer og regnes som det største N₂-skum feltforsøket som ble testet i China.

Feltforsøket viser at skum kan være en god EOR metode i slike reservoarer siden feltforsøket ledet til bedre sveipeffektivitet, økt oljeutvinning, økt reservoartrykk, økning av viskositeten til injisert fluid og reduksjon av oljeviskositeten (Lin and Yang, 2006).

Skum assistert WAG (FAWAG) er blant de fem EOR metodene som ble anvendt i Nordsjøen i perioden mellom 1975 og 2005 (Awan et al., 2008). I 1997 ble skum assistert WAG anvendt i et feltforsøk i Snorre felt både i den sentrale forkastningsblokken og den vestlige forkastningsblokken der hensikten med feltforsøket var å forsinke tidlig gassgjennombrudd og øke gasslagring i reservoaret (Awan et al., 2006).

Feltforsøket ble først anvendt i den sentrale forkastningsblokken, men på grunn av tilstedeværelse av sprekk og gass lekkasje i denne forkastningsblokken ble skuminjeksjonen senere anvendt på den vestlige forkastningsblokken (Spirov et al., 2012).

Skum assistert WAG i den vestlige forkastningsblokken regnes som et vellykket feltforsøk siden metoden forventes å gi 2 MSm^3 på bekostning av 1 M USD. Den høye forventede gevinsten ved Snorre felt viser at skum assistert WAG regnes som en vellykket EOR metode i Nordsjøen (Awan et al., 2006).

Generering av skum krever interaksjon mellom injisert fluid og det porøse mediet, noe som gjør laboratoriske eksperimenter nødvendige for bestemmelse av effekten av ulike parametrene som påvirker skumgenerering f.eks. temperatur, trykk, surfaktant type og konsentrasjon, skumkvalitet, salinitet, strømningsrate, bergartstype, bergartens fuktpreferanse, matriks permeabilitet, tilstedeværelse av sprekk, heterogenitet, oljekomposisjon og oljemetning (Enick and Olsen, 2011).

Laboratoriske eksperimenter gjennomført av Casteel og Djabbarah viser at skum kan forbedre sveipeffektiviteten og lede til økt oljeutvinning sammenlignet med vann-alternerende-gass injeksjon (WAG) eller CO_2 injeksjon (Casteel and Djabbarah, 1988).

I et av disse eksperimentene ble det injisert en slug av surfaktantløsning etterfulgt av en slug av CO_2 i to parallelle vannflømmede sandsteinkjerneprøver med ulik permeabilitet. I et annet eksperiment ble det injisert en slug av surfaktantløsning etterfulgt av en slug av CO_2 i to parallelle CO_2 -flømmede sandsteinkjerneprøver der kjerneprøvene hadde ulik permeabilitet. Disse eksperimentene ble gjennomført ved konstant trykk og temperatur hvor trykk og temperatur i systemet var over den kritiske trykk og temperaturen for CO_2 , noe som gir superkritisk CO_2 (Casteel and Djabbarah, 1988).

Disse utførte eksperimenter av Casteel og Djabbarah viste også at skum ble dannet mest effektivt i den høypermeable kjerneprøven, noe som avledet injisert CO_2 til den lavpermeable kjerneprøven (Casteel and Djabbarah, 1988).

Laboratoriske eksperimenter gjennomført av Siddiqui *et al.* på Berea sandstein kjerneprøver med ulik permeabilitet viser at avledningsegenskapen til skum avhenger av blant annet permeabilitetskontrast, skumkvalitet og den totale strømningsraten (Yan et al., 2006).

Tre eksperimenter med økende total strømningsrate og ved gitt skumkvalitet ble gjennomført for å studere effekten av den totale strømningsraten på mobilitet og mobilitetsreduksjon faktoren. Syv eksperimenter ved to ulike strømningsrater ble gjennomført for å studere effekten av skumkvalitet på mobilitetsreduksjon faktoren. Det ble også brukt tre forskjellige surfaktantløsninger for å observere effekten av surfaktant.

Resultater til gjennomførte eksperimenter av Siddiqui *et al.* på Berea sandsteinskjerneprøver, som hadde en permeabilitet på 9 mD, ble sammenlignet med andre kjerneprøver som hadde permeabilitet mellom 260 mD og 1000 mD. Disse eksperimentene viser at skum kan genereres i porøse medier som har lav permeabilitet f.eks. i porøse medier med 9 mD, men skummobiliteten som er avhengig av skumkvalitet, strømningsrate og andre dynamiske parametere påvirkes av permeabilitet (Siddiqui and Talabani, 1997).

Eksperimenter gjennomført av Yaghoobi *et al.* på to parallelle kjerneprøver av Berea sandstein med ulik permeabilitet under høyt trykk viser at skum leder til selektiv mobilitetsreduksjon (Yaghoobi et al., 1996).

Eksperimenter gjennomført av Yan *et al.* på et kunstig oppsprukket system bestående av to glassplater plassert på hverandre med en uniform glatt sprekk mellom platene der sprekk diameteren kunne justeres etter behov, viser at skum kan forbedre sveipeffektiviteten betydelig i heterogene oppsprukne systemer. Eksperimentet viser også at skum kan avlede strømmingen fra store til små sprekker samt at mengde surfaktantløsning som trengs for å flømme et oppsprukket system avtar med økende gassfraksjonen grunnet avledningsegenskapen til skum, samt at det trengs mindre fluidvolum under flømming ved skumdannelse (Yan et al., 2006).

Del 2- Eksperimentelle prosedyrer

6 Eksperimentelle prosedyrer

6.1 Fluider

Fluidene som ble brukt i denne oppgaven er kalksteinsvann og n-dekan. Sammensetningen til fluidene og deres fysiske egenskaper er listet opp i Tabell 6.1.

Kalksteinsvannet ble tilberedt på laboratoriet ved å blande saltene i Tabell 6.1 med destillert vann og røre løsningen til alt saltet var blandet. Kalsiumklorid, CaCl_2 , ble tilsatt kalksteinsvannet for å minimere oppløsning av kalken, og NaN_3 ble tilsatt løsningen for å hindre bakterievekst (Graue et al., 1999).

Surfaktantløsningen ble også tilberedt på laboratoriet ved å blande ca. 51,5 g PETROSTEP C-1 med 1948,5 g kalksteinsvann. Først ble kalksteinsvannet tilsatt ca. 51,5 g PETROSTEP C-1 som tilsvarer 1 wt. %, siden PETROSTEP C-1 hadde et aktiv innhold på 38,86 wt. %. Deretter ble løsningen satt på et magnetrører i noen timer slik at løsningen ble tilstrekkelig blandet.

Etter CO_2 -skum eksperimentet utført på PC4, oppdaget vi at tilstedeværelse av CaCl_2 i kalksteinsvannet ledet til utfelling av surfaktanter og plugging av produksjonslinjen gjennom baktrykksregulatoren. Derfor erstattet vi kalksteinsvannet med destillert vann for tilberedelse av surfaktantløsningen som ble benyttet i neste CO_2 -skum eksperimentet som ble utført på PC12. Her blandet vi først 990 g destillert vann med 10 g NaCl (1 wt. % NaCl) og satte løsningen på magnetrører i noen timer slik at alt saltet var oppløst. Deretter tilsatte vi saltvannet 2,6 wt. % PETROSTEP C-1 som tilsvarer 1 wt. % aktiv konsentrasjon, og satte løsningen på magnetrør i noen flere timer.

Det ble brukt n-dekan som oljefase i alle eksperimentene siden n-dekan ikke påvirker fuktpreferansen til kjerneprøvene og gjør repeterbarheten av eksperimentene mulige (Haugen et al., 2010b).

Tabell 6.1: Oversikt over fluider brukt i eksperimentene, data for kalksteinsvann og n-dekan er hentet fra (Graue et al., 1999), og data for CO₂ er hentet fra (Metz et al., 2005).

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

6.2 Kjernemateriale

For å bestemme de viktigste parameterne som et reservoar har, er det ofte viktig å analysere kjerneprøver boret fra selve reservoaret, men siden dette er forbundet med store utfordringer, både tekniske og økonomiske, blir dagbruddbergarter vanligvis brukt som analoge til reservoarbergarter (Fernø et al., 2010a).

Prøvene som ble brukt i denne oppgaven består av Portland kalk fra Ålborg, Danmark. Bergarten ble dannet i den perioden som kalles for Maastrichian og den består hovedsakelig av kokkolitter med en sammensetning på 99 % kalsitt og 1 % kvarts. Bergarten er homogen med en permeabilitet fra 1 til 4 mD og en porøsitet fra 45 til 48 % (Graue et al., 1999, Haugen et al., 2010a).

6.3 Måling av porøsitet

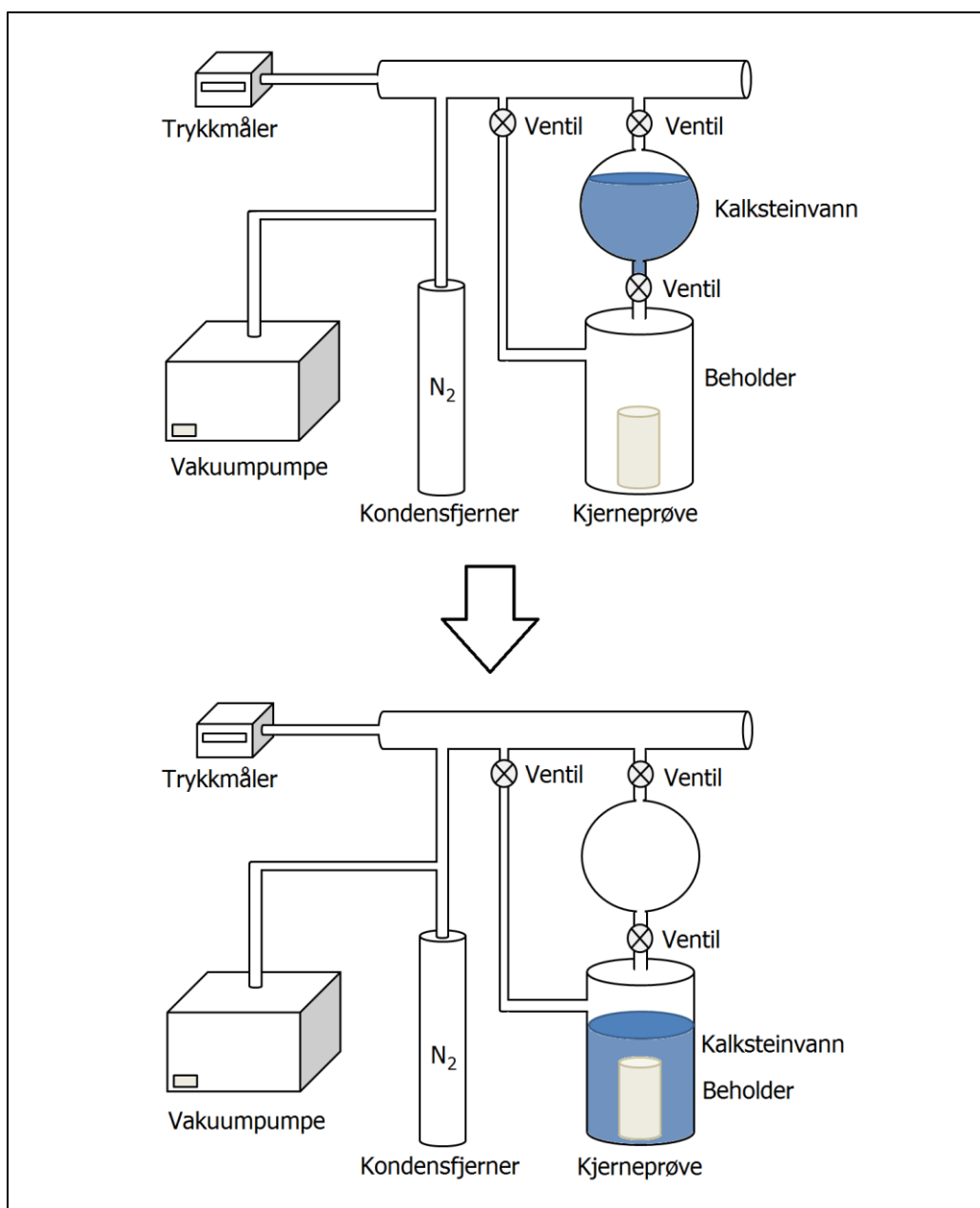
Porøsiteten til 13 kjerneprøver ble bestemt ved å bruke metningsmetoden forklart i avsnitt 1.1. Prøvene ble først vasket med destillert vann og så tørket i et varmeskap med 80 °C i over 24 timer slik at vannfukten i prøvene ble så lite som mulig. Prøvene ble deretter veid med en vekt som hadde en usikkerhet på ±0,01 g og dimensjonen (høyde og diameter) til prøvene ble målt med en skyvelære med en usikkerhet på 0,002 cm.

For metning av kjerneprøvene et eksperimentelt oppsett vist i Figur 6.1, ble brukt hvor kjerneprøvene ble plassert i en vakuumeringskolbe, og kalksteinsvannet i en annen beholder som var koblet til vakuumeringskolben via en ventil.

Både kjerneprøvene og kalksteinsvannet ble vakuumert ved hjelp av en pumpe hvor kalksteinsvannet ble vakuumert til en trykk på lavere enn 10 mbar, mens kjerneprøvene ble vakuumert til en trykk på lavere enn 1 mbar. Teoretisk er hensikten med vakuumeringen å fjerne all luften som finnes i porenettverket slik at prøvene blir 100 % mettet, og trefase-system bestående av olje, vann og luft unngås.

For å mette kjerneprøvene ble ventilen mellom vakuumeringskolben og beholderen åpnet slik at kjerneprøvene ble oversvømt av kalksteinsvannet i over 12 timer. Kjerneprøvene ble veid på nytt etter at de ble mettet med kalksteinsvann og porøsiteten ble beregnet ved å bruke likning 1.1.5.

For kjerneprøver som ble 100 % mettet med n-dekan, fulgte vi prosedyren beskrevet ovenfor med den forskjell at kalksteinsvann ble erstattet med n-dekan under porøsitetmålingen.



Figur 6.1: Skjematisk illustrasjon av oppsettet brukt for metning av kjerneprøver.

Porøsiteten til blokkene ble også bestemt ved å bruke metningsmetoden forklart i avsnitt 1.1. Blokkene ble først preparert som beskrevet i avsnitt 6.7, og deretter ble oppsettet vist på Figur 6.2 brukt for metning av blokkene.

Blokken ble først plassert i et trykkammer. Kammeret ble fylt med pumpeolje og trykket opp til ca. 4 bar ved hjelp av en SP-pumpe som injiserte pumpeolje med et konstant trykk på 4 bar. Deretter ble blokken vakuumert, i ca. åtte timer, ved hjelp av en vakuumpumpe som var koblet til trykkammeret gjennom en linje med en ventil.

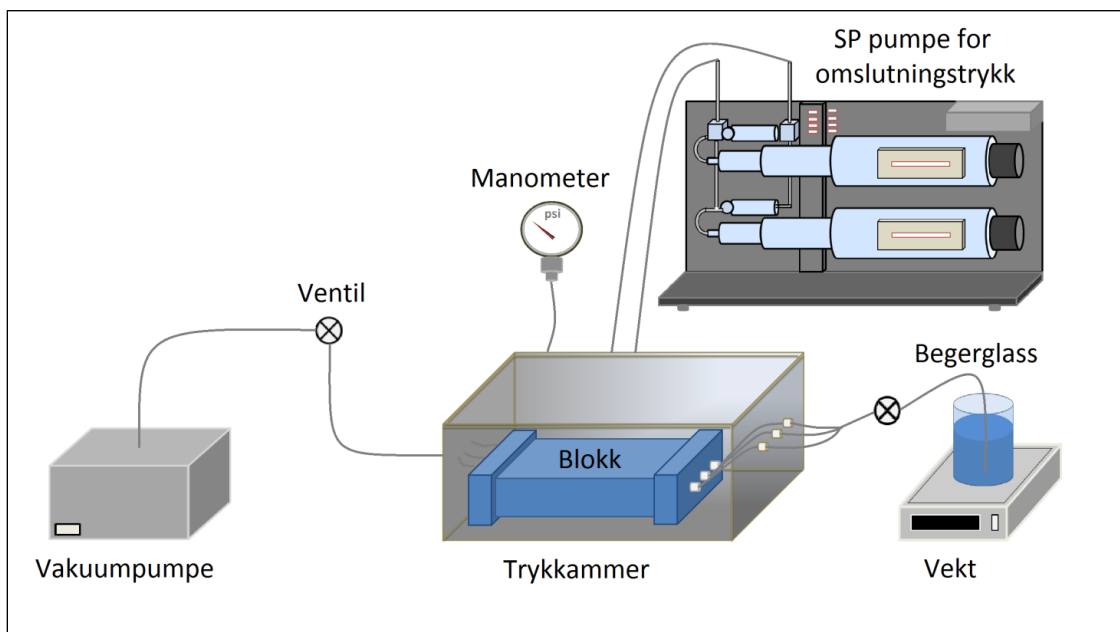
Etter vakuumering, ble blokken mettet med metningsfluidet (n-dekan) ved å åpne ventilen mellom trykkammeret og begerglasset som stod på en vekt (Figur 6.2). Metningsprosessen

varte i ca. 18 timer for å la metningsfluidet ha nok tid til å imbibere godt inn i porene til blokken.

Vekten ble brukt for å bestemme massedifferansen til metningsfluidet (n-dekan) før og etter metning, som tilsvarer massen til mengde fluid som har imbibert inn i porene til blokken og linjen (mellom blokken og begerglasset).

Den totale massedifferansen til metningsfluidet (n-dekan) som hadde imbibert i både blokken og linjen (mellom blokken og begerglasset) ble korrigert for massen til metningsfluidet (n-dekanmassen) som hadde imbibert i linjen. Massen til metningsfluidet (n-dekan) som imbiberte i linjen ble kalt «dødvolum», og ble trukket fra den totale massedifferansen.

Massedifferansen til metningsfluidet (n-dekan) som kun hadde imbibert i blokken, ble så benyttet til beregning av blokkporøsiteten ved å bruke ligning 1.1.5.



Figur 6.2: En forenklet skjematisk illustrasjon av oppsettet brukt for metning av blokker.

6.4 Måling av absolutt permeabilitet

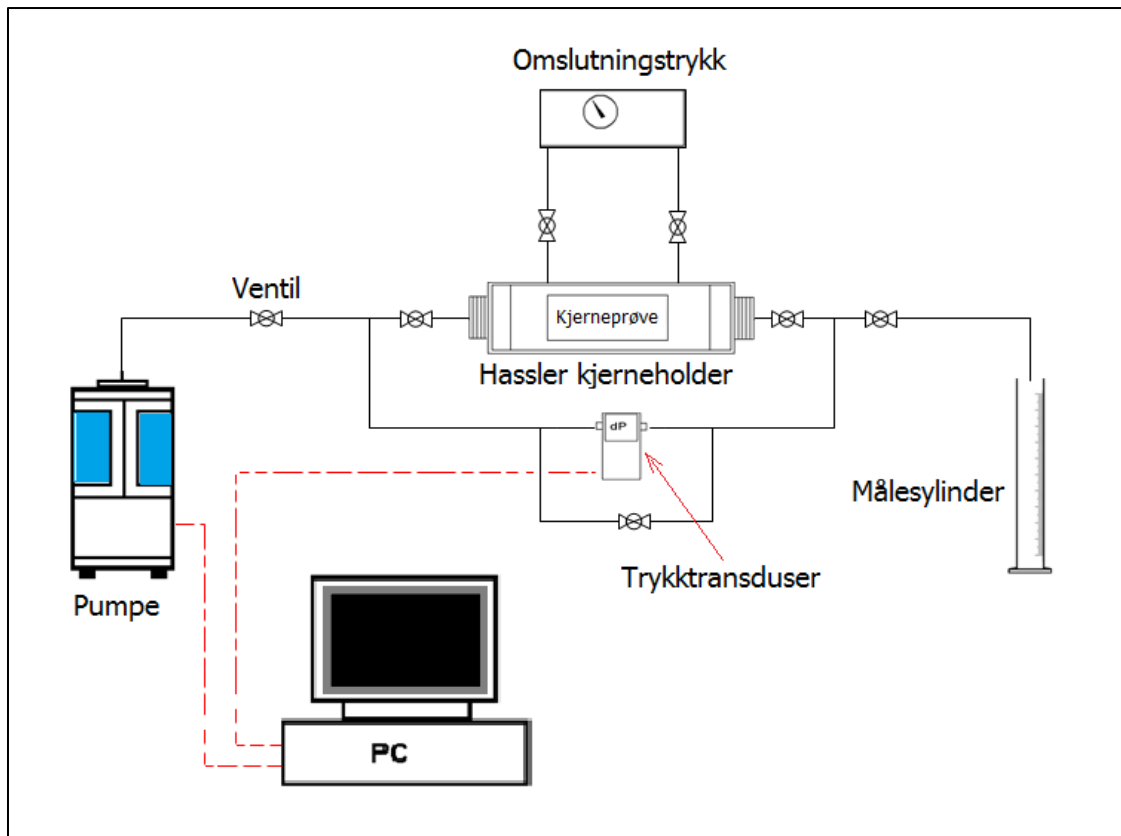
Den absolutte permeabiliteten til hver enkel kjerneprøve ble bestemt ved å injisere kalksteinsvann gjennom kjerneprøven med fire forskjellige konstante rater, og måle differensialtrykket over kjerneprøven når trykket ved hver injeksjonsrate var stabilt.

Kjerneprøvene ble først plassert i en Hassler-kjerneholder og et omslutningstrykk på ca. 6 bar over differensialtrykket (linjetrykket) ble påført systemet for å sikre at alt injisert fluid strømmet kun gjennom kjerneprøven. Oppsettet som ble brukt for bestemmelse av absolutt permeabilitet er vist i Figur 6.3.

For kjerneprøvene som ble 100 % mettet med n-dekan, injiserte vi n-dekan for måling av absolutt permeabilitet.

Et plott av strømningsratene versus differensialtrykk vil gi en rett linje der stigningstallet til plottet uttrykker den lineære korrelasjonen mellom strømningsraten og differensialtrykket.

Siden viskositeten til injisert fluid antas å være konstant og kjent samt at tverrsnittsarealet og lengden til kjerneprøven er kjente parametere, kan vi beregne den absolutte permeabiliteten ved å bruke Darcys lov, ligning 1.3.1.1.



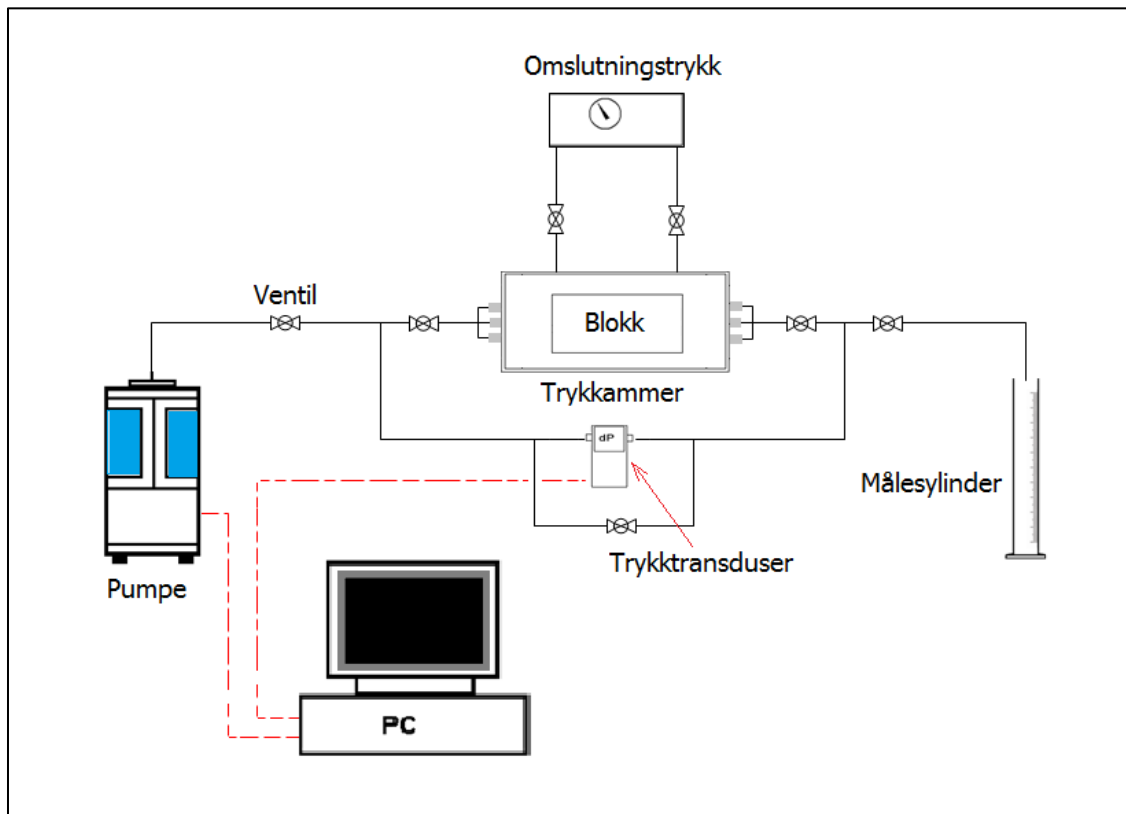
Figur 6.3: Sjematisk illustrasjon av oppsettet brukt for bestemmelse av absolutt permeabilitet til kjerneprøver.

Når det gjelder måling av permeabiliteten (totalpermeabilitet) til blokkene B1 og B2, var prosedyren tilnærmet samme som for måling av absolutt permeabilitet til kjerneprøvene med den forskjell at det ble valgt høyere injeksjonsrater i bestemmelse av permeabiliteten til blokkene, siden tverrsnittsarealet til blokkene er større sammenlignet med tverrsnittsarealet til kjerneprøvene.

Den totale permeabiliteten til hver enkel blokk ble bestemt ved å injisere n-dekan gjennom blokken med fire forskjellige konstante rater, og måle differensialtrykket over blokken når differensialtrykket stabiliserte seg. Deretter ble strømningsrate versus differensialtrykk plottet. Ved hjelp av stigningstallet til plottet og Darcys lov (ligning 1.3.1.1) ble permeabiliteten til blokkene bestemt.

Hver enkel blokk ble først plassert i en trykkammer og et omslutningstrykk på ca. 4 bar over linjetrykket ble påført systemet for å hindre strømming av n-dekan mellom epoksyaget og

blokken, og hindre epoksyaget i å sprekke. Oppsettet som ble brukt for bestemmelse av permeabiliteten (totalpermeabilitet) til blokkene er vist på Figur 6.4.



Figur 6.4: Skjematisk illustrasjon av oppsettet brukt for bestemmelse av totalpermeabilitet til blokker.

6.5 Primær drenering

Primær drenering av de sterkt vannvåte kjerneprøvene ble utført ved å flømme kjerneprøvene med n-dekan med et konstant differensialtrykk på ca. 2 bar/cm inntil kalksteinsvannproduksjonen ved utløp siden stoppet, og kun n-dekan ble gjenprodusert.

Det ble injisert totalt 5 PV n-dekan for å oppnå ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} . Etter injeksjon av ca. 2,5 porevolum n-dekan, ble injeksjonsretningen reversert for å sikre homogen metning av kjerneprøvene.

Til slutt ble volumet av produsert kalksteinsvann avlest og ikke-reduserbar vannmetning, S_{wi} , og initial oljemetning, S_{oi} , ble beregnet ved hjelp av material balanse.

Oppsettet som ble brukt for primær drenering er analog til oppsett som ble brukt for bestemmelse av absolutt permeabilitet (Figur 6.3).

6.6 Oppsett for flytende CO₂ eksperimenter utført på kjerneprøver

For å utføre eksperimenter av CO₂-flømming, ble det først brukt en del tid på å lage et oppsett for injeksjon av flytende CO₂, se Figur 6.5. Utstyr som ble brukt i oppsettet var:

- Hassler kjerneholder
- Quizix QX 1500 pumpe
- Validyne P61 differensialtrykkmåler
- Manometer
- Baktrykksregulator
- Buffer for CO₂ med 1 liter volum
- CO₂ tank med 60 bar trykk
- Nitrogen tank med 180 bar trykk
- Håndpumpe for omslutningstrykk
- Sikkerhetsventil
- Swagelok tubing, ventiler (toveis og treveis) og fitting
- Datamaskin
- Kamera
- Begerglass og Målesylinder

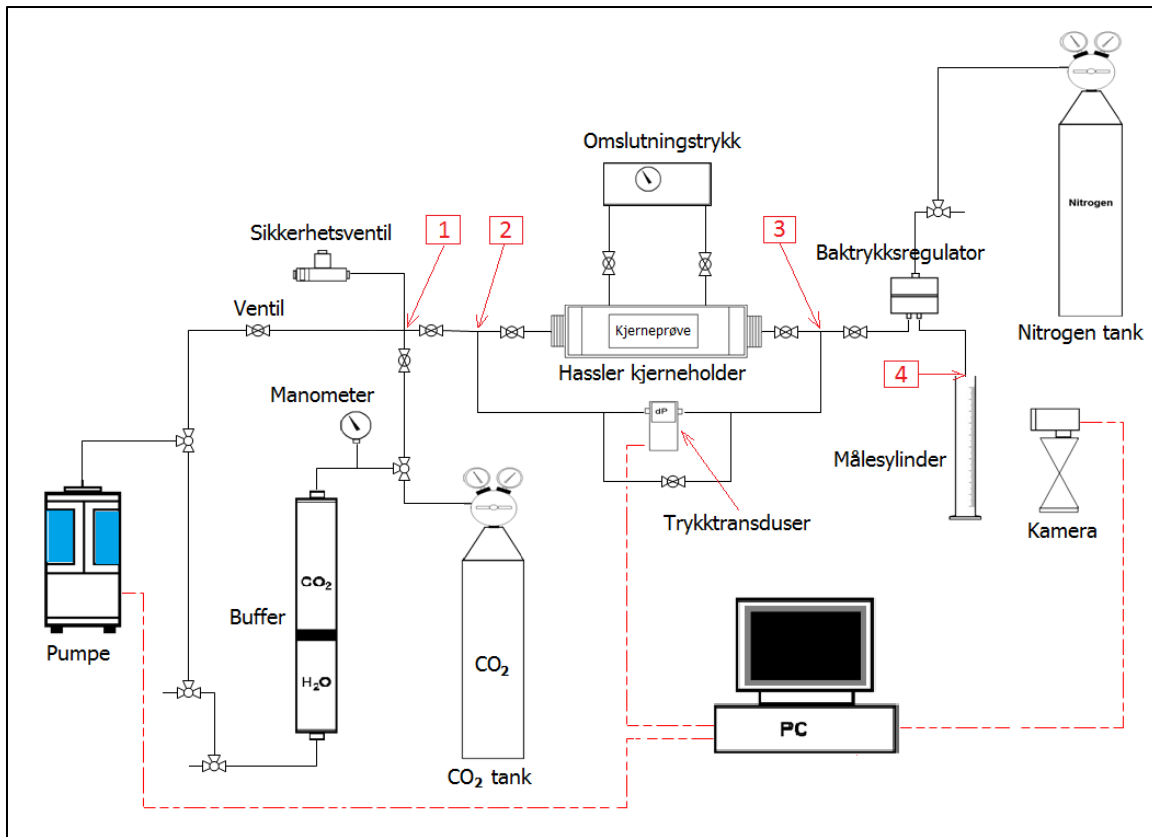
Dette oppsettet ble laget på en måte som var mulig å utføre superkritisk CO₂ eksperimenter siden det var mulig å flytte en del av oppsettet i et varmeskap der temperaturen kunne reguleres etter behov. Dessuten var oppsettet laget på en måte som var mulig å modifiseres for CO₂-skum injeksjon.

Både Quizix QX 1500 pumpen og Validyne P61 differensialtrykkmåler ble kalibrert før laging av oppsettet ved å følge brukermanualen til hvert utstyr. Validyne differensialtrykkmåleren ble kalibrert ved hjelp av «Pressure Calibrator DPI 610» og Quizix QX 1500 pumpen ble kalibrert ved hjelp av en trykkmåler.

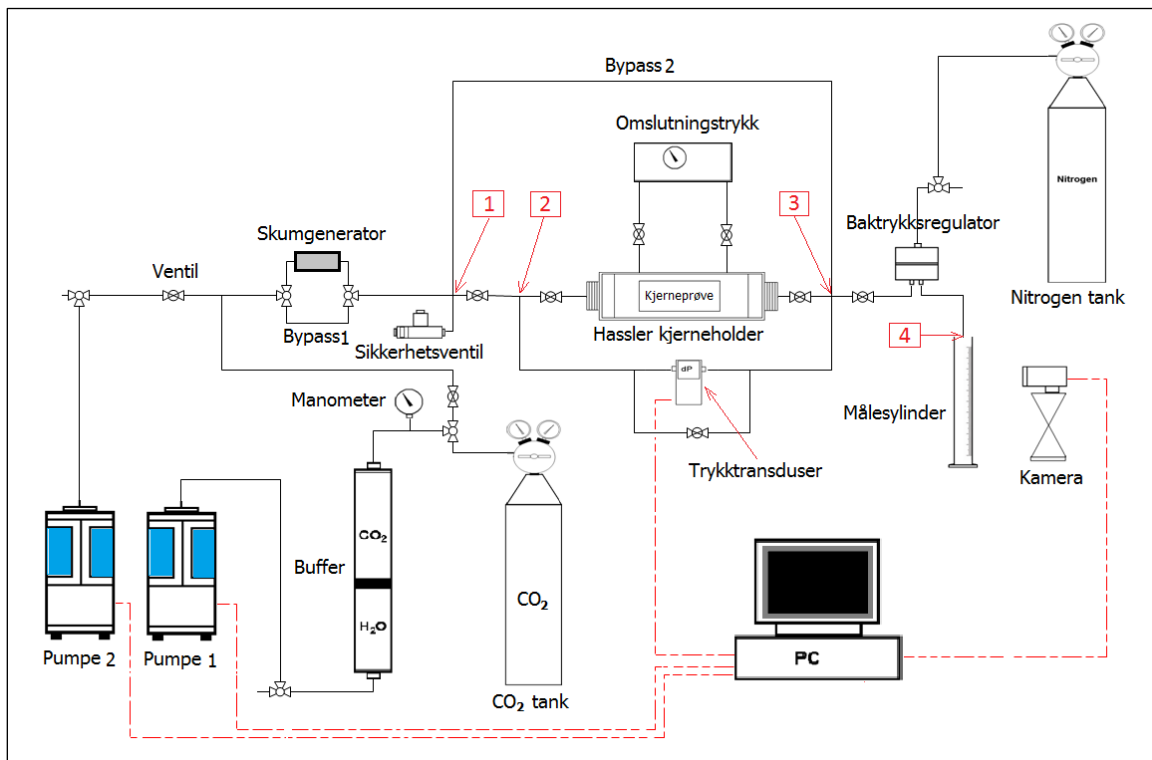
Før igangsetting av eksperimenter ble oppsettet trykktestet ved et trykk på 100 bar og romtemperatur ved å injisere n-dekan og/eller CO₂ slik at eventuelle lekkasjer og feil kunne oppdages på forhånd.

For å unngå produksjon av n-dekan fra linjen over Validyne differensialtrykkmåleren som følge av CO₂ diffusjon, ble denne linjen (fra punkt 2 til 3 gjennom Validyne differensialtrykkmåleren på Figur 6.5) fylt med destillert vann etter trykktesting av oppsettet, dvs. før igangsetting av eksperimenter. Tilsvarende ble linjen til sikkerhetsventilen (fra punkt 1 frem til sikkerhetsventil på Figur 6.5) også fylt med destillert vann.

Volumet av linjen fra punkt 1 gjennom punkt 2 frem til innløp av Hassler kjerneholder og volumet fra utløp av Hassler kjerneholder gjennom punkt 3 og baktrykksregulatoren frem til punkt 4 (Figur 6.5), ble eksperimentelt målt. Dette volumet kaller vi dødvolum og må trekkes fra volumet til den totale produksjonen i hvert eksperiment siden disse to linjene fylles med n-dekan under opptrykking av systemet og produseres igjen under CO₂-injeksjon.



Figur 6.5: Skjematisk illustrasjon av oppsettet brukt for injeksjon av flytende CO₂ i kjerneprøver.



Figur 6.6: Skjematisk illustrasjon av oppsettet brukt for CO₂-skum eksperimenter utført på kjerneprøver.

For å kunne utføre CO₂-skum eksperimenter på kjerneprøver, måtte oppsettet til injeksjon av flytende CO₂ modifiseres til oppsettet vist på Figur 6.6. Dette ble gjort ved å montere et ekstra Quizix QX 1500 pumpe for injeksjon av surfaktantløsning, og en skumgenerator for generering av skum når flytende CO₂ og surfaktantløsning injiseres samtidig. Skumgeneratoren ble laget ved å fylle en 12 cm lang tubing (1/4") med ukonsolidert sand og legge filterer på begge endene av tubingen for å hindre sandpartikler i å strømme med injisert fluid, og plugge linjene i oppsettet.

Det ble også lagt til en bypass linje fra punkt 1 til punkt 3 (Figur 6.6) for å kunne rense deler av oppsettet ved behov.

Siden dødvolumet for dette oppsettet er forskjellig fra dødvolumet til oppsettet brukt for injeksjon av flytende CO₂, ble dødvolumet for dette oppsettet også målt. Her består dødvolumet av volumet til linjen fra punkt 1 til kjerneholderens innløp, gjennom punkt 2 (Figur 6.6), og volumet fra kjerneholderens utløp frem til punkt 3 (Figur 6.6).

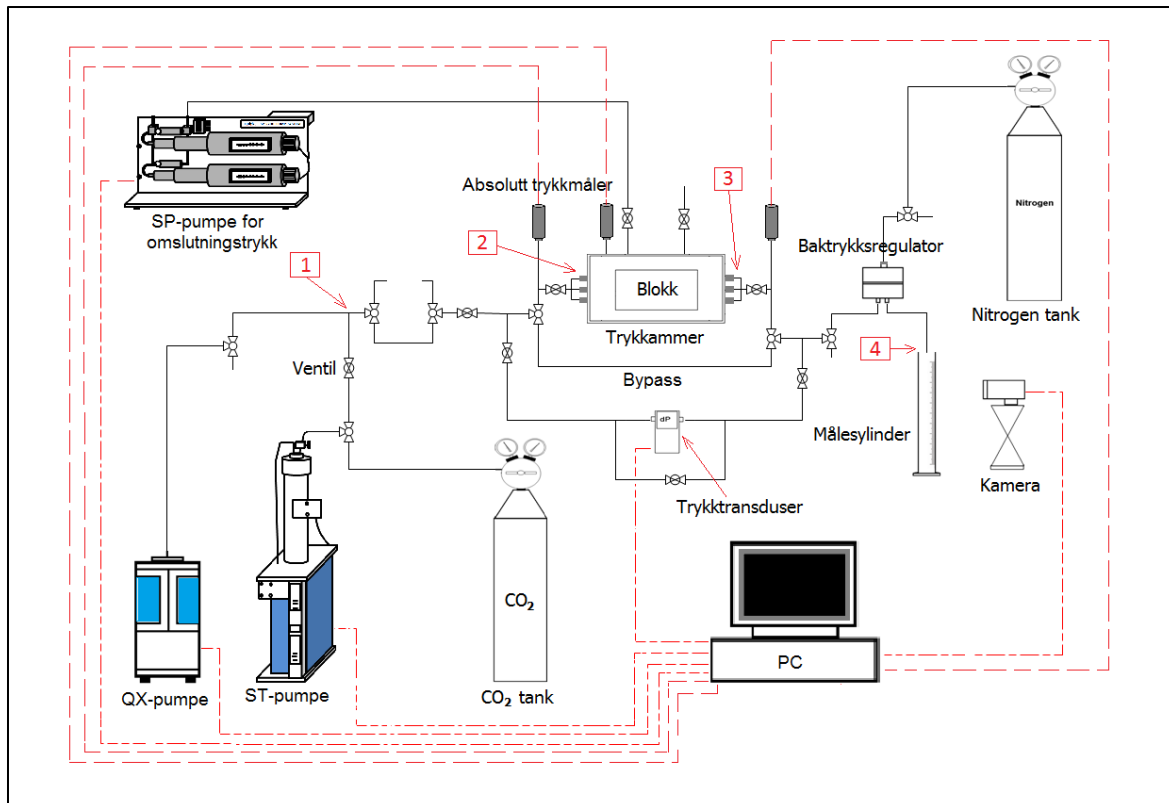
For eksperimenter utført på blokker, der blokkene ble flømmet med flytende CO₂, ble det brukt et annet oppsett som er vist på Figur 6.7. For å bygge dette oppsettet, ble det brukt følgende utstyr:

- Trykkammer
- Quizix QX 1500 pumpe
- Quizix SP-5200 pumpe
- ST Stigma pumpe
- Validyne P61 differensialtrykkmåler
- Unik 5000 absoluttrykkmåler
- Manometer
- Baktrykksregulator
- CO₂ tank med 60 bar trykk
- Nitrogen tank med 180 bar trykk
- Sikkerhetsventil
- Swagelok tubing, ventiler (toveis og treveis) og fitting
- Datamaskin
- Kamera
- Begerglass og Målesylinder

Før igangsetting av blokk-eksperimentene, ble alle pumpene og alle trykkmålerne i oppsettet (Figur 6.7) kalibrert, Quizix QX 1500, Quizix SP-5200 og ST Stigma pumpene ble kalibrert ved å følge brukermanualen til hver enkel pumpe. Unik 5000 absoluttrykkmålerne ble kalibrert ved hjelp av «Pressure Calibrator DPI 610».

Etter kalibrering av pumpene og trykkmålerne, ble oppsettet trykktestet for å oppdage eventuelle feil og/eller lekkasjer.

For å måle dødvolumet eksperimentelt, ble først volumet av linjen fra punkt 1 til punkt 2 målt flere ganger. Deretter målte vi volumet av linjen fra punkt 3 til punkt 4 gjennom baktryksregulatoren flere ganger (Figur 6.7). Summen av disse to utgjør dødvolumet til hele oppsettet som må korrigeres for i hvert eksperiment.



Figur 6.7: Skjematisk illustrasjon av oppsettet brukt for injeksjon av flytende CO₂ i blokker.

6.7 Oppsprekking og klargjøring av kjerneprøver og blokker

For å studere effekten av sprekker på oljeutvinning fra kalksteinkjerneprøver lagde vi rettlinjede, kunstige sprekker med relativt glatte overflater langs lengdeaksen til kjerneprøvene ved hjelp av en sirkelsag som brukte vann for nedkjøling av sagbladet.

Vi brukte ikke vann for nedkjøling av sirkelsagen siden kjerneprøvene som vi kuttet med sirkelsagen er sterkt vannvåte med et Amott-Harvey indeks nær 1,0, noe som ville lede til spontanimbibisjon av vann i matriks til kjerneprøvene. Imbibisjon av vann inni kjerneprøvene ville påvirke den ikke-reduserbare vannmetningen. Sagbladet hadde en tykkelse på ca. 0,20 cm og fjernet en del av kjerneprøven med en tykkelse på ca. 0,25-0,30 cm, noe som leder til endring av porevolumet (PV) og OOIP etter oppsprekking.

Noen av kjerneprøvene ble kuttet med en lineær sag som hadde en bladtykkelse på 0,1 cm og dermed fjernet sagbladet en del av kjerneprøvene med en tykkelse på ca. 0,10-0,15 cm.

Vi antar at den opprinnelige porøsiteten og metningen til kjerneprøvene er uendret etter oppsprekking siden kalkstein er homogent med hensyn til porøsitet.

Porevolumet til kjerneprøven etter oppsprekking ble beregnet ved å trekke avkuttet porevolum fra porevolumet til kjerneprøven før oppsprekking der avkuttet porevolum ble beregnet på følgende måte:

$$PV_{\text{etter oppsprekking}} = PV - (L \cdot B_{\text{avkuttet}} \cdot D \cdot \emptyset) \quad (6.7.1)$$

Der $PV_{\text{etter oppsprekking}}$ er porevolumet til kjerneprøven etter oppsprekking, PV er porevolumet før oppsprekking, L er lengden av kjerneprøven, B_{avkuttet} er avkuttet tykkelse, D er diameteren til kjerneprøven.

Kjerneprøvene ble også veid både før og etter oppsprekking for å kunne beregne avkuttet porevolum ved hjelp av materialbalanse på følgende måte:

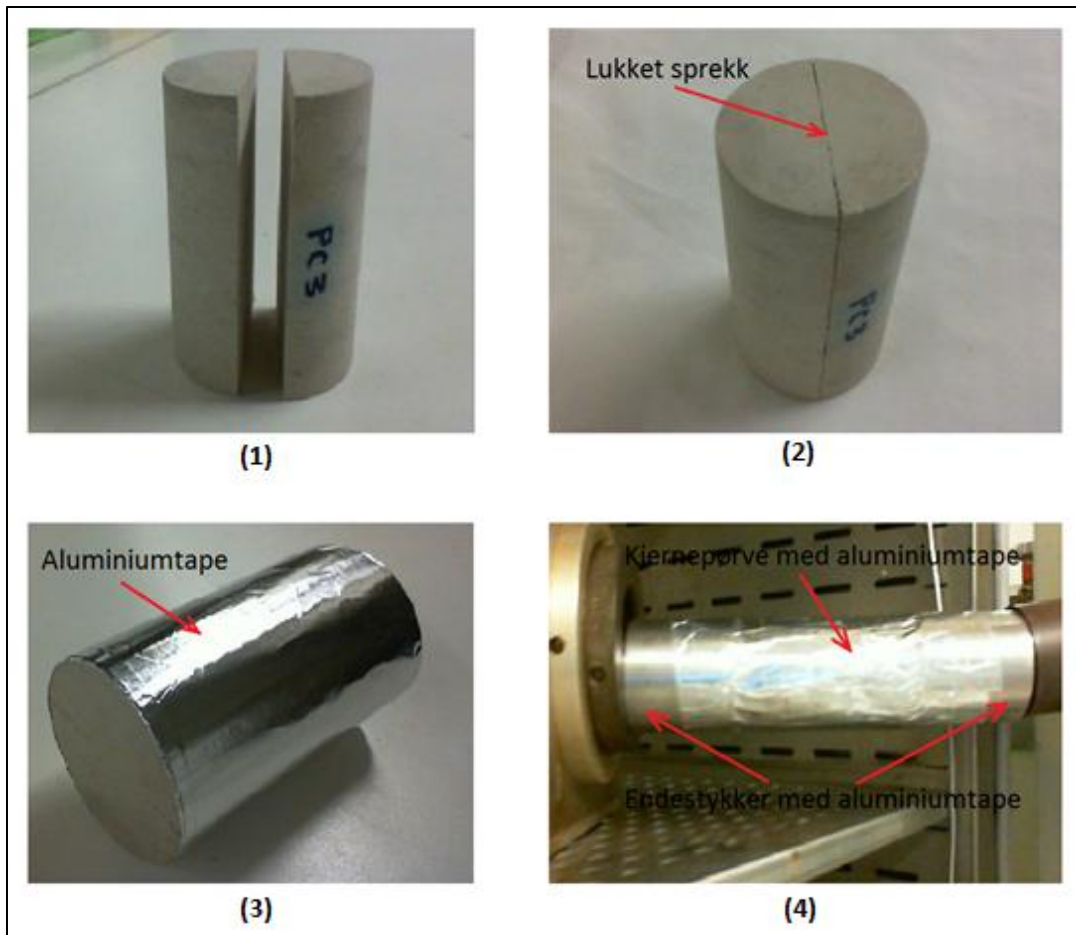
$$PV_{\text{etter oppsprekking}} = PV - \frac{\Delta m_{\text{oppsprekking}}}{\rho_{\text{kjerneprøve}}} \cdot \emptyset \quad (6.7.2)$$

Der $\Delta m_{\text{oppsprekking}}$ er massedifferansen før og etter oppsprekking og $\rho_{\text{kjerneprøve}}$ massetettheten til kjerneprøven som ble kuttet.

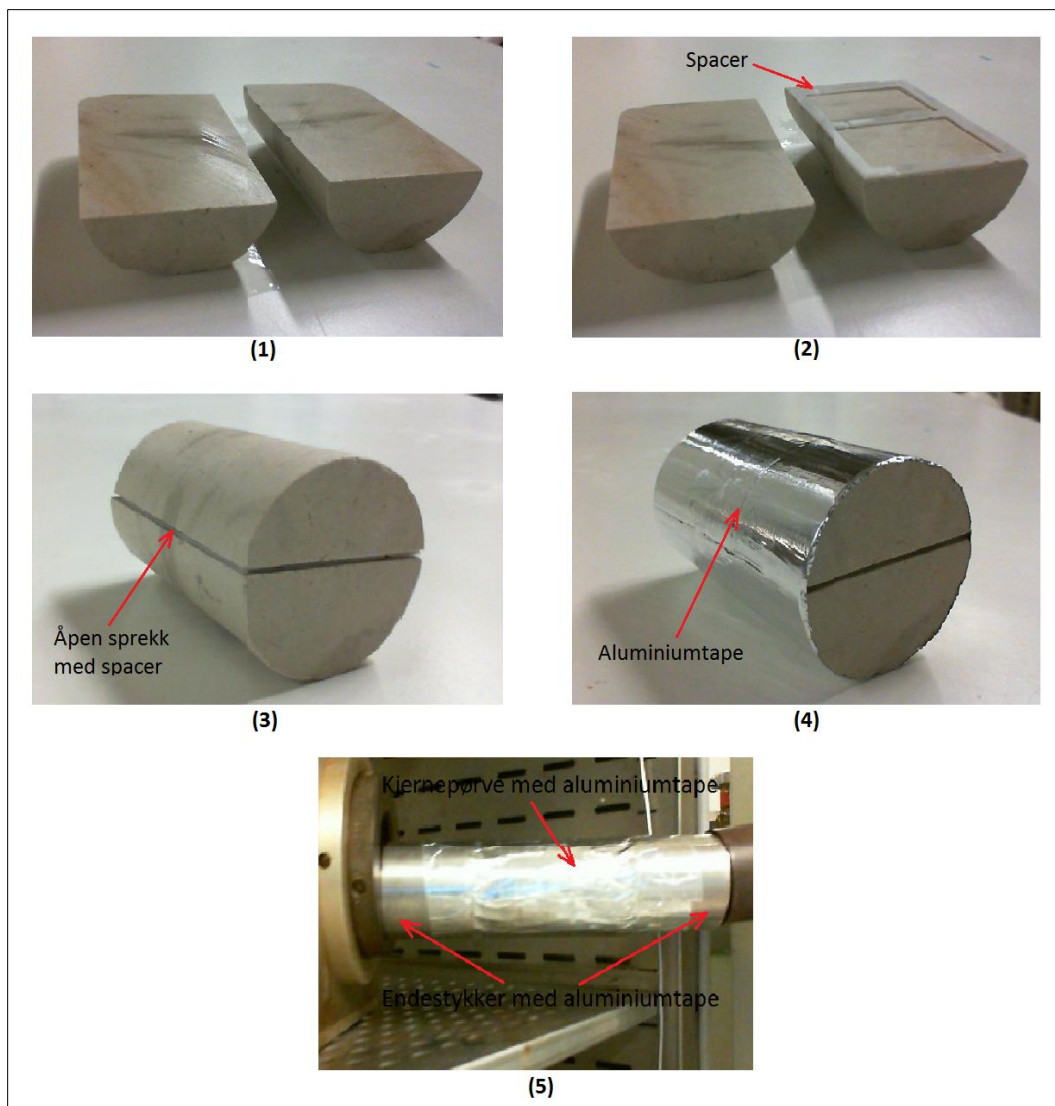
Siden sprekkpermeabiliteten i oppsprukne kjerneprøver er vanligvis flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, er det viktig å kontrollere sprekkpermeabiliteten i oppsprukne kjerneprøver til en grad som gjør det mulig å se bort fra variasjon av sprekkpermeabilitet på oljeutvinning under forskjellige eksperimentelle forhold. Derfor plasserte vi en spacer i sprekken der spaceren hadde en tykkelse på ca. 0,10 cm.

Før hvert eksperiment ble kjerneprøven først tapet med aluminiumtape og deretter ble kjerneprøven og endestykkene til kjerneholderen tapet sammen med aluminiumtape (Figur 6.8). Hensikten med taping av kjerneprøvene med aluminiumtape var å hindre kontakt mellom CO₂ og gummihylsen, siden CO₂ har korroderende effekt på gummihylsen og O-ringene til kjerneholderen.

For kjerneprøver med åpen sprekk plasserte vi en spacer mellom de to kjernedelene før vi tapet dem sammen (Figur 6.9), mens for kjerneprøver med lukket sprekk ble kjernedelene satt og tapet sammen uten noe spacer i sprekken (Figur 6.8).



Figur 6.8: Bilder av stegvis prosedyre for klargjøring av kjerneprøver (1) Deler av en oppsprukket kjerneprøve (2) Delene til kjerneprøven sattes sammen til en kjerneprøve med lukket sprekk (3) Kjerneprøven tapes med aluminiumtape (4) Endestykkene til kjerneholder og kjerneprøven tapes sammen med aluminiumtape.



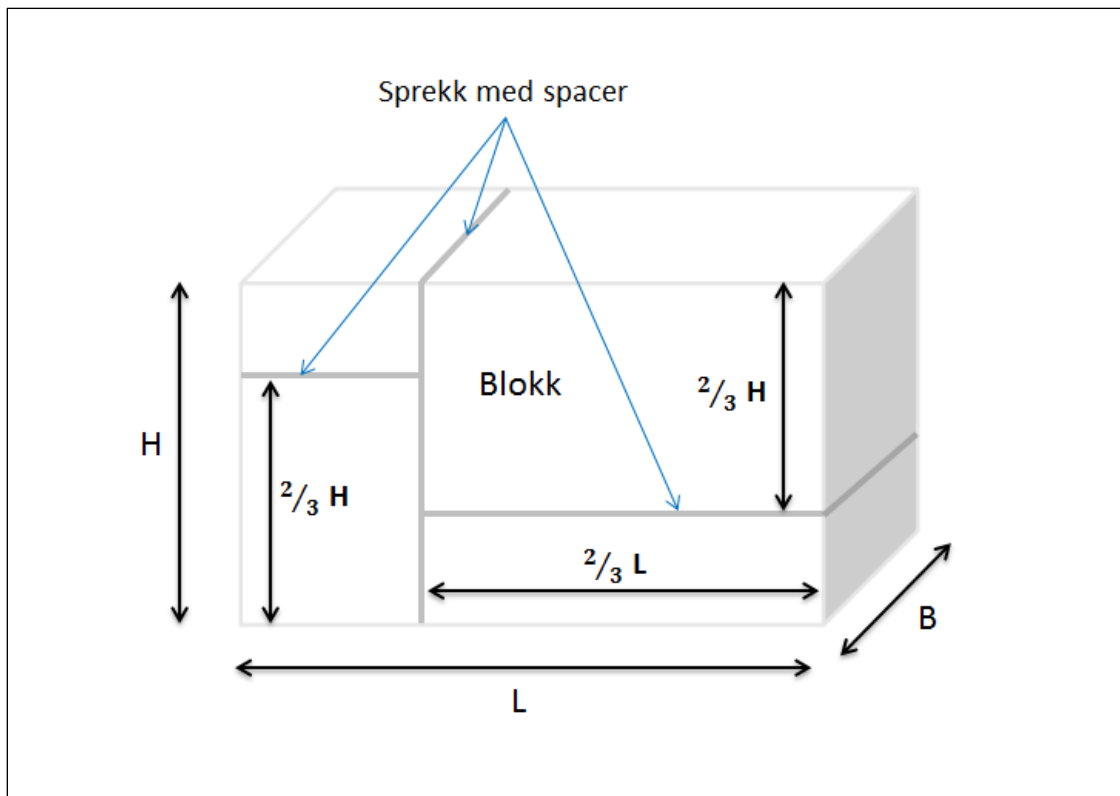
Figur 6.9: Bilder av stegvis prosedyre for kjerneprøver med åpen sprekk (1) Deler av en oppsprukket kjerneprøve (2) Plassering av spacer (3) Delene til kjerneprøven sattes sammen med spacer i sprekk (4) Kjerneprøven tapes med aluminiumtape (5) Kjerneprøven og endestykkene til kjerneholdere tapes sammen med aluminiumtape.

Totalpermeabiliteten til de oppsprukne kjerneprøvene ble målt ved å følge prosedyren i avsnitt 6.4, der n-dekan ble brukt som injeksjonsfluid for måling av totalpermeabiliteten for både kjerneprøver som var ved ikke-reduserbar vannmetning og kjerneprøver mettet med n-dekan.

For oppsprukne kjerneprøver består totalpermeabilitet av sprekkpermeabilitet og matrikspermeabilitet, men siden sprekkpermeabiliteten for kjerneprøver med åpen sprekk er flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, kan vi, for kjerneprøver med åpen sprekk, se bort fra matrikspermeabilitet og anta at totalpermeabilitet er tilnærmet lik sprekkpermeabilitet.

Prosedyren for preparering og klargjøring av de rektangulære blokkene (B1 og B2) var annerledes fra prosedyren for preparering og klargjøring av de sylindriske kjerneprøvene. Blokkene (B1 og B2) ble først vasket med destillert vann og deretter plassert i et varmeskap ved ca. 80 °C i noen dager for tørking slik at vannfukten i blokkene ble så lite som mulig.

Etter at blokkene var tilstrekkelig tørket, ble de kuttet med en lineær sag på det mekaniske verkstedet ved institutt for fysikk og teknologi. Blokkene ble kuttet slik at sprekknettverket bestod av en vertikal, og to horisontale rette linjer med et relativt glatt sprekk overflate. Sprekknettverkets form og posisjon er vist på figuren nedenfor (Figur 6.10).



Figur 6.10: Skisse av en blokk med form og posisjon av dens sprekknettverket.

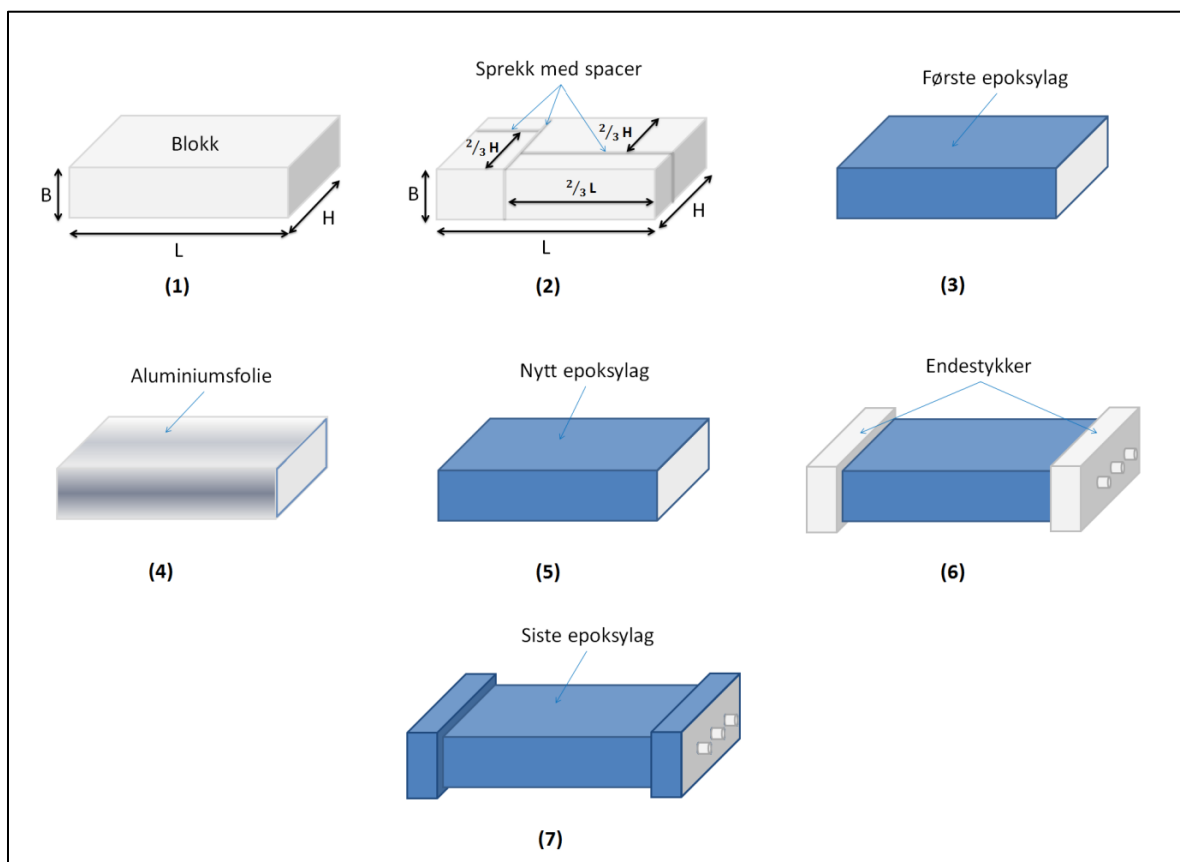
Før og etter oppsprekking av hver enkel blokk, ble det tatt noen målinger for beregning av bulkvolum og materialbalanse beregninger. Før oppsprekking ble hver enkel blokk veid, samt at lengden, bredden og høyden til hver enkel blokk ble målt. Etter oppsprekking, ble både den totale vekten av delblokkene og vekten av hver enkel delblokk tatt, samt at lengden, bredden og høyden til hver enkel delblokk ble målt.

Delblokkene ble deretter vasket med destillert vann for å fjerne urenheter og partikler resulterende fra kuttingen og sagbladet. Etter vasking ble delblokkene plassert i et varmeskap ved ca. 80 °C i noen dager for tørking. Når delblokkene var tilstrekkelig tørket, ble de satt sammen, og tre spacere ble plassert i sprekknettverket for å skape et porøst system bestående av matriks og åpne sprekker (Figur 6.10). Etter dette ble blokk-overflaten påført et lag med epoksy, bortsett fra innløp og utløp sidene.

Når epoksyet var tørket, før påføring av et nytt epoksy, ble det tørkede epoksyet pusset med sandpapir for å skape en relativt grov overflate som kunne øke grepet mellom det nye og det tørkede epoksyet.

Etter at en grov overflate var skapt, ble blokken påført et nytt epoksy etterfulgt av et lag med aluminiumsfolie, og så et lag av epoksy. Aluminiumsfolien ble benyttet for å hindre CO₂ i å skade de øverste epoksyene ved diffusjon.

Når den tredje epoksyet var tørket, ble endestykkene plassert på blokkens innløp og utløp sider, noe som gjør injeksjon og produksjon av fluider inn og ut av blokken mulig. Etter at endestykke var satt på blokken, ble både blokken og endestykkene påført flere lag med epoksy, men innløp og utløp sidene ble ikke epoksyet. Detaljert prosedyre for preparering og klargjøring av blokkene (B1 og B2) er vist på Figur 6.11.



Figur 6.11: En skisse av stegvis prosedyre for klargjøring av blokker.

For å teste at blokken og epoksyene utgjorde et tett system, der epoksyene isolerte blokken fra omgivelsen slik at det ikke var mulig for injisert fluid å strømme gjennom epoksyene og/eller endestykkene og epoksyene, samt at det ikke var mulig for omslutningsoljen i å strømme gjennom epoksyene inn i blokken, ble blokken påført et trykk på ca. 1,0 bar og lot det stå i noen timer. Trykket i blokken forble ved ca. 1,0 bar, noe som indikerte at vi ikke hadde lekkasje gjennom epoksyet.

6.8 Forberedende arbeid før hvert eksperiment

Før start av hvert eksperiment ble bufferen fylt med CO₂ fra en CO₂ tank (60 bar) og ventet i noen timer for relaksasjon. Deretter ble bufferen trykket opp til 90 bar ved hjelp av en Quizix pumpe som injiserte destillert vann i bufferen med ønsket konstant injeksjonsrate.

For å hindre trykkfall i bufferen, som følge av relaksasjon, når den var ved 90 bar, ble pumpen innstilt for å injisere destillert vann ved et konstant trykk på 90 bar i noen timer inntil det ikke ble injisert mer destillert vann fra Quizix pumpen.

Kjerneprøvene ble klargjort ved å tapes med aluminiumtape og ble tapet sammen med endestykkene til kjerneholderen. Deretter ble kjerneprøven plassert i kjerneholderen og påført et omslutningstrykk på 8-10 bar over linjetrykket fra en håndpumpe.

For å trykke opp systemet dvs. kjerneholderen, kjerneprøven og koblingslinjene, ble baktrykksregulatoren i utløpslinjen påført et trykk på 90 bar fra en nitrogentank som hadde trykk på 180 bar. Deretter ble systemet trykket opp til 90 bar ved å injisere n-dekan fra Quizix pumpen.

Avhengig av porevolumet til kjerneprøven, trengte opptrykking av systemet (kjerneholder, kjerneprøve og koblingslinjene) noen milliliter n-dekan, noe som gjør at den totale produksjonen i hvert eksperiment må korrigeres ved å trekke opptrykkingsvolumet fra volumet til den totale produksjonen. Dessuten, vil opptrykking av kjerneprøver med åpen sprekk trenge litt ekstra volum av n-dekan, siden sprekkene inneholder et vist volum av n-dekan som trykkes opp under opptrykking av systemet. Dette volumet må også trekkes fra volumet til den totale produksjonen i hvert eksperiment.

Når trykket i systemet var ved 90 bar, startet vi eksperimentene ved å injisere destillert vann i bufferen fra Quizix pumpen med en konstant injeksjonsrate på enten 2 ml/t eller 4 ml/t. Injeksjonsraten for de to første eksperimentene var på 2 ml/t, mens for de andre eksperimentene var på 4 ml/t.

Under hvert eksperiment ble differensialtrykket over kjerneprøven og kumulativ produsert oljevolum, målt og logget som funksjon av tid. Differensialtrykket ble målt og logget ved hjelp av Validyne P61 differensialtrykkmåleren, mens kumulativt produsert oljevolum ble målt og logget ved hjelp av et webkamera som stadig tok bilder av kumulativt produsert oljevolum i en målesylinder. Dessuten ble Quizix pumpen benyttet for logging av pumpetrykk, injeksjonsrate, kumulativ injisert volum som senere ble brukt for beregning av injisert porevolum.

Før start av hvert CO₂-skum eksperiment, ble prosedyrene ovenfor fulgt med den forskjell at linjen fra pumpe 2 gjennom bypass 1, bypass 2 og baktrykksregulatoren frem til punkt 4 (Figur 6.6) ble flømmet med surfaktantløsning etter at systemet var trykt opp til 90 bar.

CO₂-skum eksperimentene ble deretter startet ved å injisere CO₂ og surfaktantløsning samtidig med en total injeksjonsrate på 4,0 ml/t. For disse eksperimentene ble

injeksjonsraten for CO₂ fra pumpe 1 satt til 3,6 ml/t, og injeksjonsraten for surfaktantløsning fra pumpe 2 satt til 0,4 ml/t.

Når det gjelder forberedende arbeid angående CO₂ eksperimenter utført på blokker, fylte vi ST-pumpen med CO₂ fra en CO₂ tank før start av hvert eksperiment, og deretter trykket vi ST-pumpen opp til 90 bar.

Vi plasserte blokken i trykkammeret og påførte blokken et omslutningstrykk på 4-6 bar over linjetrykket ved å injisere pumpeolje i trykkammeret ved hjelp av en SP-pumpe.

For å trykke opp systemet, oppsettet vist på Figur 6.7, ble baktryksregulatoren i utløpslinjen påført et trykk på 90 bar fra en nitrogentank. Deretter ble systemet trykket opp til 90 bar ved å injisere n-dekan fra QX-pumpen. Det ble valgt lave injeksjonsrater fra QX-pumpen for opptrykking av systemet siden systemet måtte trykkes opp gradvis for å unngå oppsprekking av blokkene under opptrykking av systemet.

Det ble injisert noen milliliter n-dekan for å trykke opp systemet (blokken og koblingslinjene), noe som gjør at den totale produksjonen i hvert eksperiment må korrigeres ved å trekke opptrykkingsvolumet fra total produsert n-dekan, i tillegg til korreksjon for dødvolumet av systemet og sprekkvolumet til blokken.

Når trykket i systemet var ved 90 bar, startet vi eksperimentet ved å injisere CO₂ fra ST-pumpen med en konstant rate på 12 ml/t (ca. 0,2 ml/min). Denne injeksjonsraten ble senere brukt for å beregne injisert porevolum. Injeksjonsraten ble satt til 12 ml/t grunnet blokkene hadde et større tverrsnittsareal sammenlignet med kjerneprøvene. Derfor er en injeksjonsrate på 12 ml/t for blokkene, grovt sagt, ekvivalent med en injeksjonsrate på 4 ml/t for kjerneprøvene, noe som gjør sammenligning av resultater fra blokkene med resultater fra kjerneprøvene mulige.

Under hvert blokk-eksperiment ble linjetrykket både på innløp og utløp siden av blokken logget ved hjelp av to Unik 5000 absoluttrykkmålere. Disse ble senere brukt for å beregne differensialtrykket over blokken.

Kumulativt produsert oljevolum ble også målt og logget som funksjon av tid (porevolum injisert). Kumulativt produsert oljevolum ble målt og logget ved hjelp av et webkamera som stadig tok bilder av målesylindren som inneholdt det produserte oljevolumet.

Del 3- Resultater og diskusjon

7 Resultater

Dette kapittelet inneholder resultater oppnådd fra utførte eksperimenter. I avsnitt 7.1 blir resultater fra standard kjerneanalyse presentert, og deretter presenteres baseline eksperimenter, som ble utført på fire kjerneprøver, i avsnitt 7.4.

Resultater fra eksperimenter utført på kjerneprøver, som er flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess, blir presentert i avsnitt 7.5, mens i avsnitt 7.6 blir resultater oppnådd fra CO₂-skum flømming av kjerneprøver presentert. Til slutt presenteres resultater fra CO₂-flømming av blokker i avsnitt 7.7.

Totalt ble 17 kjerneprøver og 2 blokker preparert hvor fire av de preparerte kjerneprøvene ble brukt for baseline eksperimenter, der fire 100 % mettede kjerneprøver ble flømmet med flytende CO₂. Syv kjerneprøver ved ikke-reduserbar vannmetning, ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess. To kjerneprøver ved ikke-reduserbar vannmetning ble flømmet med flytende CO₂-skum. Tre kjerneprøver PC5, PC6 og PC10 ble ikke drenert til ikke-reduserbar vannmetning, og heller ikke brukt i eksperimentene i denne masteroppgaven.

Det ble også brukt to blokker for flytende CO₂ eksperimenter der disse blokkene ble først oppsprukket og mettet med n-dekan, og deretter flømmet med flytende CO₂.

Hensikten med eksperimenter utført på blokker var hovedsakelig oppskalering av oppnådde resultater fra eksperimenter utført på kjerneprøver, siden blokkene hadde større bulkvolum og følgelig større porevolum sammenlignet med kjerneprøvene, samt at spreknettverket i blokkene bestod av et mer komplisert spreknettverk med tilstedeværelse av både horisontale og vertikale sprekker, noe som ikke var tilfelle for kjerneprøvene.

7.1 Resultater fra standard kjerneanalyse

For de preparerte kjerneprøvene og blokkene, er dimensjoner og beregnede verdier fra standard kjerneanalyse listet opp i, henholdsvis, Tabell 7.1 og Tabell 7.2.

For oppsprukne kjerneprøver og blokker, viser porevolum (PV) og opprinnelig oljevolum i kjerneprøve (OOIP) til korrigerede verdier etter oppsprekking.

Tabell 7.1: Kjernerdata for alle kjerneprøver 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	0.0
PC6*	5.080	8.070	0.485	3.9	79.30	1.00	0.00	0.0
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	0.0
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 mettet med kalksteinsvann, men ikke drenert til ikke-reduserbar vannmetning.

Tabell 7.2: Kjernerdata for to blokker benyttet i denne masteroppgaven.

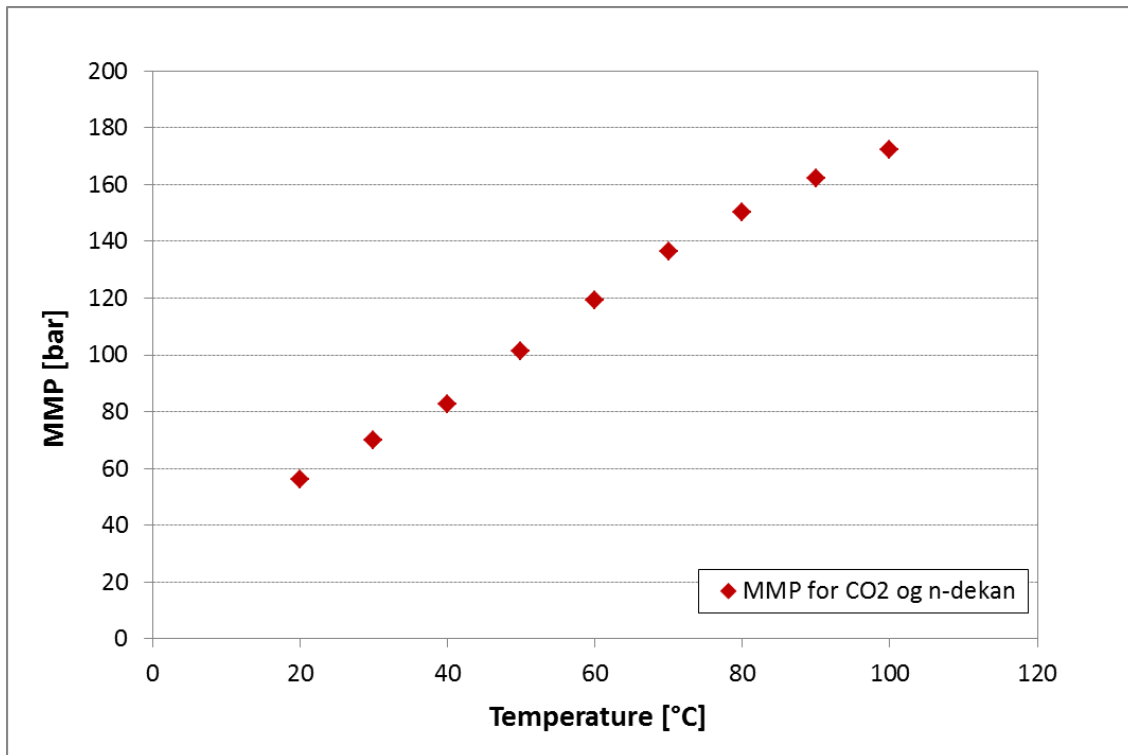
Blokk ID	L [cm]	B [cm]	H [cm]	\emptyset	K_{total} [mD]	PV [ccm]	S_{wi}	S_{oi}	OOIP [ml]
B1	16.8	5.1	9.5	0.482	1692	393	0.00	1.00	393
B2	16.8	5.0	9.8	0.476	1791	394	0.00	1.00	394

7.2 Beregning av minimum blandbarhetstrykk for CO₂ og n-dekan

For eksperimenter med flytende CO₂, ble minimum blandbarhetstrykk (MMP) for CO₂ og n-dekan beregnet ved hjelp av simuleringprogrammet «CMG WinProp PVT Simulator».

Minimum blandbarhetstrykk for CO₂ og n-dekan ble beregnet ved ulike temperaturer (Figur 7.1) ved å velge en semianalytisk metode (Key Tie Lines) under MCM i simuleringprogrammet WinProp PVT Simulator.

Basert på beregnet minimum blandbarhetsstrykk ved hjelp av WinProp PVT Simulator, og utførte eksperimenter for bestemmelse av MMP omtalt under avsnitt 3.6, ble eksperimentene for flytende CO₂-flømming utført ved en temperatur på ca. 23 °C og et trykk på 90 bar, siden denne trykk- og temperaturbetingelsen leder til en blandbar fortregning mellom CO₂ og n-dekan.



Figur 7.1: Beregning av minimum blandbarhetsstrykk (MMP) versus temperatur for CO₂ og n-dekan ved hjelp av simuleringsprogrammet WinProp PVT simulator fra CMG.

7.3 Relevante eksperimenter av tidligere masterstudenter

Her presenteres den relevante delen av det eksperimentelle arbeidet som ble gjort ved Institutt for fysikk og teknologi av tidligere masterstudentene Malin Haugen og Torstein Fjelltveit Skagseth (Fjelltveit Skagseth, 2012, Haugen, 2012).

Tabell 7.3 viser kjernedata og produksjonsdata for tre sterkt vannvåte kjerneprøver av kalkstein med et Amott-Harvey indeks på 1,0. Disse kjerneprøvene (2" PC#14, 2" PC#6 og 2" PC#5) ble flømmet i et sekundær CO₂-flømmingsprosess i en horisontal kjerneholder med enten flytende eller superkritisk CO₂.

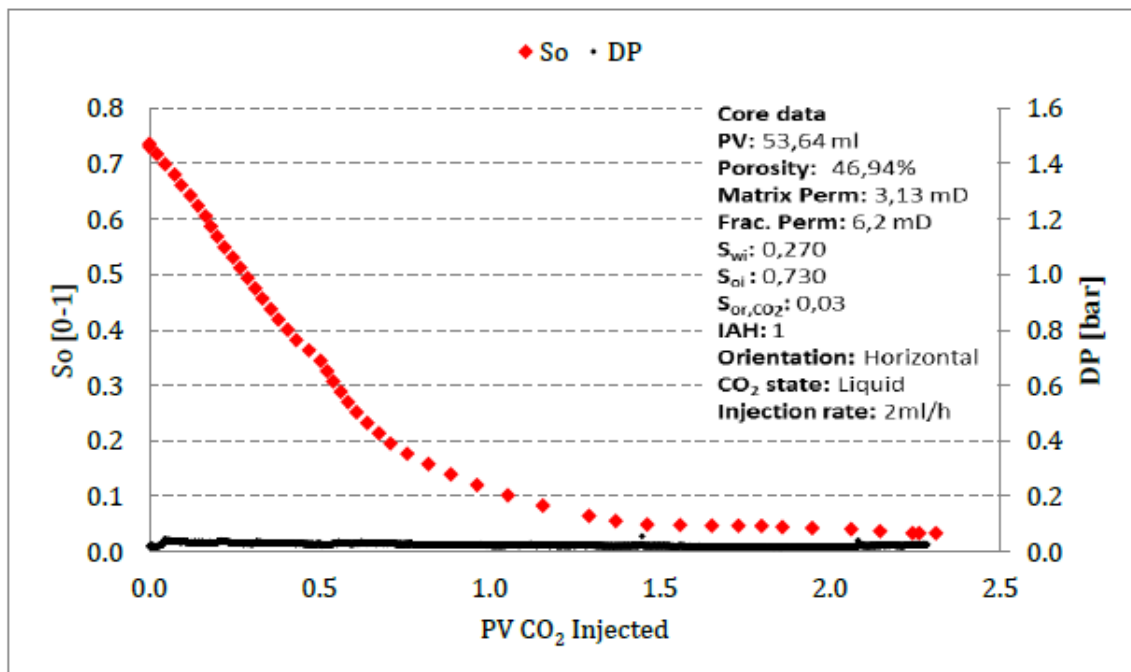
Kjerneprøven 2" PC#14 ble flømmet med flytende CO₂, mens kjerneprøvene 2" PC#6 og 2" PC#5 ble flømmet med superkritisk CO₂. Disse kjerneprøvene ble flømmet med en injeksjonsrate på 2 ml/t enten som helkjerne (2" PC#6) eller oppsprukne kjerner (2" PC#14 og 2" PC#5).

Tabell 7.3: Kjernedata og produksjonsdata for relevante eksperimenter utført av tidligere masterstudenter (Fjelltveit Skagseth, 2012, Haugen, 2012).

Kjerne ID	CO ₂ tilstand	Sprekk	$K_{matriks}$ [mD]	K_{total} [mD]	ϕ	PV [ml]	P_{line} [bar]	S_{wi}	S_{or,CO_2}	$R_{f,total}$ [% av OOIP]
2" PC#14	Flytende	Ja	3.13	6.2	46.94	53.64	89	0.27	0.03	95.5
2" PC#6	Superkritisk	Nei	2.99	NA	44.94	54.79	90	0.279	0.14	80.8
2" PC#5	Superkritisk	Ja	3.08	33.68	46.86	55.47	89	0.258	0.03	96.2

Kjerneprøven 2" PC#14 som hadde en initial oljemetning på 0,73 ble flømmet med flytende CO₂ ved en temperatur på 20 °C og et linjetrykk på 89 bar. For denne kjerneprøven ble CO₂-gjennombruddet observert etter injeksjon av 0,58 PV flytende CO₂ hvor oljemetningen var på 0,27 (Figur 7.2). Etter injeksjon av 2,31 porevolum flytende CO₂, var den residuelle oljemetning etter CO₂-flømming, S_{or,CO_2} , på 0,03 og den totale utvinningsgraden var på 95,5 % av OOIP.

Differensialtrykket over kjerneprøven var stabil og lå mellom 0,02 og 0,03 bar.

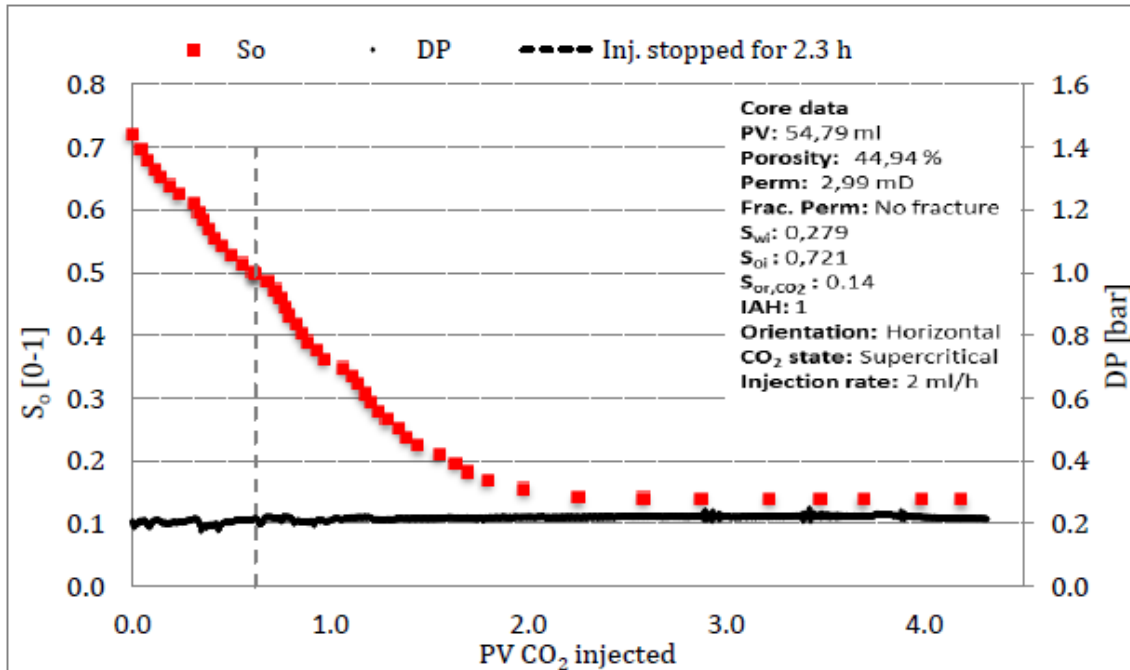


Figur 7.2: Oljemetning og differensialtrykk versus porevolum injisert for 2" PC#14 (Fjelltveit Skagseth, 2012).

Kjerneprøven 2" PC#6 som hadde en initial oljemetning på 0,721 ble flømmet med ca. 4,2 PV superkritisk CO₂ ved en temperatur på 40 °C og et linjetrykk på 90 bar. For denne kjerneprøven ble CO₂-gjennombrudd observert etter injeksjon av ca. 1,4 PV, mens metningskurven flatet ut etter injeksjon av 3,69 PV (Figur 7.3), og den residuelle oljemetningen etter CO₂-flømming var på 0,14, noe som ga en total utvinningsgrad på 80,8 % av OOIP.

Differensialtrykket over denne kjerneprøven var stabil med lite fluktuasjoner rundt 0,22 bar.

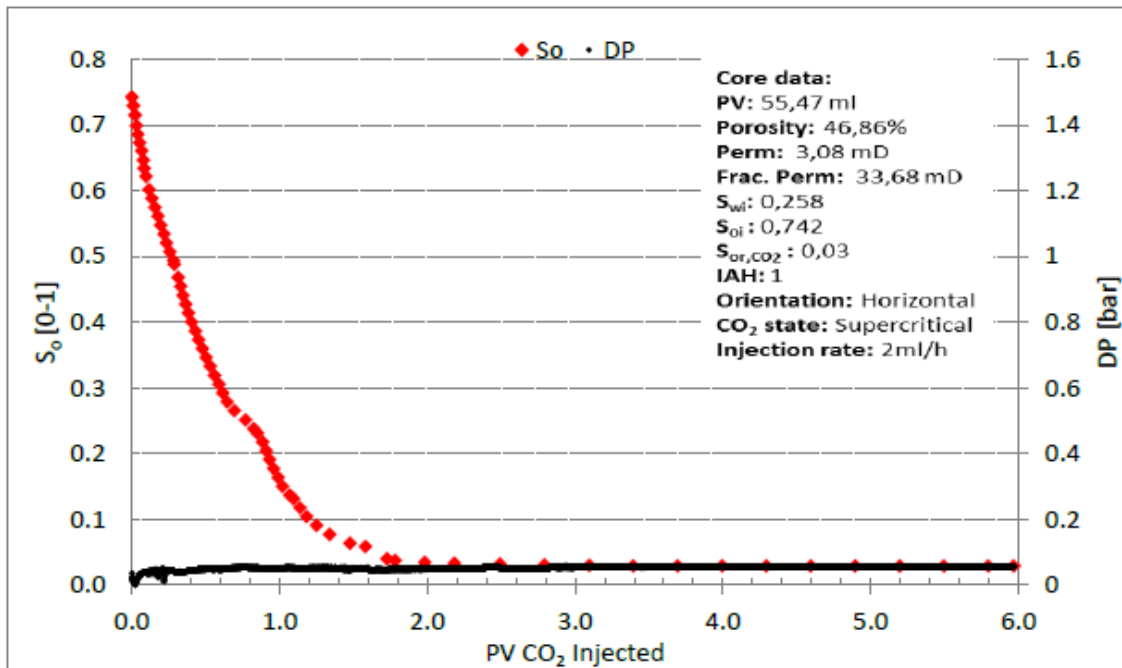
Etter injeksjon av 0,62 PV CO₂ ble injeksjonspumpen stoppet for 2,3 timer på grunn av strømbrudd, men trykket i systemet holdt seg stabilt. Derfor ble metningsprofilen ikke påvirket av stoppet.



Figur 7.3: Oljemetning og differensialtrykk versus porevolum injisert for 2" PC#6 (Fjelltveit Skagseth, 2012).

Kjerneprøven 2" PC#5 som var oppsprukket hadde en sprekkepermeabilitet på 33,68 mD, og en initial oljemetning på 0,742. Denne kjerneprøven ble flømmet med superkritisk CO₂ i en sekundær CO₂-flømmings prosess, der kjerneprøven ble flømmet med ca. 6 PV superkritisk CO₂.

For denne kjerneprøven ble CO₂-gjennombruddet observert etter injeksjon av 0,99 PV CO₂ som tilsvarer en oljemetning på 0,16 (Figur 7.4). Injeksjon av 3,39 PV ga en residuell oljemetning etter CO₂-flømming på 0,03, noe som resulterte i en total utvinningsgrad på 96,2 % av OOIP. Metningskurven for denne kjerneprøven flatet ut etter injeksjon av 2,0 PV, og differensialtrykket var stabilt ved 0,05 bar. Etter injeksjon av 0,64 PV ble det observert lite endring i produksjonen grunnet ustabilitet i baktrykksregulatoren.

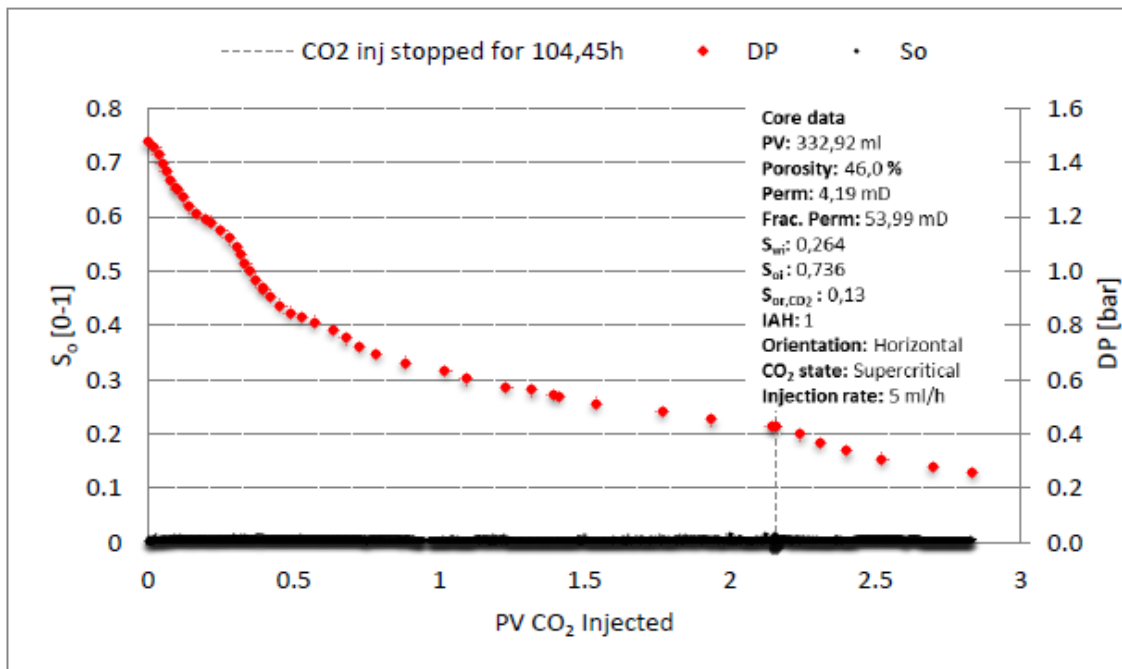


Figur 7.4: Oljemetning og differensialtrykk versus porevolum injisert for 2" PC#5 (Fjellveit Skagseth, 2012).

Det ble også utført et eksperiment på en oppsprukket kalksteinsblokk der blokken ble flømmet med superkritisk CO₂ i en sekundær utvinningsprosess. Blokken hadde en porøsitet på 0,46 og et porevolum på 340,64 ml. Før oppsprekking hadde blokken en matrikspermeabilitet på 4,49 mD, mens etter oppsprekking var den totale permeabiliteten målt til 64,0 mD.

Blokken hadde en ikke-reduserbar vannmetning på 0,26, og ble CO₂-flømmet med en konstant rate på 5 ml/t ved et linjetrykk i intervallet 92-99 bar der temperaturen i systemet ble holdt ved 40 °C. Frem til injeksjon av 0,49 PV superkritisk CO₂, viser metningskurven en tilnærmet linear trend, noe som indikerer at CO₂-gjennombrudd har skjedd etter injeksjon av 0,49 PV (Figur 7.5). Etter injeksjon av 2,14 PV ble CO₂-injeksjonen stoppet for 104,4 timer, noe som ledet til høyere utvinningsgrad. Etter injeksjon av 2,83 PV ble eksperimentet avsluttet grunnet lite CO₂ i buffer. Ved enden av eksperimentet var utvinningsgraden på 82,4 % av OOIP, noe som tilsvarer en rest oljemetning på 0,13.

Målt differensialtrykk over denne blokken var stabilt ved 0,01 bar under hele eksperimentet (Figur 7.5).



Figur 7.5: Oljemetning og differensialtrykk versus porevolum injisert for kalk blokk (Fjellveit Skagseth, 2012).

7.4 Baseline eksperimenter i kjerneprøver

Fire kjerneprøver (PC14, P15, PC16 og PC17) som var 100 % mettet med n-dekan ble benyttet for baseline eksperimenter der PC14 og PC15 ble flømmet med flytende CO₂ i hel tilstand dvs. helkjerne uten sprekk, mens PC16 og PC17 ble først oppsprukket og deretter flømmet med flytende CO₂.

Baseline eksperimentene ble utført uten tilstedeværelse av initial vann i kjerneprøvene ($S_{oi} = 1,0$) for å eliminere påvirkninger av initial vann, og øke reproduserbarheten av disse eksperimentene, noe som gir bedre mulighet for å sammenligne oppnådde resultater fra disse eksperimentene med oppnådde resultater fra andre eksperimenter.

Hovedhensikten med disse eksperimentene var å studere effekten av sprekk på utvinningsgraden i tillegg til at disse eksperimentene gir større mulighet til å studere effekten av initial vannmetning.

7.4.1 Baseline eksperimenter i kjerneprøver uten sprekk

To helkjerne (PC14 og PC15) som var 100 % mettet med n-dekan ble flømmet med flytende CO₂ i en horisontal kjerneholder i oppsettet vist i Figur 6.5. I hvert eksperiment ble det injisert ca. 3 PV flytende CO₂ fra bufferen i oppsettet vist på Figur 6.5.

Disse eksperimentene ble utført ved romtemperatur, mens trykket i systemet ble holdt konstant på 90 bar. Begge kjerneprøvene var sterkt vannvåte med antatt Amott-Harvey indeks

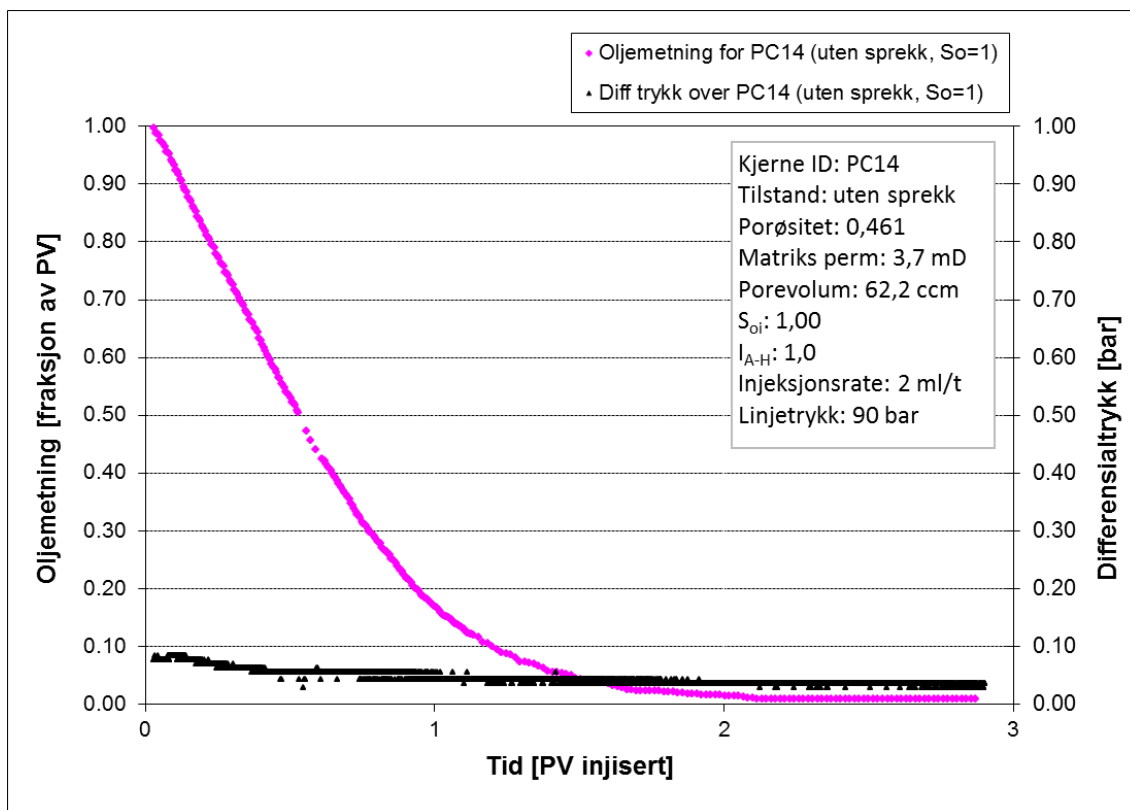
på $I_{A-H} = 1,0$. Matriks permeabilitet for PC14 ble målt til $K_{matriks} = 3,7$ mD, mens matriks permeabiliteten for PC15 ble målt til $K_{matriks} = 4,4$ mD.

Frem til injeksjon av ca. 0,7 PV flytende CO₂, var metningskurven og utvinningskurven lineær. Etter injeksjon av ca. 0,7 PV flytende CO₂ ble det observert CO₂ gjennombrudd med avvik fra linearitet for metningskurven (Figur 7.6) og utvinningskurven (Figur 7.7).

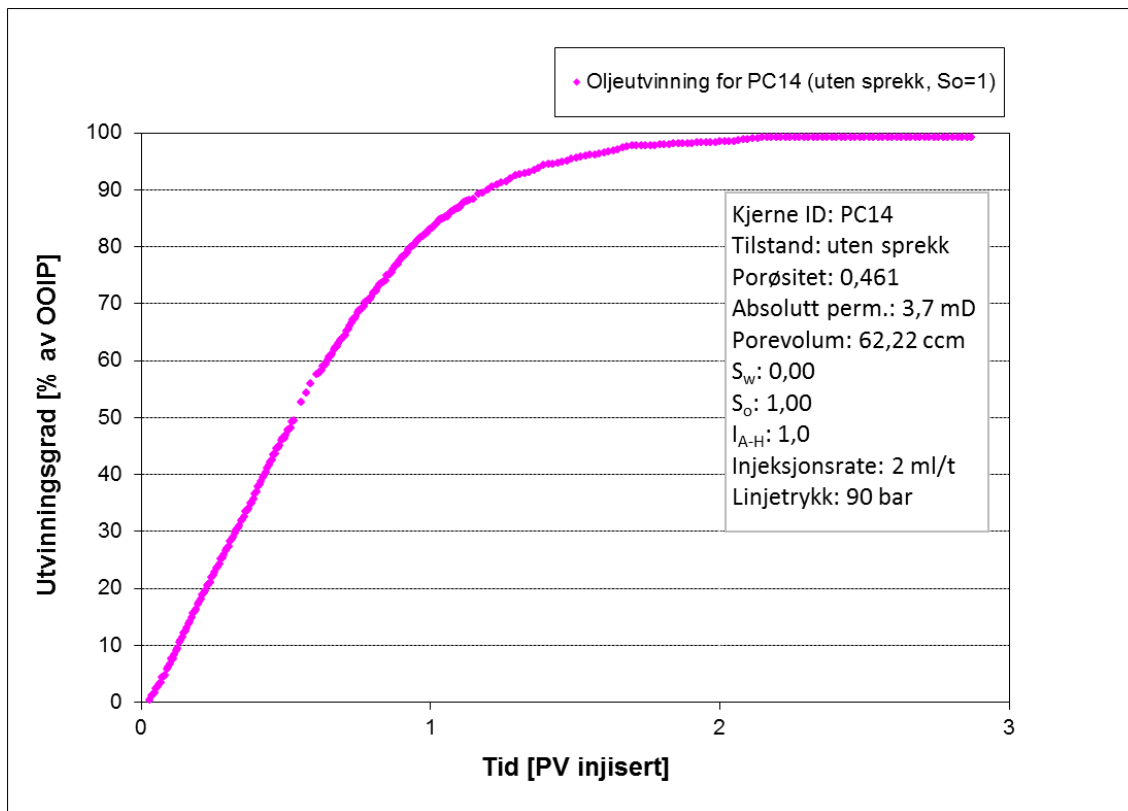
Etter injeksjon av ca. 1 PV flytende CO₂ var utvinningsgraden på 83,1 % av OOIP for PC14, mens utvinningsgraden var på 86,8 % av OOIP for PC15 (Tabell 7.4). Etter injeksjon av 2 PV flytende CO₂ var utvinningsgraden på 98,5 % av OOIP for PC14, mens utvinningsgraden var på 99,7 % av OOIP for PC15 (Tabell 7.4).

Metningskurven for PC14 flater ut etter injeksjon av ca. 2,3 PV flytende CO₂, noe som resulterer i en total utvinningsgrad på 99,2 % av OOIP (Figur 7.6). Metningskurven for PC15 flater ut etter injeksjon av ca. 2,0 PV flytende CO₂, noe som resulterer i en total utvinningsgrad på 99,9 % av OOIP (Figur 7.8).

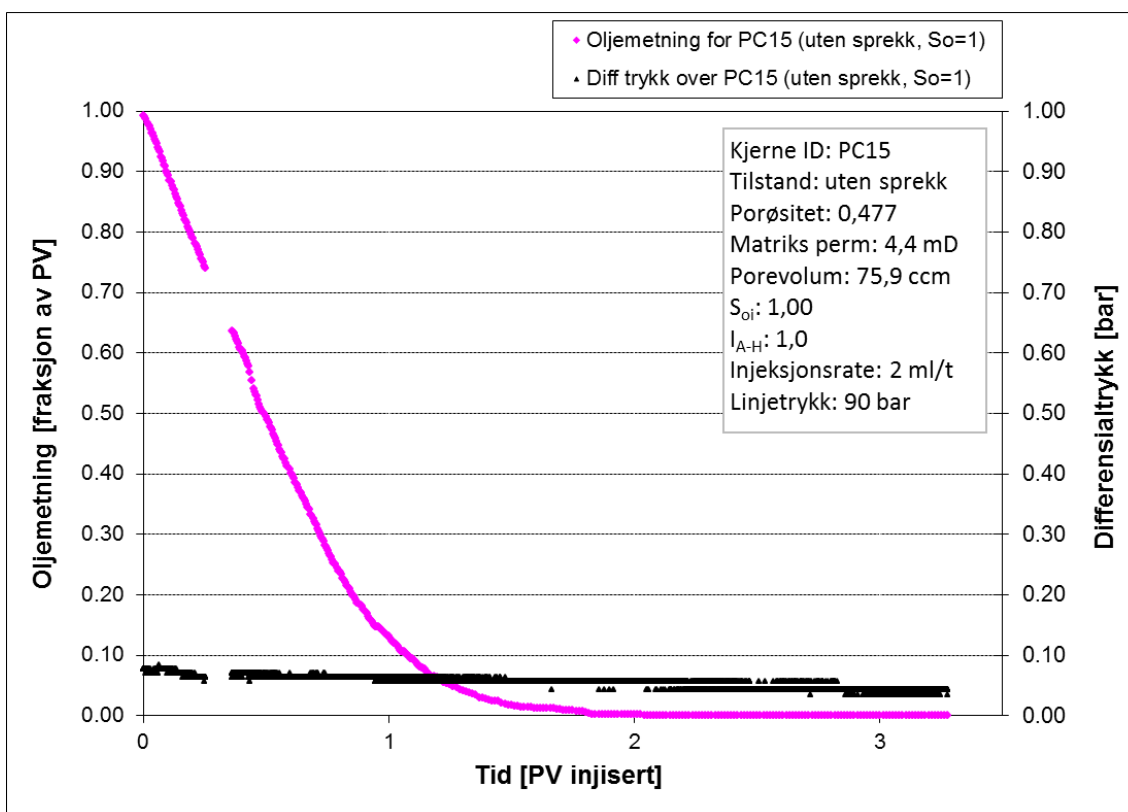
Målt differensialtrykket over PC14 var på 0,08 bar ved starten av eksperimentet og gikk ned gradvis til 0,04 bar og holdt seg tilnærmet stabilt ved denne verdien (Figur 7.6). Målt differensialtrykket over PC15 var også på 0,08 bar ved starten av eksperimentet og gikk ned til 0,04 bar i slutten av eksperimentet (Figur 7.8).



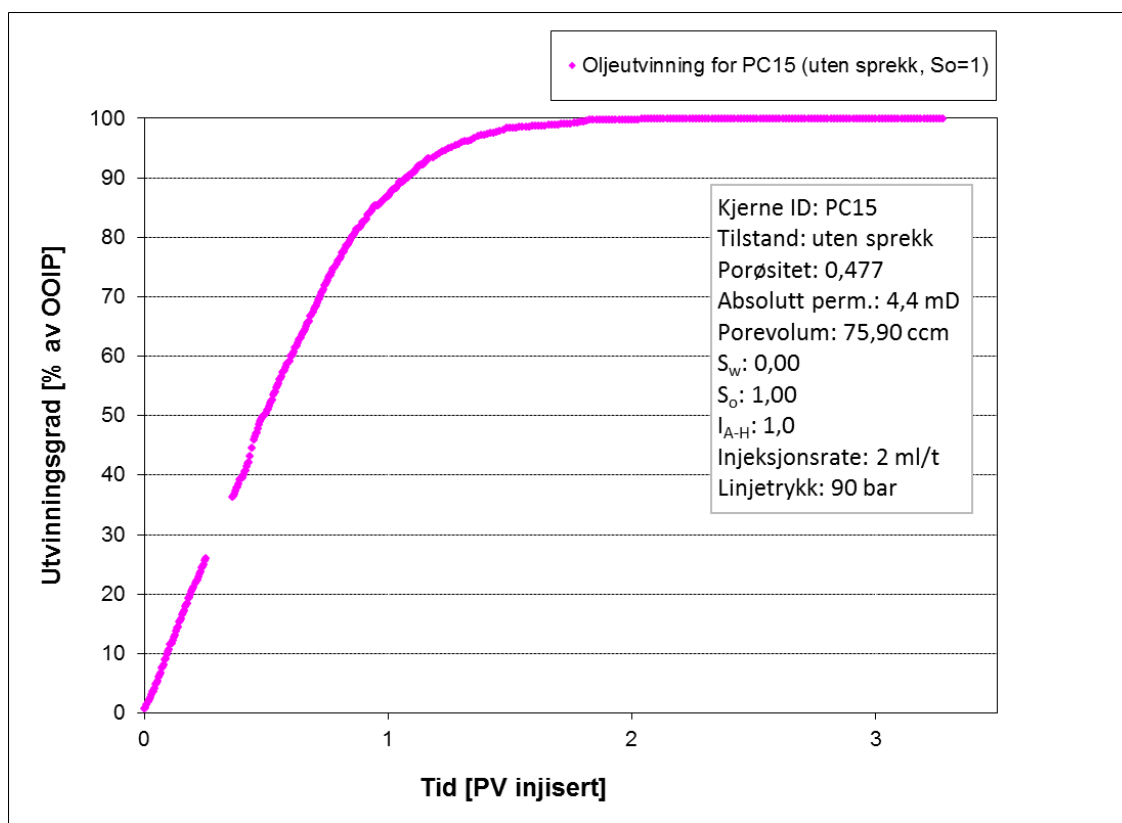
Figur 7.6: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC14.



Figur 7.7: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC14.



Figur 7.8: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC15.



Figur 7.9: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC15.

7.4.2 Baseline eksperimenter i kjerneprøver med sprekk

To sterkt vannvåte oppsprukne kjerneprøver (PC16 og PC17) med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, som var 100 % mettet med n-dekan ble flømmet med ca. 7 PV flytende CO_2 . Kjerneprøvene ble flømmet i en horisontal kjerneholder for å minimere effekten av gravitasjon.

Disse eksperimentene ble utført ved romtemperatur ved å benytte oppsettet vist på Figur 6.5 der linjetrykket ble holdt på 90 bar.

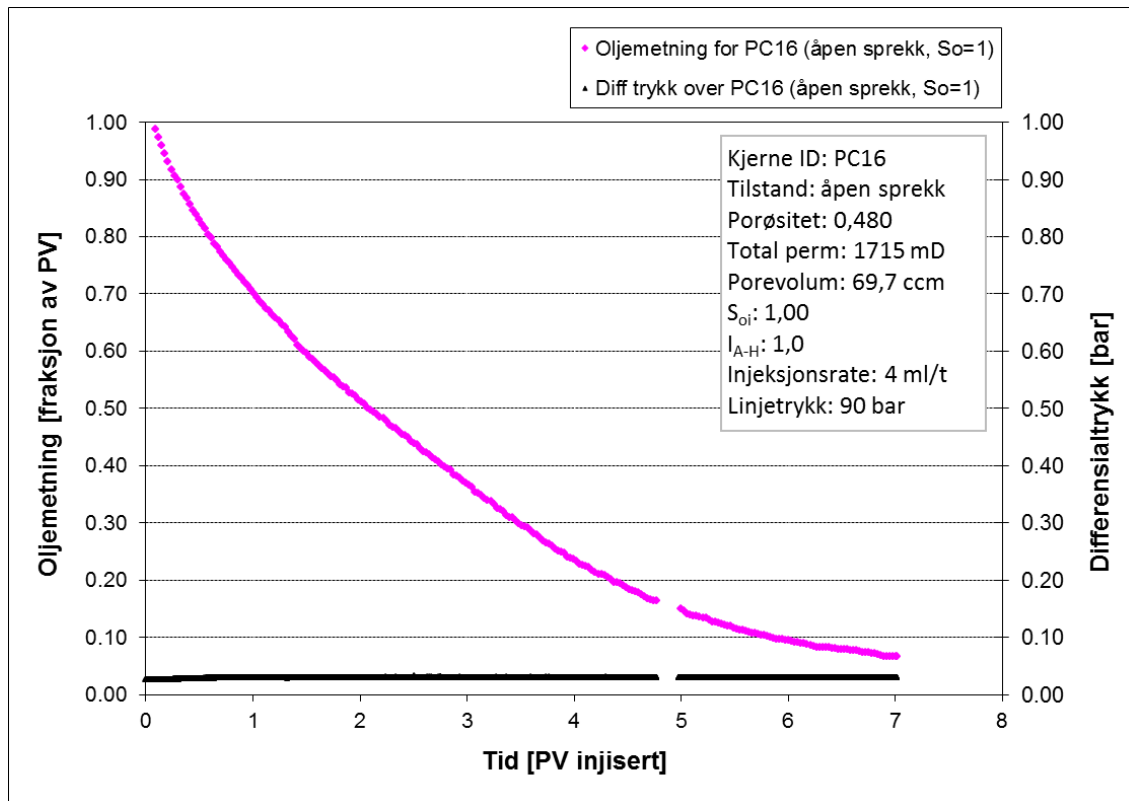
Permeabiliteten for disse oppsprukne kjerneprøvene ble målt og kalt totalpermeabilitet, siden den består av sprekkpermeabilitet og matrikspermeabilitet. For disse oppsprukne kjerneprøvene er matrikspermeabiliteten ubetydelig siden sprekkpermeabiliteten er flere størrelsesordener høyere enn matriks permeabiliteten. Derfor ble matrikspermeabiliteten, $K_{matriks}$, ikke målt for PC16 og P17.

For disse kjerneprøvene, PC16 og PC17, var metningskurven og utvinningskurven lineære kun i startfasen hvor CO_2 gjennombrudd ble observert ved en tidlig fase etter produksjonsstart (Figur 7.10, Figur 7.11, Figur 7.12 og Figur 7.13). Dette ser vi fra utvinningskurven der kurven har en lite lineær del etterfulgt av en lang transient produksjonsperiode.

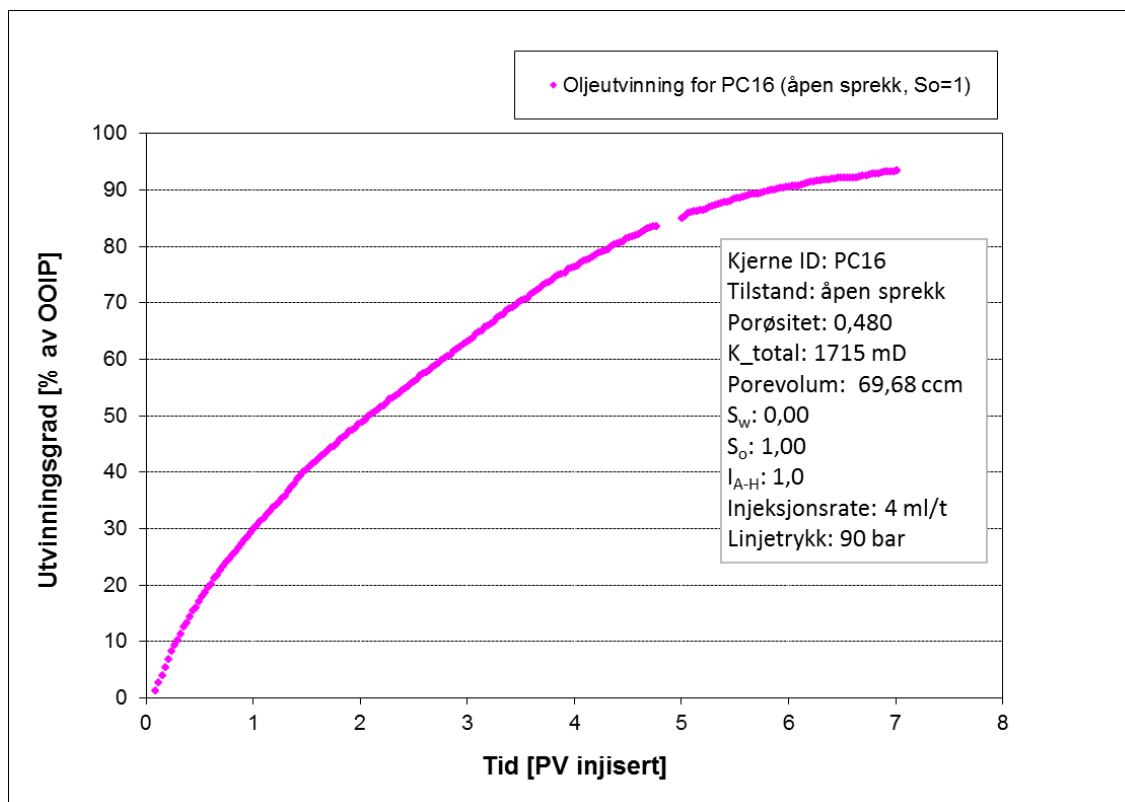
Etter injeksjon av ca.1 PV flytende CO₂ var utvinningsgraden for PC16 på 30,0 % av OOIP. Etter injeksjon av ca. 2 PV flytende CO₂ var utvinningsgraden på 48,5 % OOIP (Tabell7.4).

Eksperimentet ble avsluttet etter injeksjon av ca. 7 PV flytende CO₂, noe som ga en total utvinningsgrad på 93,4 % av OOIP (Tabell7.4), men metningskurven ikke har flatet helt ut. Derfor ytterligere CO₂-injeksjon ville lede til en høyere utvinningsgrad.

Det målte differensialtrykket over PC16 var på 0,03 bar og holdt seg tilnærmet stabilt under hele eksperimentet (Figur 7.10).



Figur 7.10: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC16.

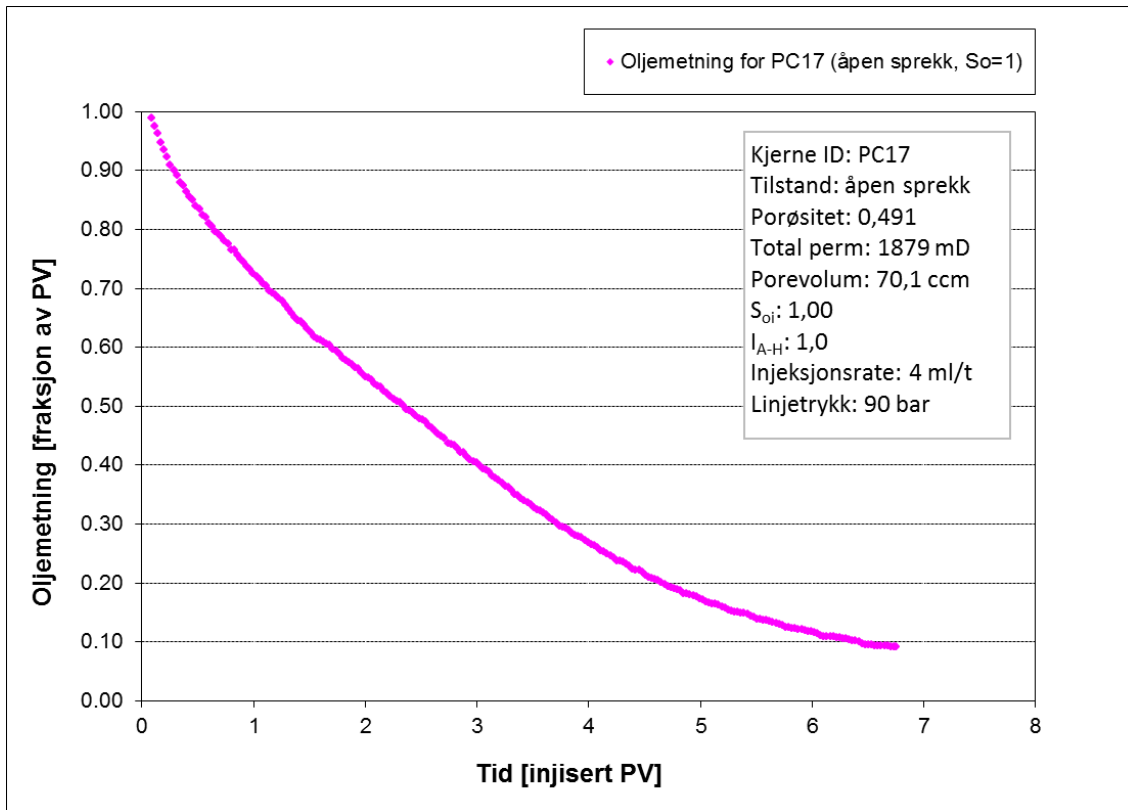


Figur 7.11: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC16.

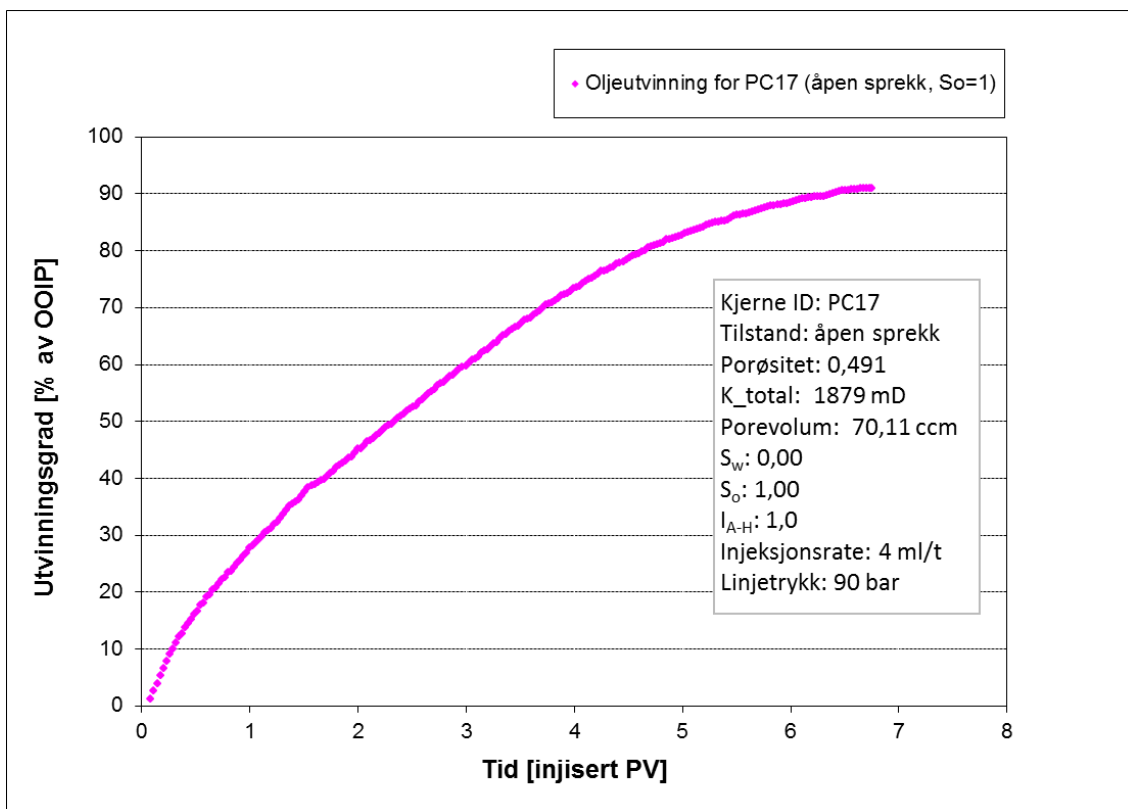
For PC17 var utvinningsgraden, etter injeksjon av ca.1 PV flytende CO₂, på 27,5 % av OOIP. Etter injeksjon av ca. 2 PV flytende CO₂ var utvinningsgraden på 44,9 % av OOIP. Ved slutten av eksperimentet dvs. etter injeksjon av ca. 6,8 PV flytende CO₂ var den totale utvinningsgraden på 90,9 % av OOIP (Tabell7.4).

Metnings- og utvinningskurven for PC17 har ikke flatet ut selv om de er i ferd med å flate ut. Dette tyder på at en ytterligere injeksjon av CO₂ ville antageligvis føre til en liten økning i oljeutvinningen, men økningen ville ikke være betydelig (Figur 7.12 og Figur 7.13).

Målt differensialtrykk over PC17 ble utelukket grunnet lave målte verdier som var innen usikkerheten for måleapparatet som ble benyttet for måling av differensialtrykk.



Figur 7.12: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC17.



Figur 7.13: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC17.

7.4.3 Oppsummering av baseline eksperimenter i kjerneprøver

En oversikt over oppnådde resultater fra baseline eksperimentene utført på fire kjerneprøver, to helkjerner (PC14 og PC15) og to oppsprukne kjerner (PC16 og PC17), er gitt i Tabell7.4.

I disse eksperimentene ble det injisert flytende CO₂ ved et linjetrykk på 90 bar og romtemperatur der kjerneprøvene var 100 % mettet med n-dekan.

Tabell7.4: Oversikt over utvinningsgrad for kjerneprøvene benyttet i baseline eksperimentene.

Kjerne ID	Sprekk	Utvinningsgrad etter 1 PV [% av OOIP]	Utvinningsgrad etter 2 PV [% av OOIP]	Total utvinningsgrad [% av OOIP]
PC14	Nei	83.1	98.5	99.2
PC15	Nei	86.8	99.7	99.9
PC16	Ja (åpen sprekk)	30.0	48.5	93.4
PC17	Ja (åpen sprekk)	27.5	44.9	90.9

7.5 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver

Totalt syv kjerneprøver, alle ved ikke-reduserbar vannmetning, ble benyttet for injeksjon av sekundær flytende CO₂ hvor to av kjerneprøvene, PC1 og PC13, ble CO₂-flømmet som helkjerner dvs. uten sprekk. De øvrige kjerneprøvene ble først oppsprukket som beskrevet i avsnitt 6.7 og deretter ble delene tapet sammen igjen med aluminiumtape enten uten eller med spacer i sprekk.

Delene til kjerneprøvene PC3 og PC11 ble tapet sammen igjen uten spacer for å skape lukket sprekk, mens delene til kjerneprøvene PC2, PC9 og PC7 ble tapet sammen igjen med spacer i sprekk for å ha åpen sprekk med en sprekkpermeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten der sprekkpermeabiliteten var tilnærmet konstant slik at variasjonen i sprekkpermeabiliteten kunne sees bort fra.

Alle disse kjerneprøvene ble CO₂-flømmet ved hjelp av oppsettet vist på Figur 6.5.

7.5.1 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver uten sprekk

To sterkt vannvåte helkjerner (PC1 og PC13) med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$ ble flømmet med flytende CO₂ etter at de hadde blitt drenert til ikke-reduserbar vannmetning ved prosedyren beskrevet i avsnitt 6.5.

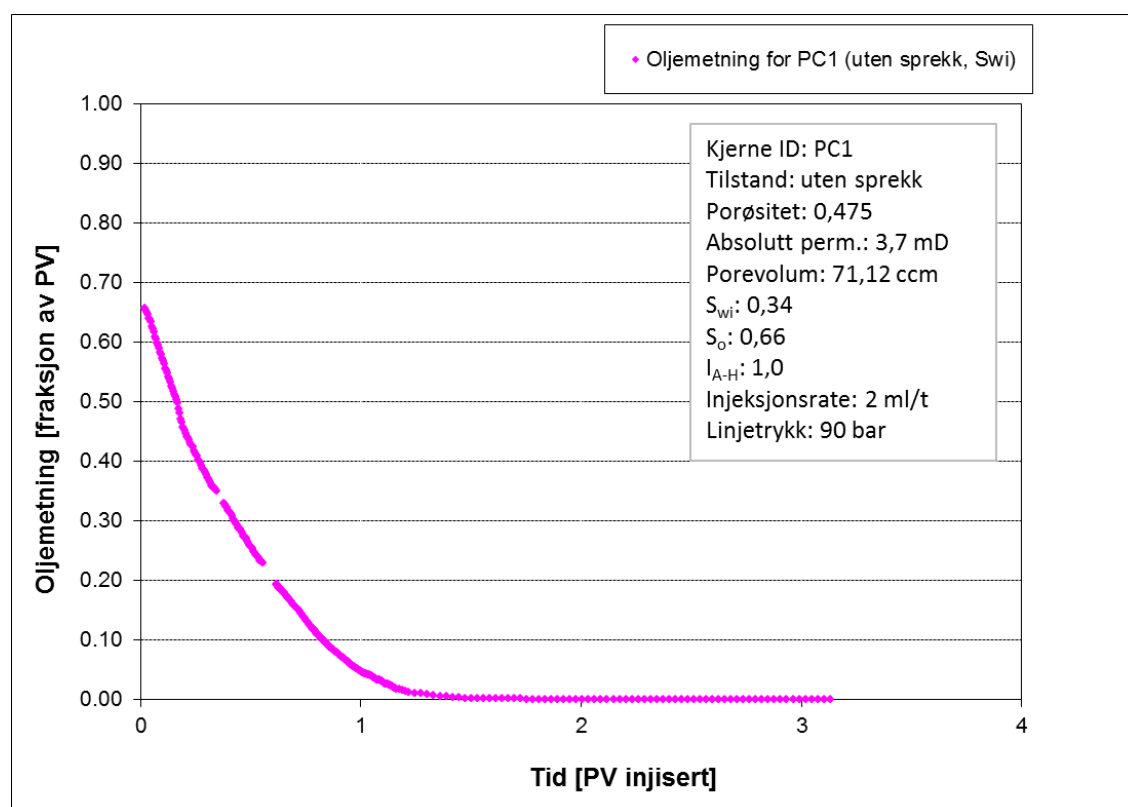
Sekundær flytende CO₂ eksperimentene ble utført ved romtemperatur der trykket i systemet dvs. linjetrykket ble holdt konstant på 90 bar samt at kjerneprøvene ble flømmet i en horisontal kjerneholder for å minimere effekten av gravitasjon.

Matrikspermeabilitet for disse to kjerneprøvene ble målt der matrikspermeabilitet for PC1 var $K_{matriks} = 3,7$ mD, og matrikspermeabiliteten for PC13 var $K_{matriks} = 3,8$ mD.

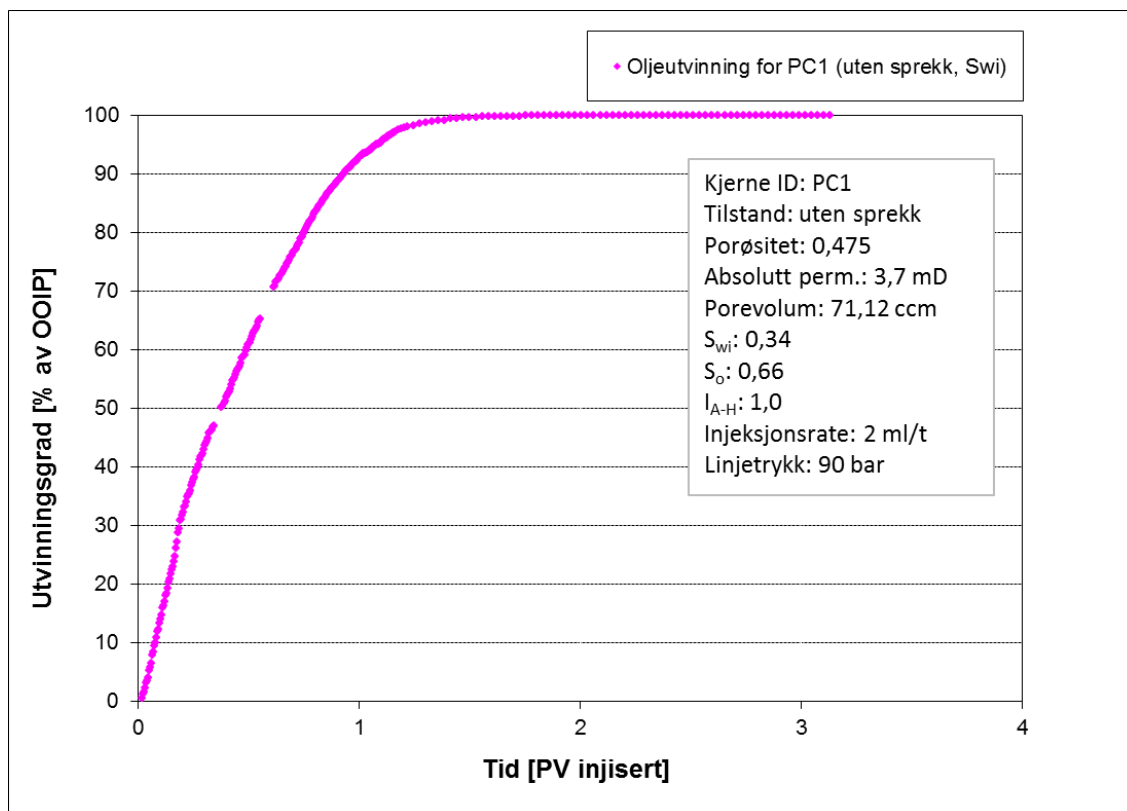
PC1 hadde et porevolum på 71,1 cm³ og ble flømmet med ca. 3,1 PV flytende CO₂. Frem til injeksjon av ca. 1 PV var både metningskurven og utvinningskurven lineære, men etter injeksjon av ca. 1 PV observeres CO₂ gjennombrudd der metningskurven og utvinningskurven avviker fra linearitet (Figur 7.14 og Figur 7.15).

Etter injeksjon av ca. 1 PV flytende CO₂ var utvinningsgraden for PC1 på 92,8 % av OOIP, og metningskurven og utvinningskurven flatet seg ut etter injeksjon av ca. 1,2 PV flytende CO₂ slik at etter injeksjon av ca. 2 PV flytende CO₂ var utvinningsgraden på 100,0 % av OOIP, noe som også tilsvarer den totale utvinningsgraden.

Målt differensialtrykk over PC1 var lavt og lå innen usikkerheten for måleapparatet. Derfor utelukkes målt differensialtrykk for denne kjerneprøven.



Figur 7.14: Ojemetning som funksjon av porevolum injisert for PC1.



Figur 7.15: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC1.

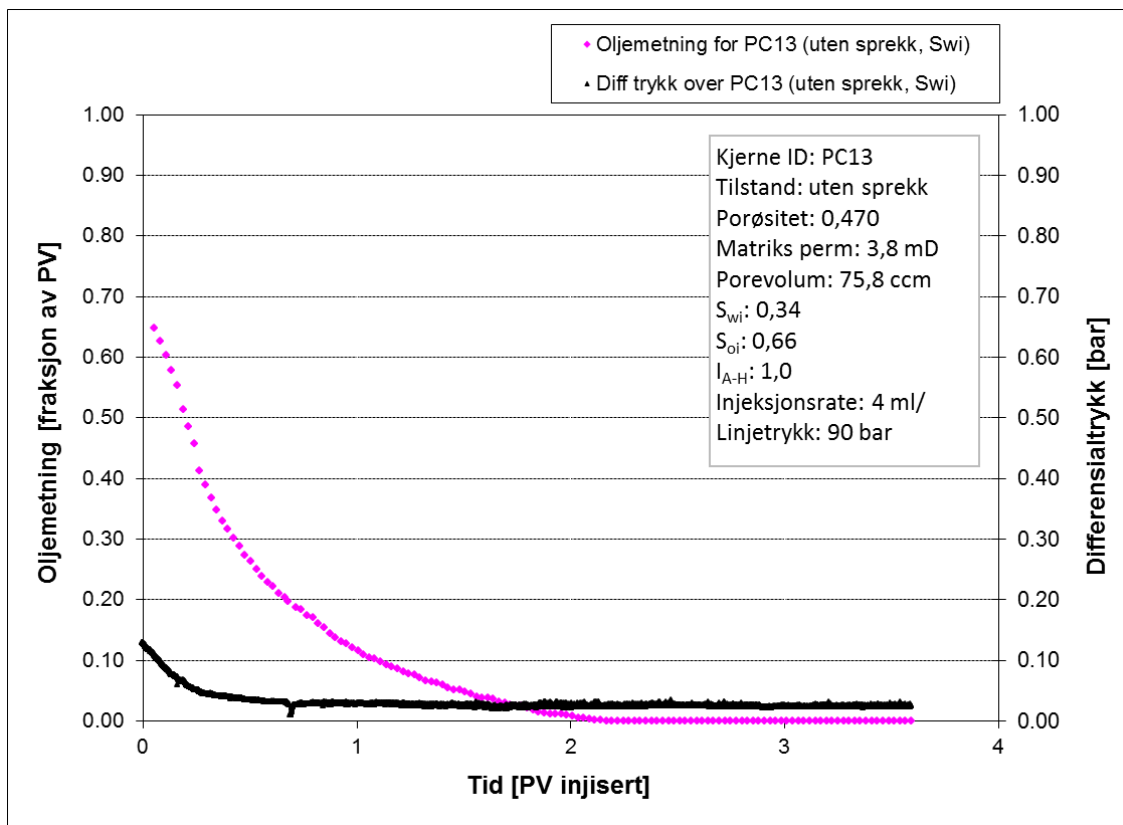
PC13 hadde et porevolum på $75,8 \text{ cm}^3$ og ble flømmet med ca. 3,6 PV flytende CO_2 dvs. 0,5 PV ekstra i forhold til PC1.

I startfasen av eksperimentet, frem til injeksjon av 0,5 PV CO_2 , var metningskurven og utvinningskurven for PC13 lineære. Etter injeksjon av 0,5 PV, ble det observert CO_2 gjennombrudd (Figur 7.16 og Figur 7.17).

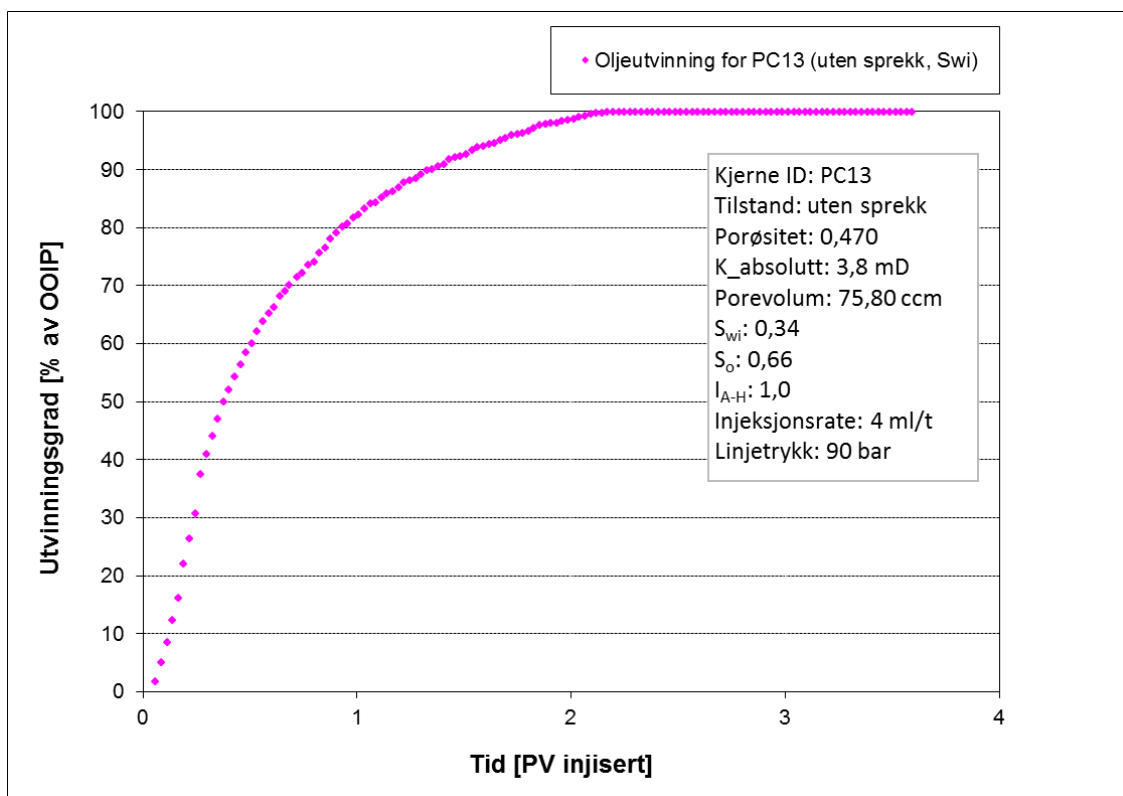
Etter injeksjon av ca. 1 PV flytende CO_2 var utvinningsgraden for PC13 på 82,3 % av OOIP, mens etter injeksjon av ca. 2 PV CO_2 var utvinningsgraden på 98,7 % av OOIP (Tabell 7.5).

Metningskurven og utvinningskurven flatet ut etter injeksjon av ca. 2,2 PV flytende CO_2 , noe som gir en total utvinningsgrad på 100,0 % av OOIP.

Målt differensialtrykk over PC13 var på ca. 0,13 bar i begynnelsen av eksperimentet og avtok senere, etter injeksjon av ca. 0,4 PV, til 0,04 bar og ble stabilt ved denne verdien (Figur 7.16).



Figur 7.16: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC13.



Figur 7.17: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC13.

7.5.2 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver med lukket sprekk

Kjerneprøvene PC3 og PC11, som hadde lukket sprekk, ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær flømming prosess dvs. kjerneprøvene ble først drenert til ikke-reduserbar vannmetning som beskrevet i avsnitt 6.5, og deretter flømmet med flytende CO₂ ved et linjetrykk på 90 bar og romtemperatur i en horisontal kjerneholder for å kunne se bort fra gravitasjonen.

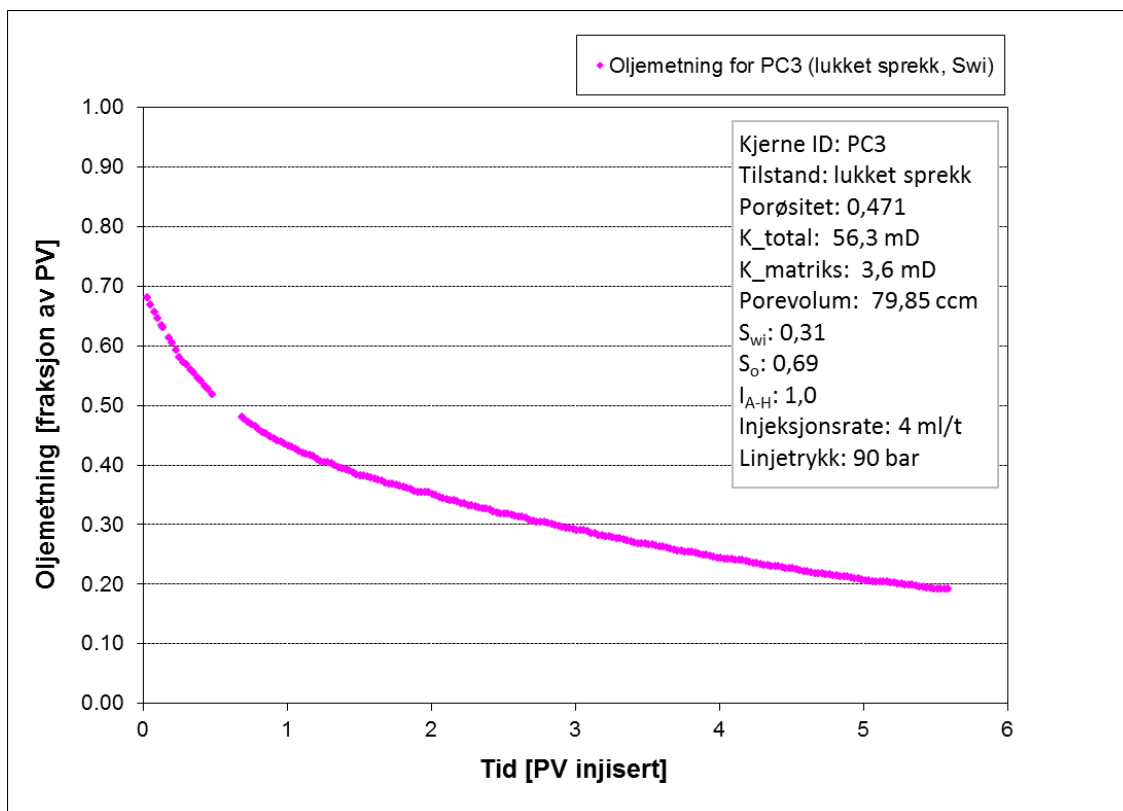
PC3 og PC11 antas å være sterkt vannvåte med en Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$.

Permeabiliteten for PC3 ble målt både før og etter oppsprekking der permeabiliteten før oppsprekking, dvs. matrikspermeabiliteten, $K_{matriks}$, var lik 3,6 mD, og permeabiliteten etter oppsprekking, dvs. totalpermeabiliteten, var lik 56,3 mD. Tilsvarende for PC11 ble matrikspermeabiliteten, $K_{matriks}$, målt til 3,6 mD, mens totalpermeabiliteten, ble målt til 159,4 mD.

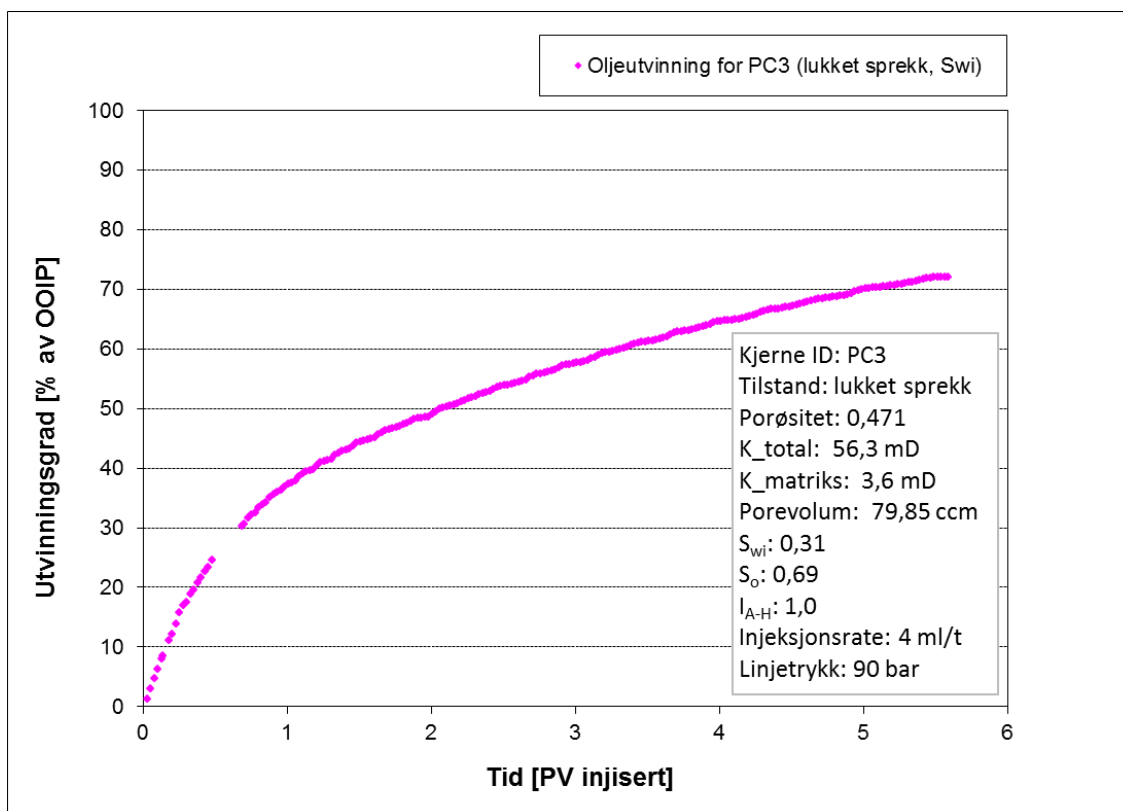
Kjerneprøven PC3 hadde et porevolum på 79,8 cm³ og ble flømmet med 5,6 PV flytende CO₂. Likevel ser vi at både metningskurven og utvinningskurven ikke har flatet ut ved enden av eksperimentet som måtte avsluttes etter injeksjon av 5,6 PV CO₂ grunnet lite gjenværende CO₂ i bufferen som rommet ca. 1 liter (Figur 7.18 og Figur 7.19).

For PC3 ble CO₂ gjennombrudd observert ved en tidlig fase dvs. metningskurven og utvinningskurven var lineære fram til injeksjon av ca. 0,3 PV (Figur 7.18 og Figur 7.19).

Etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂, var utvinningsgraden på 37,4 % av OOIP, og etter injeksjon av ca. 2 PV var utvinningsgraden på 49,0 % av OOIP. Eksperimentet for PC3 ble avsluttet etter injeksjon av 5,6 PV, noe som ga en total utvinningsgrad på 72,1 % av OOIP (Tabell 7.5).



Figur 7.18: Oljemetning som funksjon av porevolum injisert for PC3.

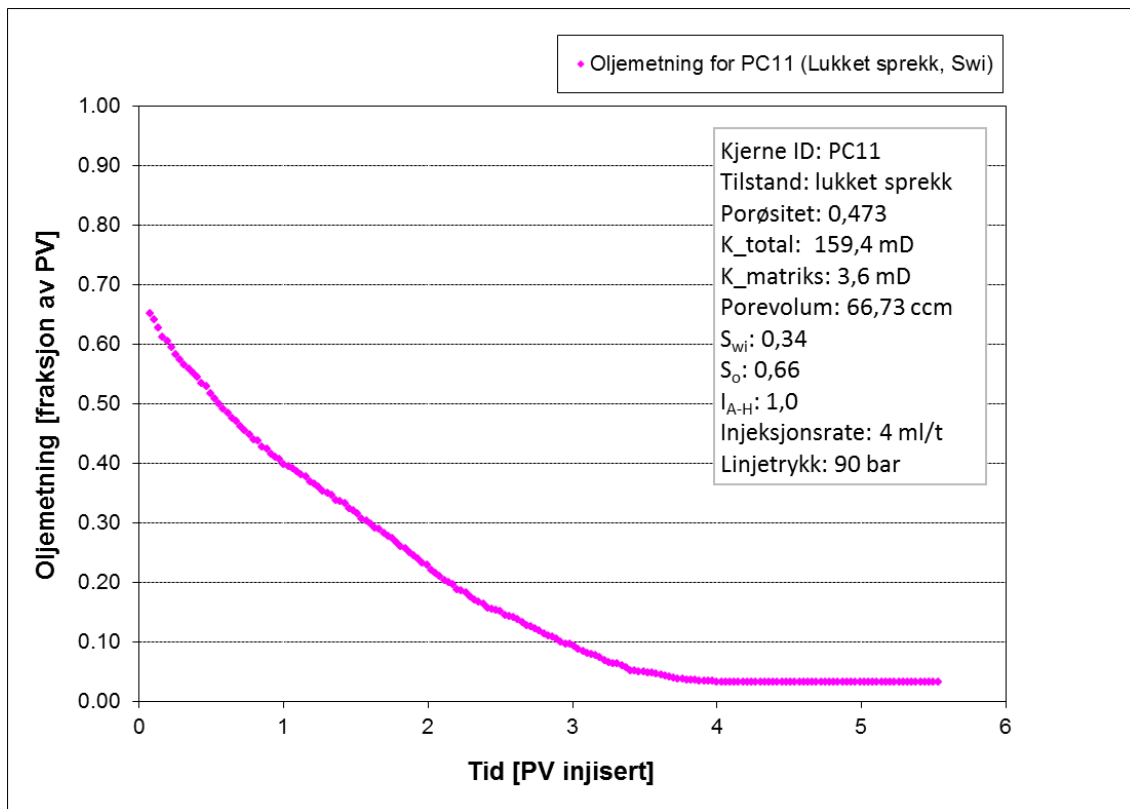


Figur 7.19: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC3.

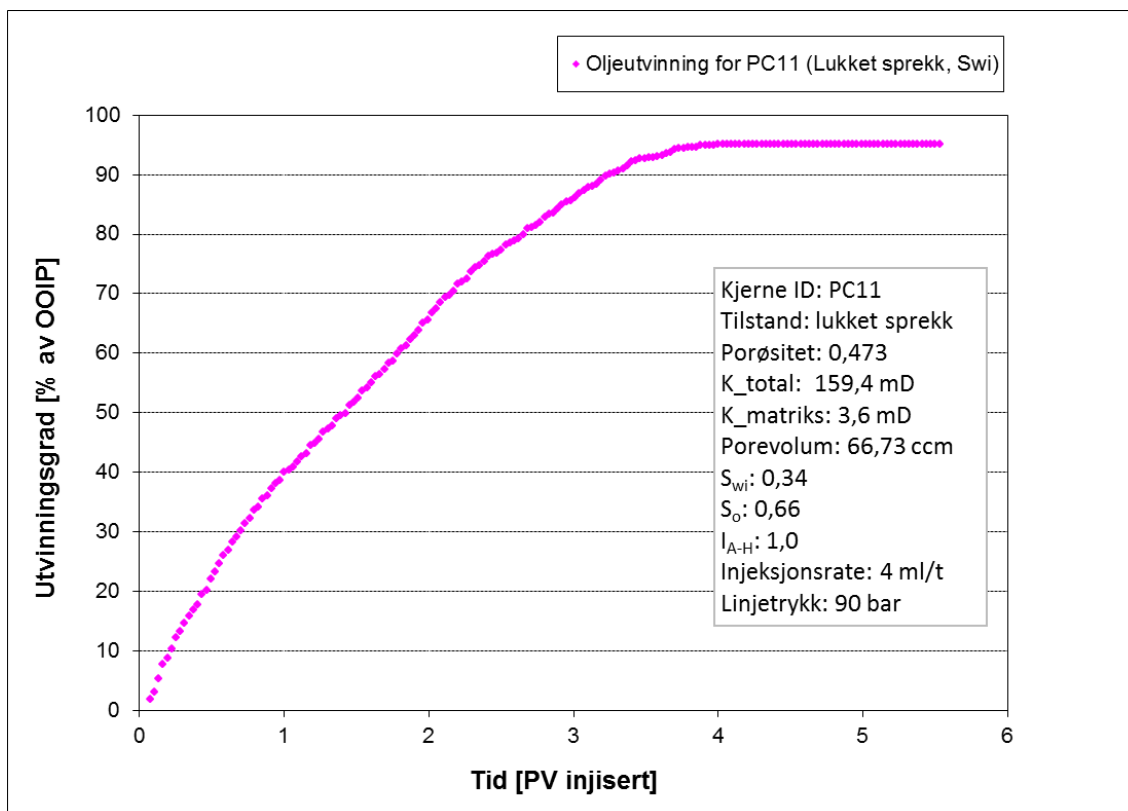
PC11 hadde et porevolum på $66,7 \text{ cm}^3$, og ble flømmet med 5,5 PV flytende CO_2 , men både metningskurven og utvinningskurven flatet ut etter injeksjon av 4,0 PV, og ytterligere CO_2 -injeksjon ledet ikke til ekstra oljeutvinning (Figur 7.20 og Figur 7.21). CO_2 gjennombrudd ble observert etter injeksjon av ca. 1 PV, noe som tilsvarer avvik fra linearitet for metningskurven og utvinningskurven (Figur 7.20 og Figur 7.21).

Etter injeksjon av ca. 1 PV flytende CO_2 var utvinningsgraden for PC11 på 40,0 % av OOIP, og etter injeksjon av ca. 2 PV flytende CO_2 var utvinningsgraden på 65,5 % av OOIP, mens den totale utvinningsgraden var på 95,1 % av OOIP (Tabell 7.5).

Målt differensialtrykk over PC3 og PC11 var lavt, og lå innen usikkerheten for måleapparatet. Derfor utelukker vi målt differensialtrykk for disse kjerneprøvene.



Figur 7.20: Oljemetning som funksjon av porevolum injisert for PC11.



Figur 7.21: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC11.

7.5.3 Sekundær flytende CO₂-flømming av kjerneprøver med åpen sprekk

Kjerneprøvene (PC2, PC9 og PC7) med åpen sprekk ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær flømming prosess dvs. kjerneprøvene ble først drenert til ikke-reduserbar vannmetning som beskrevet i avsnitt 6.5, og deretter flømmet med flytende CO₂ fra en buffer som var på 90 bar. Ved injeksjon av flytende CO₂ i disse kjerneprøvene, var trykket i systemet på 90 bar. Disse kjerneprøvene ble flømmet ved romtemperatur i en horisontal kjerneholder ved hjelp av oppsettet vist på Figur 6.5.

Kjerneprøvene PC2, PC9 og PC7 var sterkt vannvåte med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$.

Permeabiliteten for disse oppsprukne kjerneprøvene ble målt både før og etter oppsprekking, noe som gjør det mulig å sammenligne permeabilitetskontrasten mellom sprekk og matriks.

Før oppsprekking ble matrikspermeabiliteten, $K_{matriks}$, for PC2 målt til 3,4 mD, mens etter oppsprekking ble totalpermeabiliteten, målt til 2247 mD. For PC9 ble matrikspermeabiliteten, $K_{matriks}$, målt til 3,5 mD, mens totalpermeabiliteten, ble målt til 2190 mD. Tilsvarende ble matrikspermeabiliteten, $K_{matriks}$, for PC7 målt til 3,2 mD, mens totalpermeabiliteten, ble målt til 1855 mD.

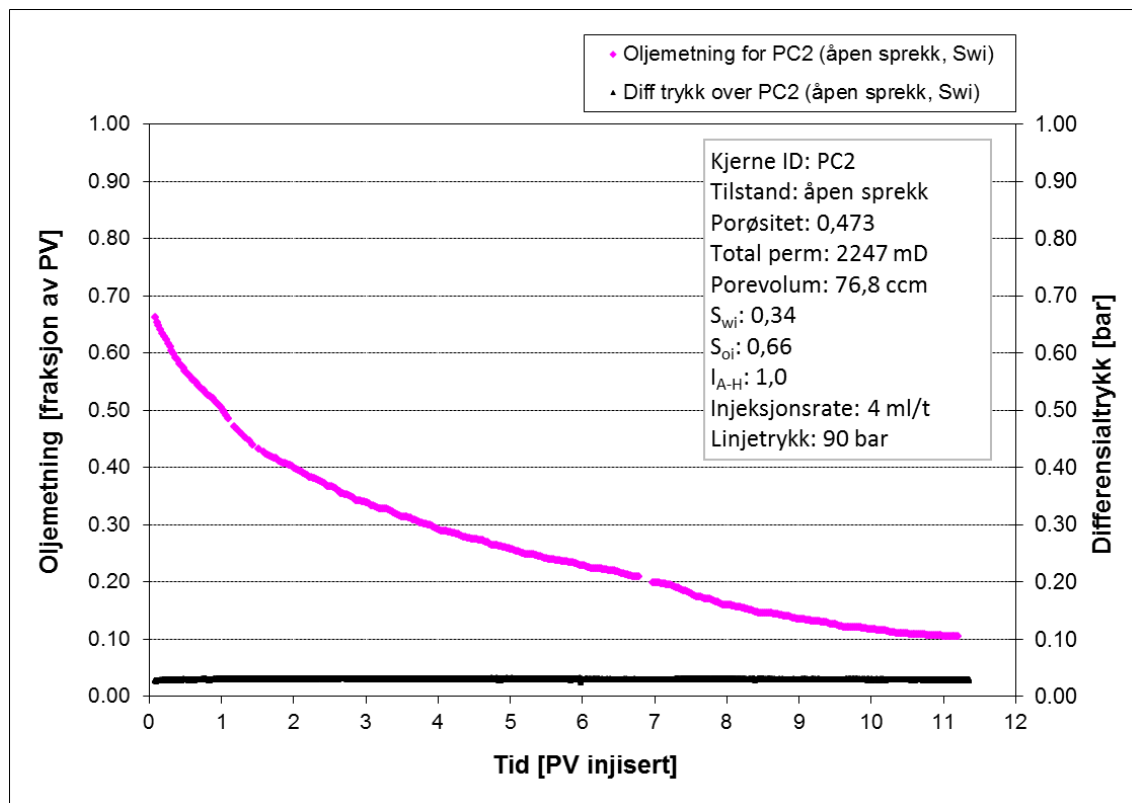
Etter oppsprekking hadde PC2 et porevolum på 76,8 cm³ og ble flømmet med 11,2 PV CO₂. Likevel ser vi at metningskurven og utvinningskurven ikke har flatet helt ut etter injeksjon av

11,4 PV CO₂, men en ytterligere CO₂-injeksjon ville ikke resultere i en betydelig ekstra utvinning (Figur 7.22 og Figur 7.23).

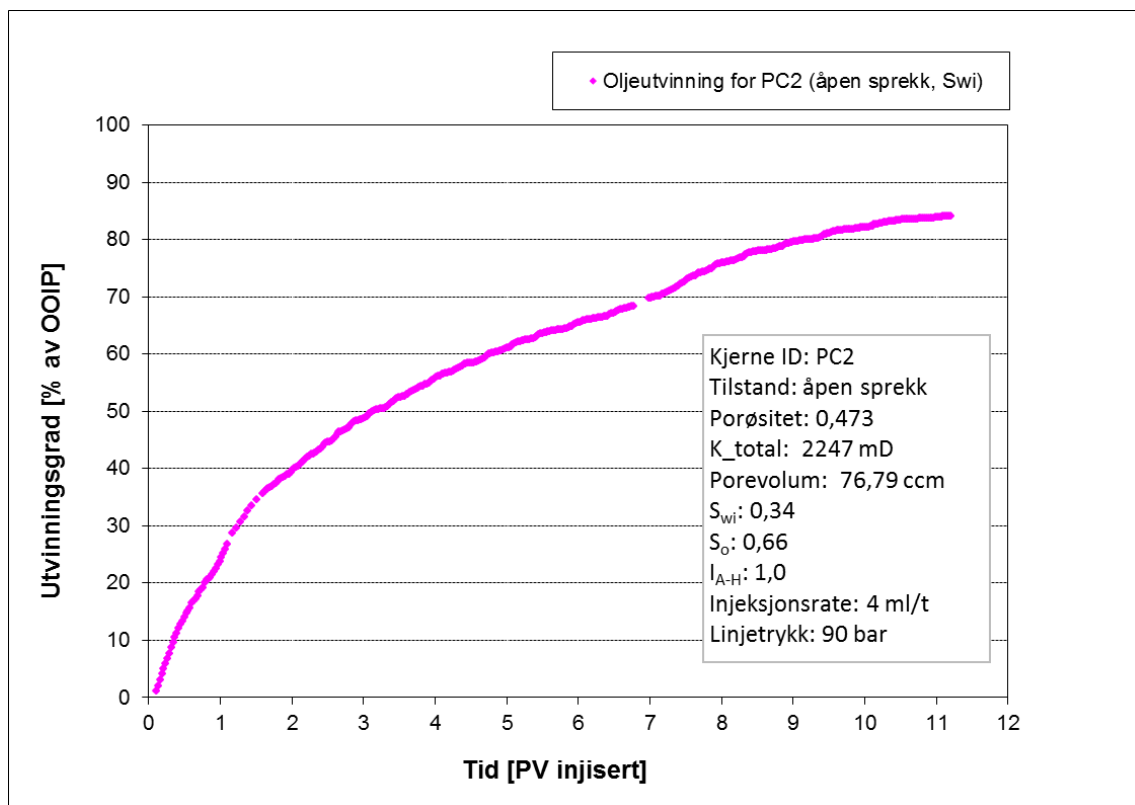
For PC2 var injeksjonsraten lik produksjonsraten kun i en tidlig fase av eksperimentet, og metningskurven og utvinningskurven var lineære frem til 0,5 PV flytende CO₂. Etter injeksjon av ca. 0,5 PV ble CO₂ gjennombrudd observert.

Etter injeksjon av ca. 1 PV var utvinningsgraden for PC2 på 23,8 % av OOIP. Etter injeksjon av ca. 2 PV var utvinningsgraden på 39,7 % av OOIP, mens ved enden av eksperimentet dvs. etter injeksjon av 11,2 PV CO₂ var den totale utvinningsgraden på 84,2 % av OOIP (Tabell 7.5).

Eksperimentet ble avsluttet etter injeksjon av 11,2 PV CO₂ grunnet lite CO₂ i bufferen. Derfor ble eksperimentet avsluttet før at metningskurven og utvinningskurven flatet ut. Under hele eksperimentet var målt differensialtrykk over PC2 stabilt, og lå for det meste på 0,03 bar (Figur 7.22).



Figur 7.22: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC2.



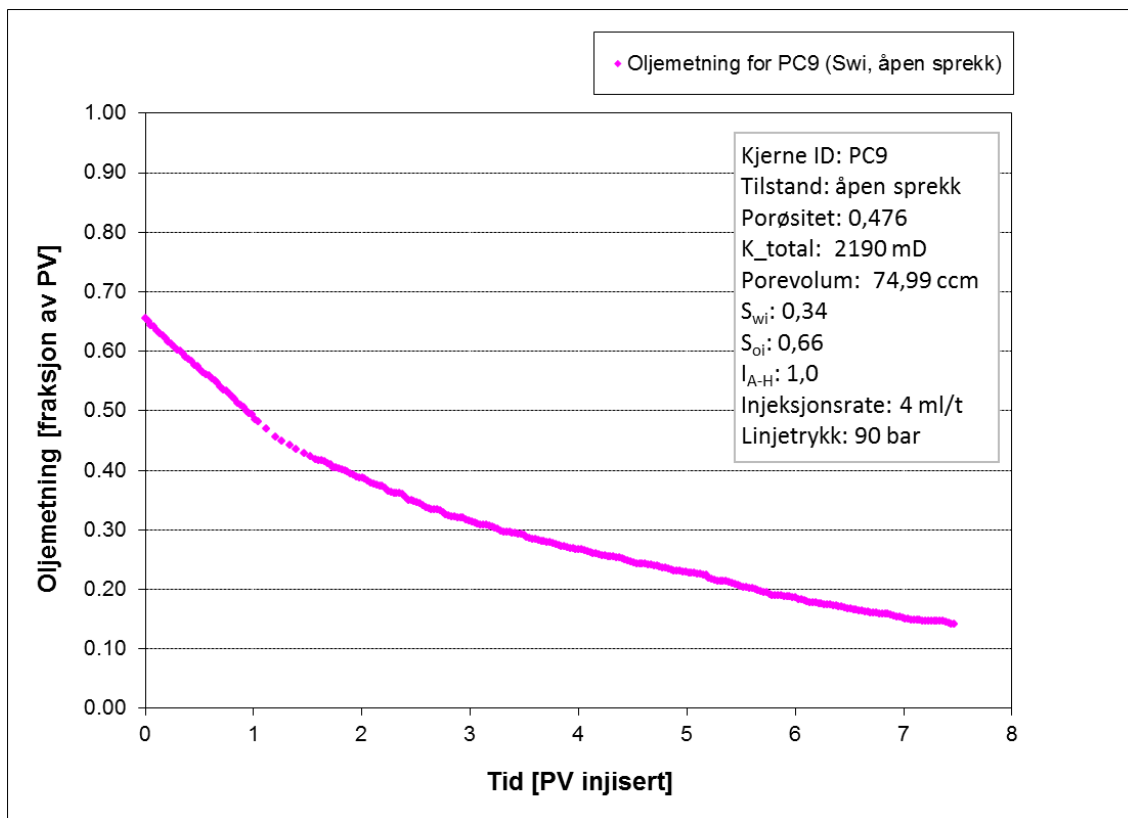
Figur 7.23: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC2.

Porevolumet etter sprekk for PC9 var på $75,0 \text{ cm}^3$, og denne kjerneprøven ble flømmet med 7,5 PV flytende CO_2 .

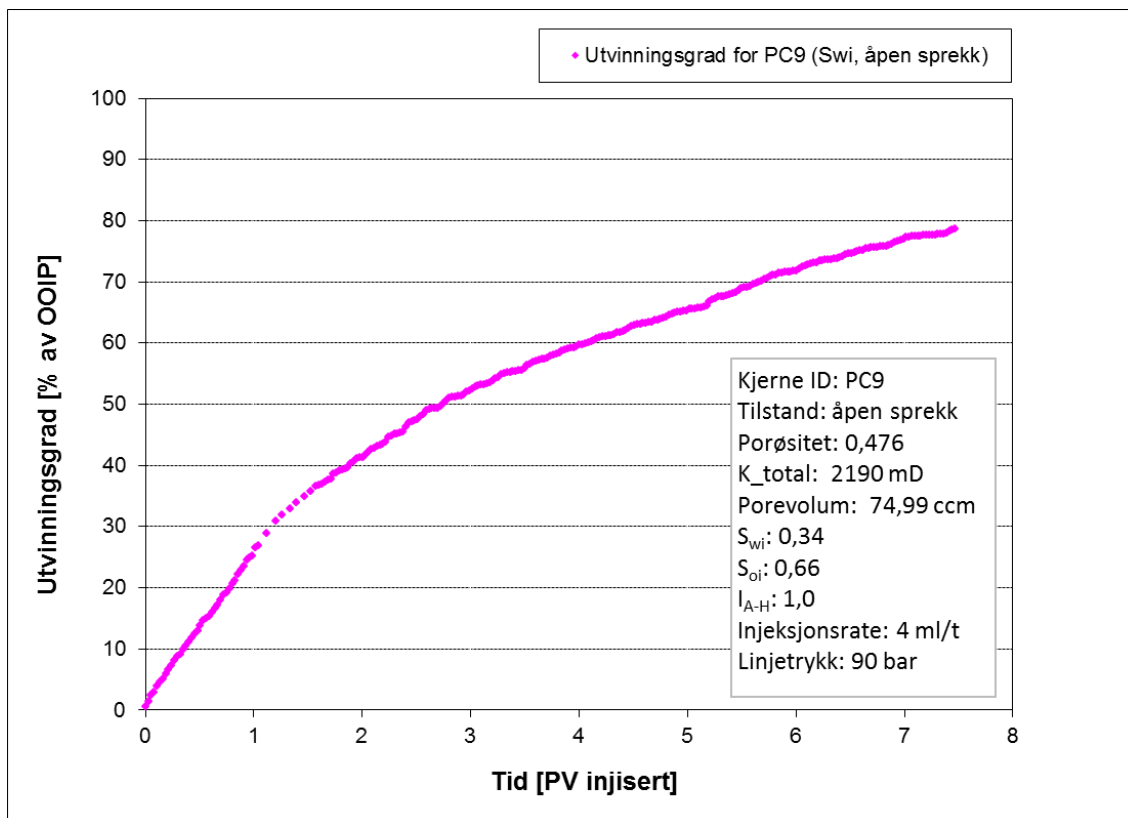
For denne kjerneprøven har metningskurven og utvinningskurven ikke flatet seg ut etter injeksjon av 7,5 PV CO_2 , noe som indikerer at en ytterligere CO_2 -injeksjon ville lede til ekstra utvinning (Figur 7.24 og Figur 7.25).

Metningskurven og utvinningskurven for PC9 var lineære kun i en tidlig fase av eksperimentet dvs. frem til 1,0 PV. Etter injeksjon av ca. 1,0 PV ble CO_2 gjennombrudd observert, noe som kommer godt frem i metningskurven og utvinningskurven på Figur 7.24 og Figur 7.25 der disse kurvene avviker fra linearitet.

Utvinningsgraden for PC9, etter injeksjon av 1 PV og 2 PV, var henholdsvis på 25,3 % og 41,2 % av OOIP. Senere ved enden av eksperimentet var den totale utvinningsgraden på 78,4 % av OOIP (Tabell 7.5). Fra metningskurven og utvinningskurven på Figur 7.24 og Figur 7.25 ser vi at den totale utvinningsgraden ville bli høyere om CO_2 -injeksjonen ikke ble stoppet ved 7,5 PV. CO_2 -injeksjonen ble stoppet på grunn av lite CO_2 i buffer.



Figur 7.24: Oljemetning som funksjon av porevolum injisert for PC9.



Figur 7.25: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC9.

Ekspérimentet for PC9 ble stoppet mens det fortsatt ble produsert olje fra kjerneprøven, noe som ga en total utvinningsgrad som ikke representerte den endelige utvinningsgraden. Derfor ble det utført et annet eksperiment med PC7 som har et porevolum på $73,4 \text{ cm}^3$.

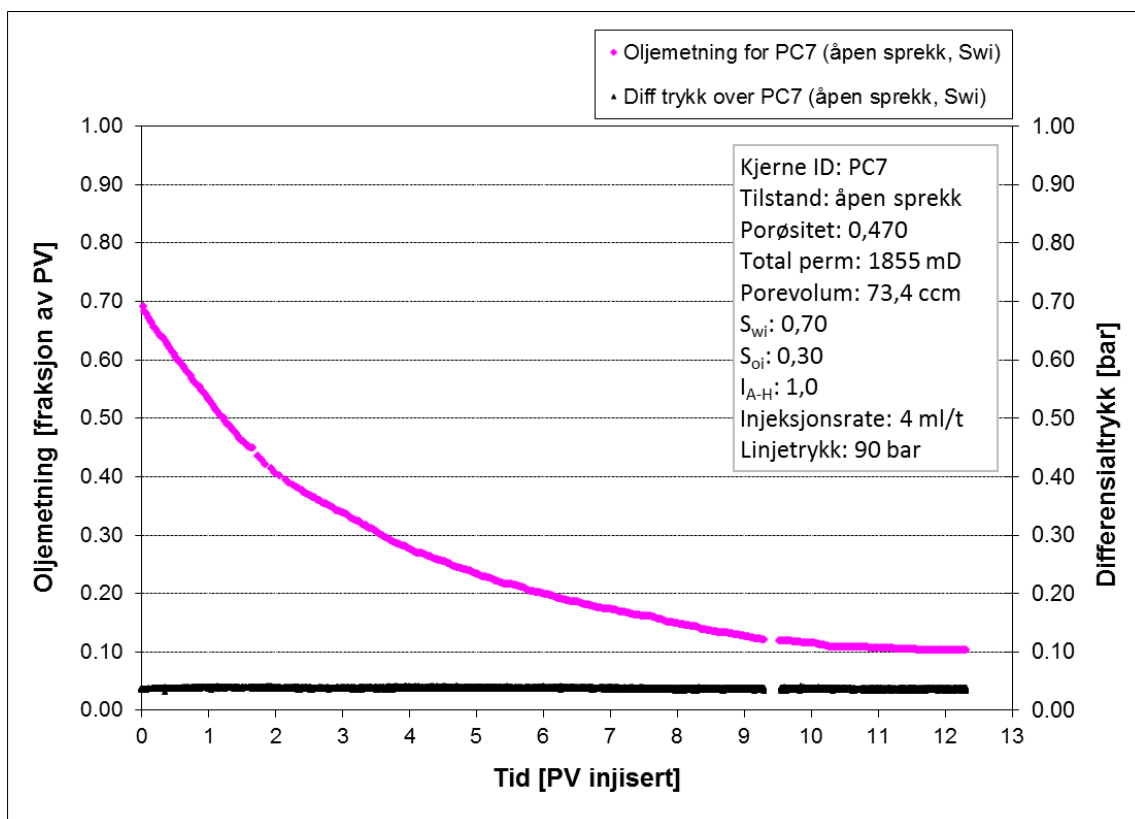
PC7 ble CO_2 -flømmet ved samme trykk og temperatur forhold som for PC9 dvs. kjerneprøven ble CO_2 -flømmet ved romtemperatur og et linjetrykk på 90 bar.

Etter injeksjon av 12,3 PV flytende CO_2 , hadde metningskurven og utvinningskurven for PC7 flatet helt ut, noe som tyder på at en ytterligere CO_2 -injeksjon ikke ville resultere i ekstra oljeproduksjon (Figur 7.26 og Figur 7.27).

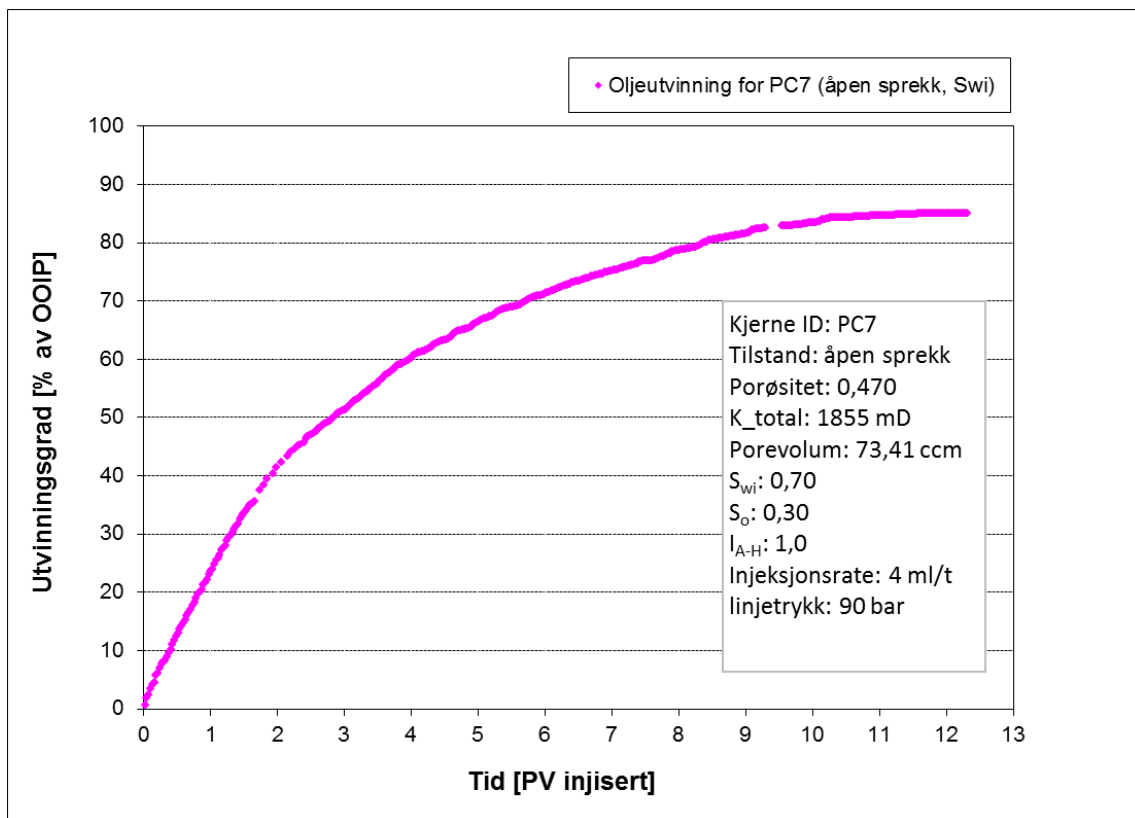
Metningskurven og utvinningskurven for PC7 var lineært frem til CO_2 gjennombrudd ble observert ved ca. 1,5 PV. CO_2 gjennombruddet kan også kjennetegnes ved at metningskurven og utvinningskurven avviker fra linearitet (Figur 7.26 og Figur 7.27).

Utvinningsgraden for PC7, etter injeksjon av ca. 1 PV og ca. 2 PV, var henholdsvis på 23,6 % og 41,4 % av OOIP. Senere, etter injeksjon av 12,3 PV var den totale utvinningsgraden på 85,1 % av OOIP (Tabell 7.5).

Målt differensialtrykk for PC7 var tilnærmet stabilt og lå for det meste på 0,04 eller 0,03 bar (Figur 7.26).



Figur 7.26: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC7.



Figur 7.27: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC7.

7.5.4 Oppsummering av sekundær flytende CO₂ flømming av kjerneprøver

En oppsummering av oppnådde resultater fra sekundær CO₂ eksperimentene utført på syv kjerneprøver, der alle kjerneprøvene var drenert til ikke-reduserbar vannmetning, er listet opp i Tabell 7.5.

Disse kjerneprøvene ble CO₂-flømmet ved romtemperatur i en horisontal kjerneholder ved et linjetrykk på 90 bar.

Kjerneprøvene PC1 og PC13 ble CO₂-flømmet som helkjerne, mens kjerneprøvene PC3 og PC11 ble CO₂-flømmet med lukket sprekk langs kjerneprøvene, og kjerneprøvene PC2, PC9 og PC7 ble CO₂-flømmet med åpen sprekk dvs. sprekk langs kjerneprøvene med spacer i.

Tabell 7.5: Oversikt over utvinningsgrad for kjerneprøver benyttet i sekundær flytende CO₂ eksperimenter.

Kjerne ID	Sprekk	Utvinningsgrad etter 1 PV [% av OOIP]	Utvinningsgrad etter 2 PV [% av OOIP]	Total utvinningsgrad [% av OOIP]
PC1	Nei (ingen sprekk)	92.8	100.0	100.0
PC13	Nei (ingen sprekk)	82.3	98.7	99.9
PC3	Ja (lukket sprekk)	37.4	49.0	72.1
PC11	Ja (lukket sprekk)	40.0	65.5	95.1
PC2	Ja (åpen sprekk)	23.8	39.7	84.2
PC9	Ja (åpen sprekk)	25.3	41.2	78.4
PC7	Ja (åpen sprekk)	23.6	41.4	85.1

7.6 Sekundær CO₂-skum flømming av kjerneprøver

To oppsprukne kjerneprøver PC4 og PC12, ble flømmet med flytende CO₂-surfaktantløsning i en sekundær utvinningsprosess der fluidene, flytende CO₂ og surfaktantløsning, ble injisert samtidig i systemet for å generere skum i en pre-generator for skum.

Kjerneprøvene ble først drenert til ikke-reducerbar vannmetning ved å følge prosedyren beskrevet i avsnitt 6.5, og deretter flømmet med flytende CO₂-surfaktantløsning. Disse kjerneprøvene ble flømmet ved romtemperatur i en horisontal kjerneholder ved hjelp av oppsettet vist på Figur 6.6.

Kjerneprøvene PC4 og PC12 var sterkt vannvåte med en antatt Amott-Harvey indeks på 1,0.

Permeabiliteten for PC4 og PC12 ble målt både før og etter oppsprekking. Før oppsprekking ble matrikspermeabiliteten, $K_{matriks}$, for PC4 målt til 4,1 mD, og for PC12 målt til 4,0 mD, mens etter oppsprekking ble totalpermeabiliteten, for PC4 målt til 1853 mD, og for PC12 målt til 1 2084 mD.

Etter oppsprekking hadde PC4 et porevolum på 75,5 cm³ og ble flømmet med ca. 9,7 PV CO₂-surfaktantløsning, mens PC12 hadde et porevolum på 68,8 cm³, og ble flømmet med ca. 4,3 PV CO₂-surfaktantløsning.

Kjerneprøvene PC4 og PC12 ble flømmet med en total rate på 4 ml/t der CO₂-injeksjonsraten var på 3,6 ml/t, mens injeksjonsraten for surfaktantløsningen var på 0,4 ml/t, noe som gir et injeksjonsforhold på 9:1.

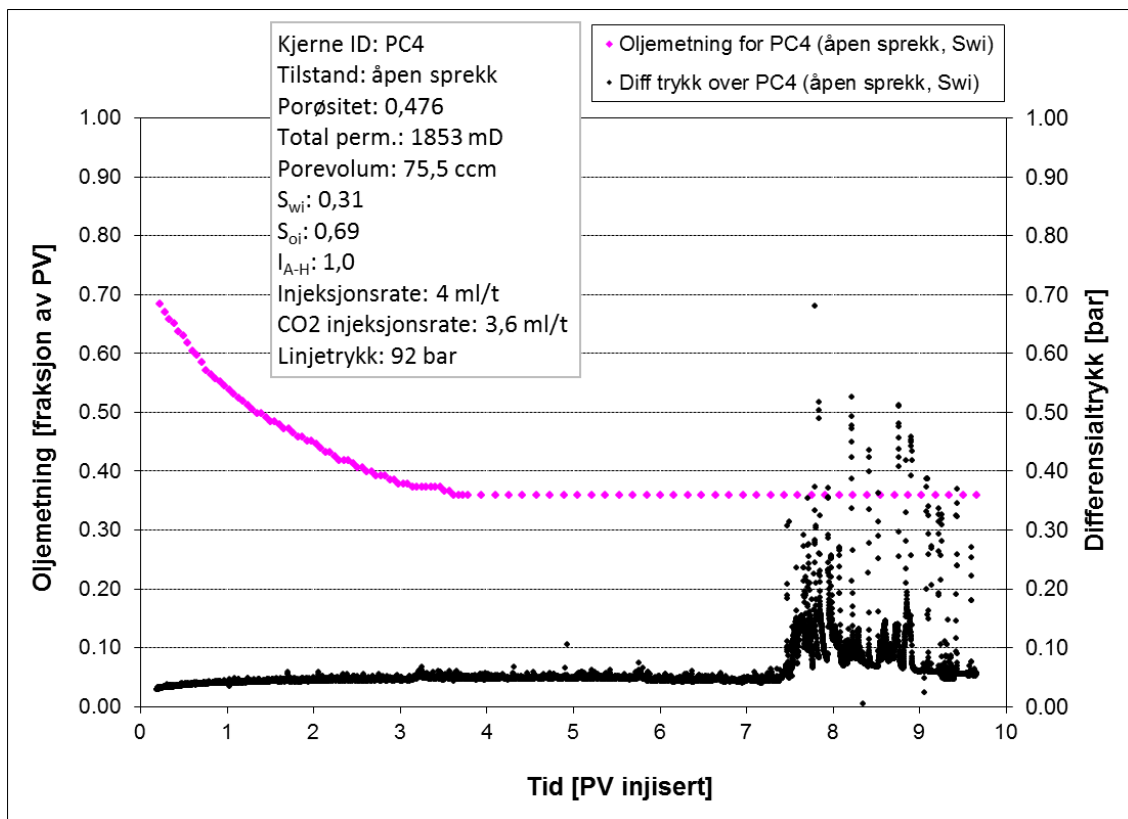
For PC4 var både metningskurven og utvinningskurven lineære kun i en tidlig fase av eksperimentet dvs. frem til ca. 0,8 PV hvor gjennombrudd av injisert fluid ble observert.

Etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂-surfaktantløsning var utvinningsgraden for PC4 på 21,2 % av OOIP. Etter injeksjon av ca. 2 PV var utvinningsgraden på 34,6 % av OOIP, mens ved enden

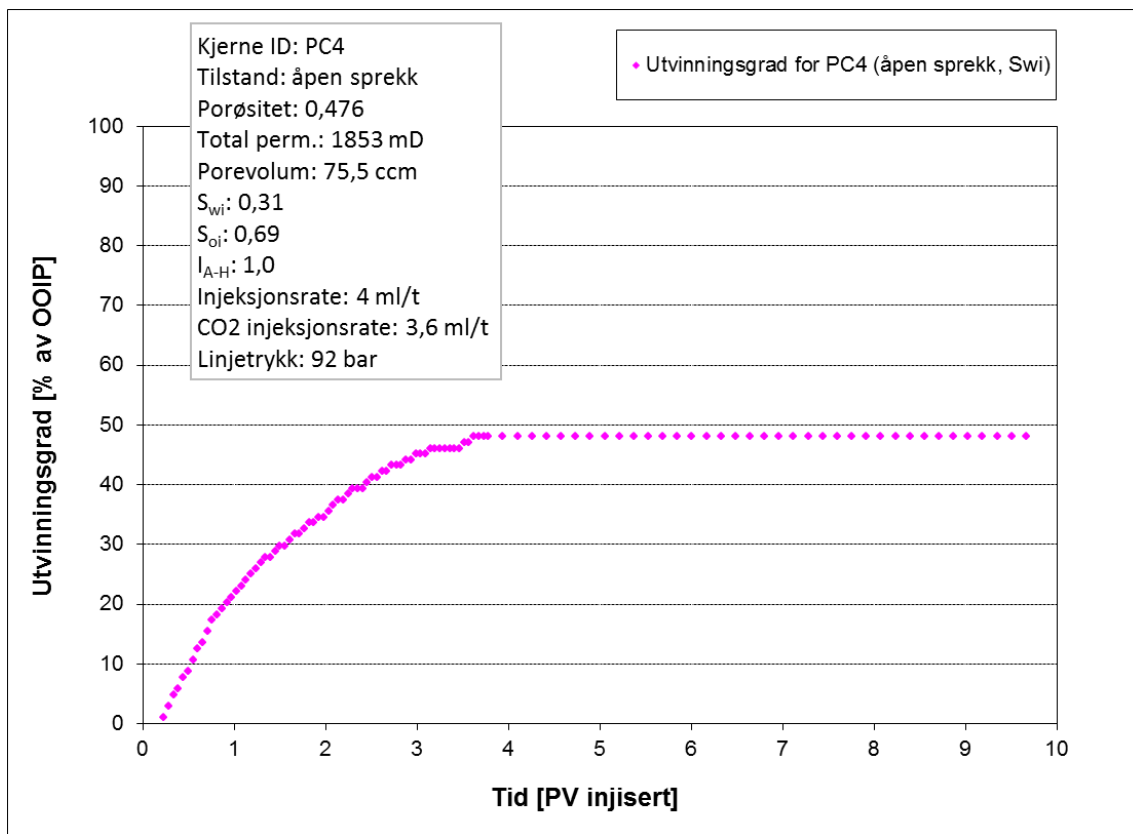
av eksperimentet dvs. etter injeksjon av 9,7 PV var den totale utvinningsgraden på 48,0 % av OOIP (Tabell 7.6).

Fra figurene (Figur 7.28 og Figur 7.29) ser vi at metningskurven og utvinningskurven har flatet ut etter injeksjon av ca. 3,6 PV CO₂-surfaktantløsning, og en ytterligere fluidinjeksjon ikke ville lede til ekstra utvinning. Derfor ble eksperimentet avsluttet etter injeksjon av ca. 9,7 PV.

Målt differensialtrykk over kjerne PC4 var relativt konstant og lå hovedsakelig mellom 0,05 og 0,04 bar frem til ca. 7,3 PV. Deretter fluktuerte differensialtrykket i et bredt intervall (Figur 7.28).



Figur 7.28: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC4 ved CO₂-skum injeksjon.



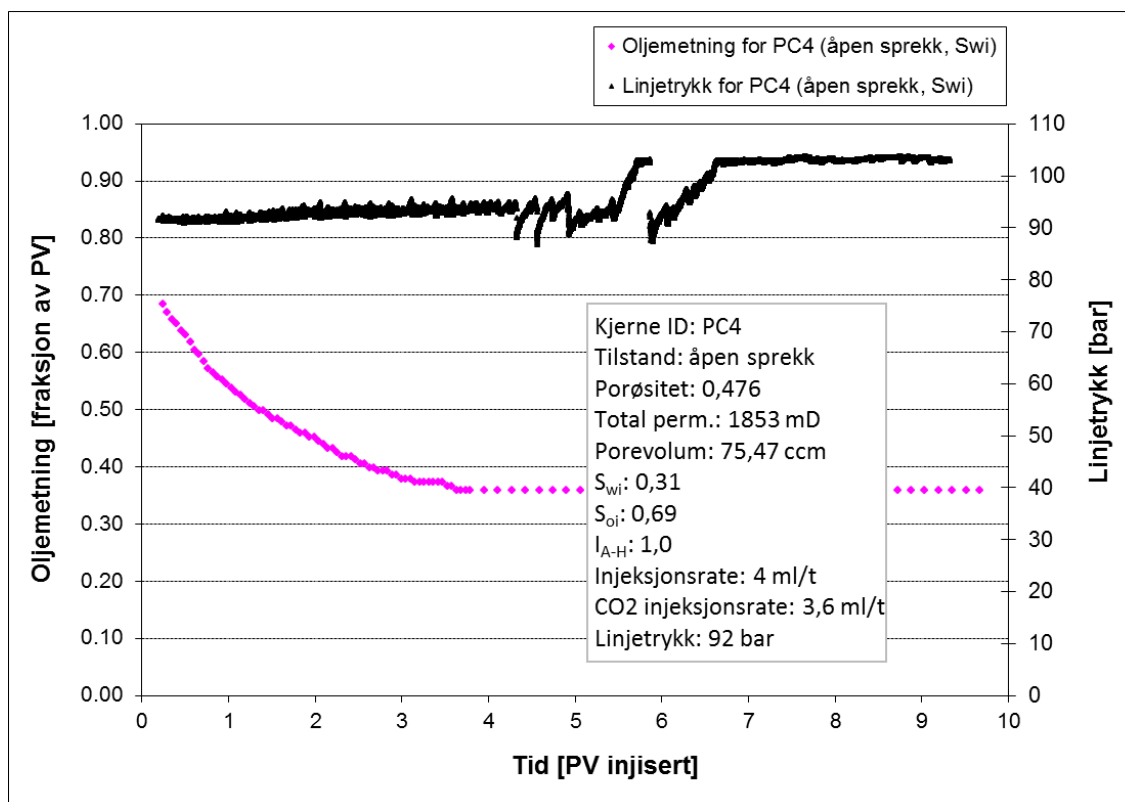
Figur 7.29: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC4 ved CO₂-skum injeksjon.

Ved starten av eksperimentet var linjetrykket på 92 bar, men linjetrykket var stadig økende frem til injeksjon av 4,2 PV, selv om baktrykksregulatoren var satt på 92 bar hele tiden. Etter injeksjon av 4,2 PV og frem 6,7 PV fluktuerte linjetrykket. Deretter steg linjetrykket og ble stabilt ved 103 bar (Figur 7.30).

Fra Figur 7.30 ser vi at linjetrykket faller brått etter injeksjon av 5,8 PV. Dette var på grunn av et brått CO₂-utbrudd der en betydelig mengde CO₂ ble utløst, og ledet til at en mengde av produsert olje gikk tapt. Dette ble observert ved hjelp av produksjonsloggen.

Etter eksperimentet ble oppsettet undersøkt og vi fant at produksjonslinjen gjennom baktrykksregulatoren hadde blitt delvis pluggert av utfelt surfaktantløsning.

På grunn av surfaktant utfelling og plugging av baktrykksregulatoren, blir resultater av dette eksperimentet ikke brukt videre for diskusjon siden trykket i systemet ikke var stabilt under hele eksperimentet. I dette eksperimentet ledet plugging av baktrykksregulatoren til at trykket i systemet økte fra ca. 92 bar til ca. 103 bar. Dessuten ledet utfelling av surfaktanter til mindre skum dannelse, noe som i sin tur ledet til lavere utvinningsgrad.

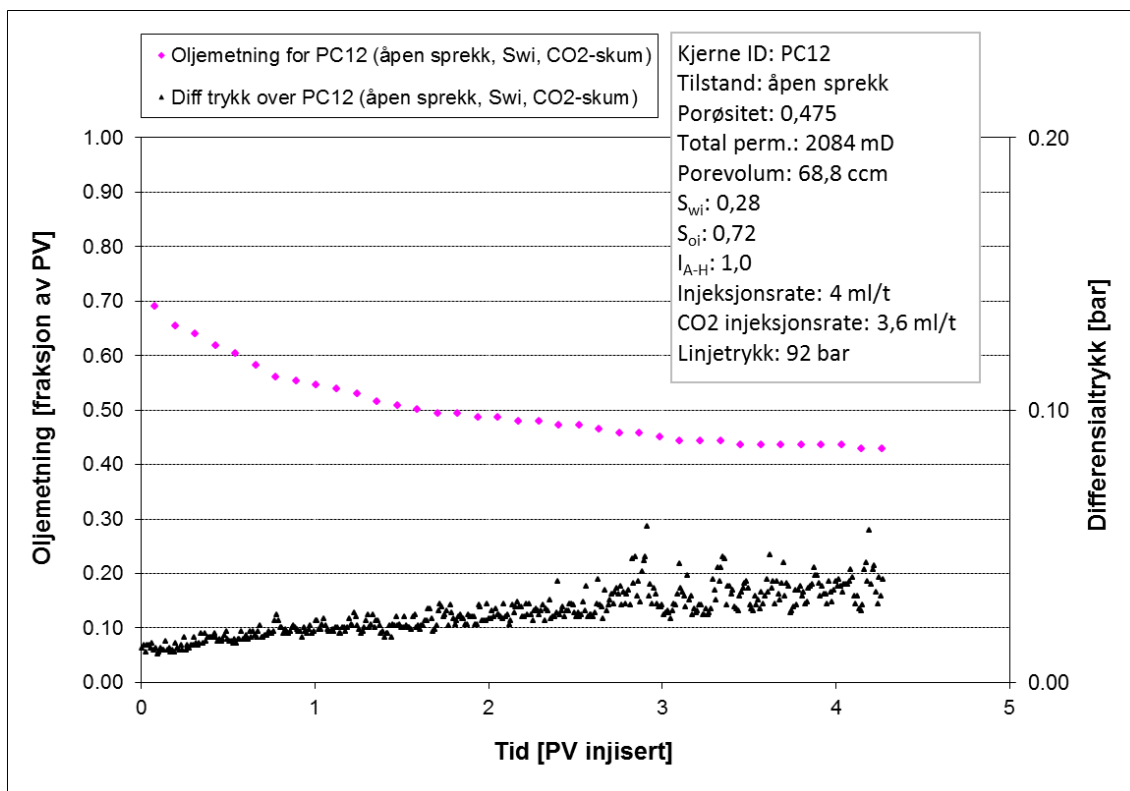


Figur 7.30: Oljemetning og linjetrykk som funksjon av porevolum injisert for PC4 ved CO₂-skum injeksjon.

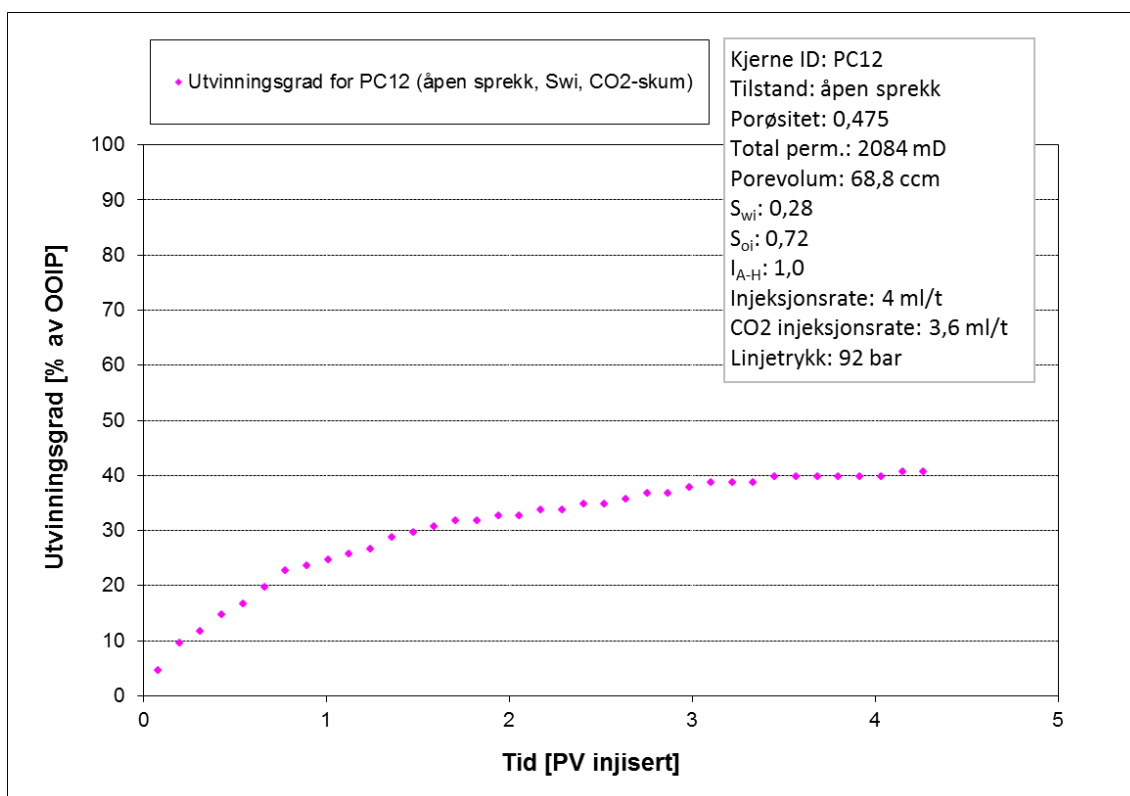
For PC12 var utvinningsgraden, etter injeksjon av ca. 1 PV CO₂-surfaktantløsning, på 24,7 % av OOIP, mens etter injeksjon av ca. 2 PV var utvinningsgraden på 32,7 % av OOIP. Senere ved enden av eksperimentet dvs. etter injeksjon av 4,3 PV var den totale utvinningsgraden på ca. 40,8 % av OOIP (Tabell 7.6).

Fra figurene (Figur 7.31 og Figur 7.32) ser vi at både metningskurven og utvinningskurven har flatet ut etter injeksjon av ca. 3,5 PV CO₂-surfaktantløsning. Derfor ville en ytterligere skuminjeksjon ikke lede til noe betydelig ekstra oljeutvinning. Dette eksperimentet ble avsluttet etter injeksjon av ca. 4,3 PV.

Målt differensialtrykk over kjerneprøven PC12 var stigende og hadde fluktuasjoner som var gradvis økende (Figur 7.31).

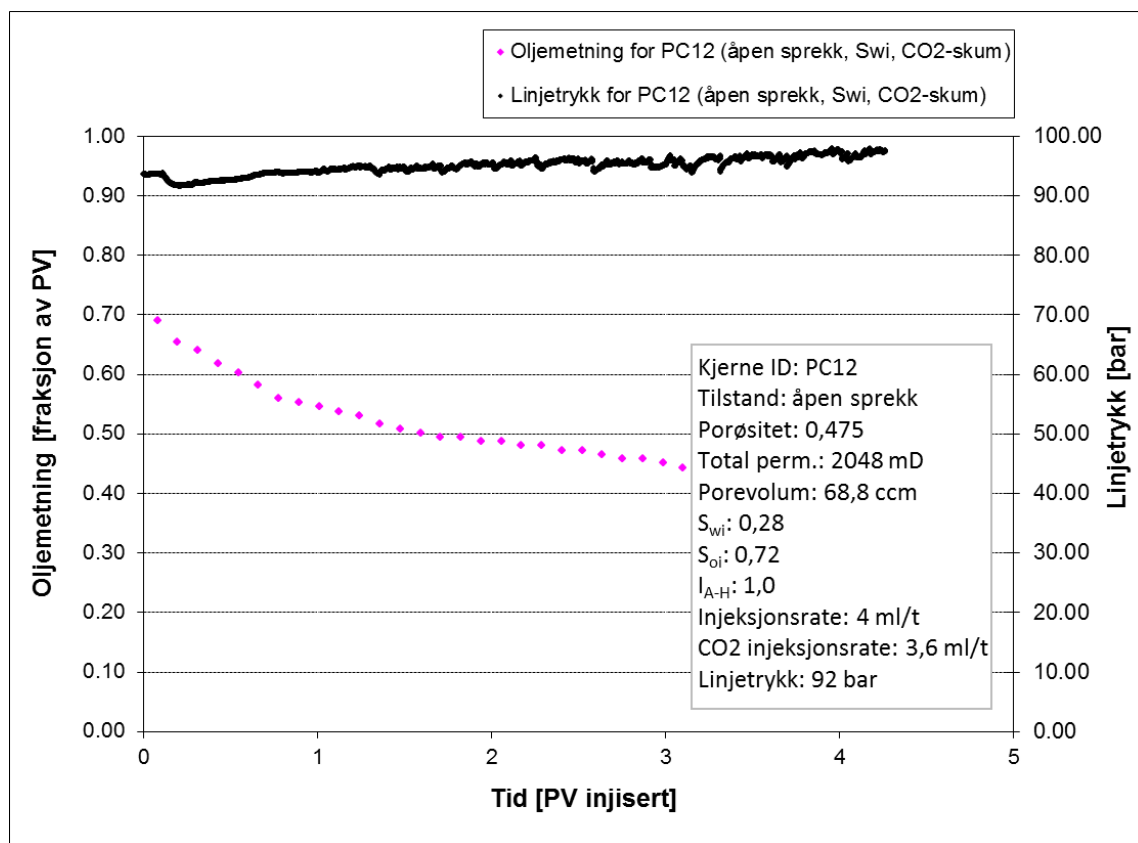


Figur 7.31: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for PC12 ved sekundær CO₂-skum injeksjon.



Figur 7.32: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for PC12 ved sekundær CO₂-skum injeksjon.

Ved starten av eksperimentet var linjetrykket på 92 bar, linjetrykket var stadig økende slik at linjetrykket steg opp til 97,5 bar ved enden av eksperimentet, selv om baktrykksregulatoren var satt på 92 bar hele tiden (Figur 7.33).



Figur 7.33: Oljemetning og linjetrykk som funksjon av porevolum injisert for PC4 ved sekundær CO₂-skum injeksjon.

En oversikt over utvinningsgraden for de oppsprukne kjerneprøvene (PC4 og PC12) som ble benyttet i CO₂-skum eksperimentene er gitt i Tabell 7.6. Tabellen gir oversikt over utvinningsgrad ved 1 PV, 2 PV, og total utvinningsgrad ved enden av eksperimentene.

Tabell 7.6: Oversikt over utvinningsgrad for kjerneprøver benyttet i sekundær flytende CO₂-skum eksperimenter.

Kjerne ID	Sprekk	Utvinningsgrad etter 1 PV [% av OOIP]	Utvinningsgrad etter 2 PV [% av OOIP]	Total utvinningsgrad [% av OOIP]
PC4	Ja (åpen sprekk)	21.2	34.6	48.0
PC12	Ja (åpen sprekk)	24,7	32,7	40,8

7.7 CO₂-flømming av blokker

To sterkt vannvåte oppsprukne blokker, B1 og B2, med en antatt Amott-Harvey indeks på $I_{A-H} = 1,0$, ble 100 % mettet med n-dekan ved å følge prosedyren omtalt under avsnitt 6.3. Disse blokkene ble flømmet med flytende CO₂ ved å injisere CO₂ fra ST-pumpen vist på Figur 6.7.

Eksperimentene ble utført ved romtemperatur og høyt trykk der linjetrykket i systemet ble holdt ved 90 bar.

Blokk B2 hadde et porevolum på 394 cm³, og ble flømmet med ca. 7,6 PV flytende CO₂. Før CO₂-flømming av blokken ble totalpermeabiliteten til blokken målt til 1791 mD. Den totale permeabiliteten består av både sprekkpermeabiliteten og matrikspermeabiliteten.

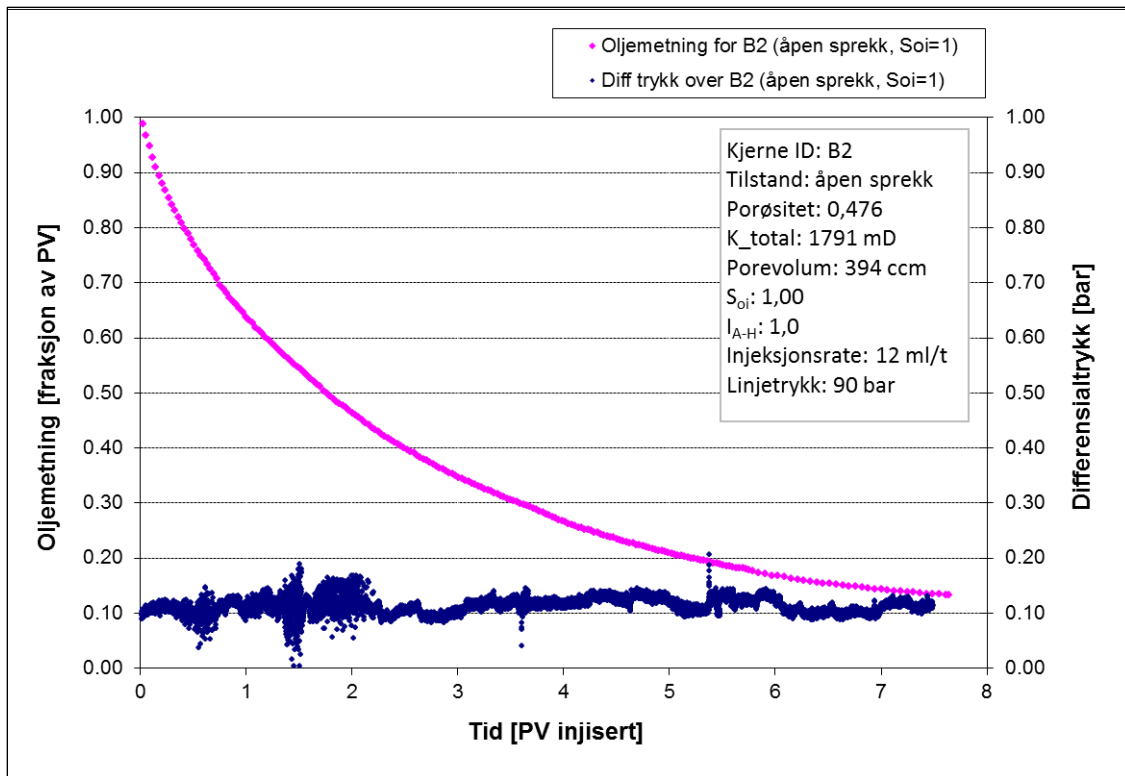
For denne blokken var metningskurven og utvinningskurven lineære kun i en tidlig fase av eksperimentet (Figur 7.34 og Figur 7.35). CO₂ gjennombrudd ble observert etter injeksjon av ca. 0,2 PV flytende CO₂.

Etter injeksjon av ca. 1 PV var utvinningsgraden på 36,2 % av OOIP. Etter injeksjon av 2 PV var utvinningsgraden på 53,7 % av OOIP, mens den totale utvinningsgraden for B2 ved enden av eksperimentet dvs. etter injeksjon av ca. 7,6 PV flytende CO₂ var på 86,7 % av OOIP (Tabell 7.7).

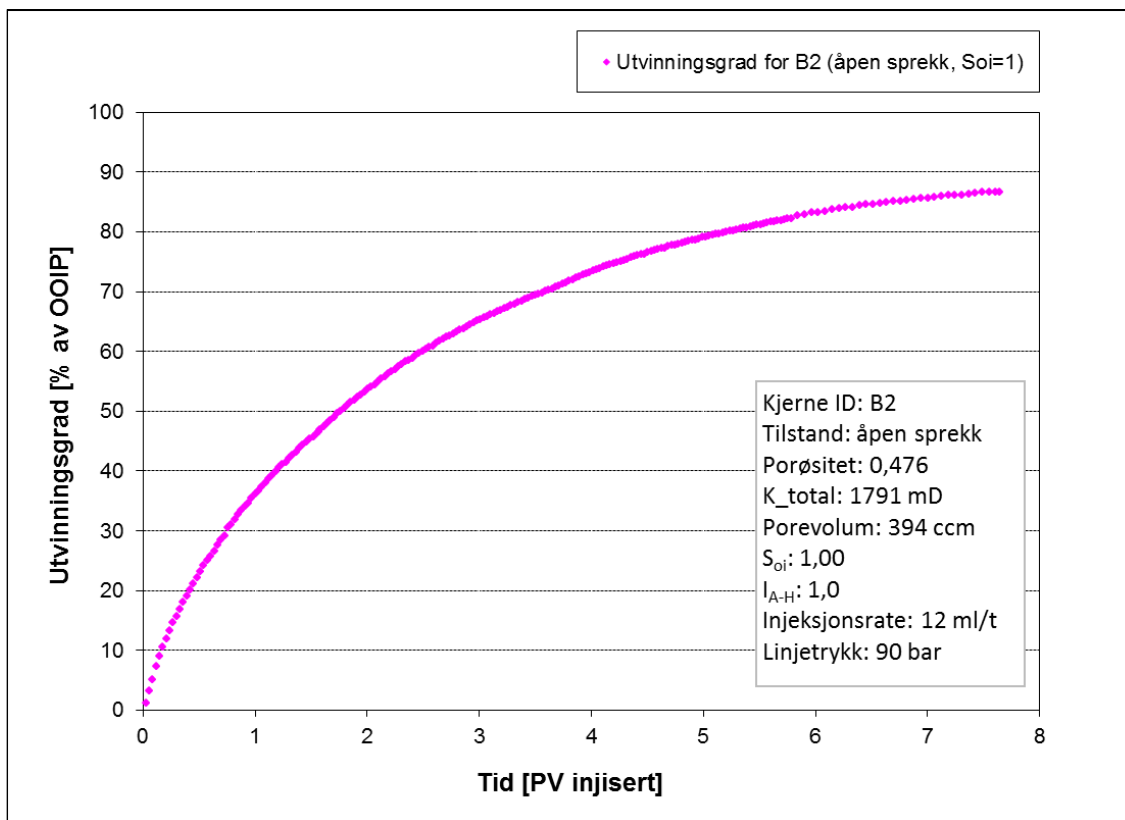
Vi ser at hverken metningskurven eller utvinningskurven for B2 har flatet helt ut etter injeksjon av 7,6 PV, men siden de er i ferd med å flate ut var det ikke hensiktsmessig å fortsette CO₂-injeksjonen ytterligere (Figur 7.34 og Figur 7.35). Derfor avsluttet vi eksperimentet for B2 etter injeksjon av ca. 7,6 PV CO₂.

Målt differensialtrykk over B2 fluktuerte rundt 0,11 bar, men fluktuasjonen var ikke stor (Figur 7.34), noe som gjør at vi kan se på det målte differensialtrykket som konstant og stabilt.

I løpet av eksperimentet ble CO₂-injeksjonen stoppet tre ganger for å fylle ST-pumpen med CO₂. Først, etter injeksjon av 1,6 PV ble CO₂-injeksjonen stoppet i ca. en time. Senere etter injeksjon av 3,7 PV ble CO₂-injeksjonen stoppet i ca. fem timer. Til slutt, etter injeksjon av 5,7 PV ble CO₂-injeksjonen stoppet i ca. åtte timer. Fra metningskurven og utvinningskurven ser vi at dette ikke har påvirket utvinningsprosessen merkbar (Figur 7.34 og Figur 7.35).



Figur 7.34: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for blokk B2.



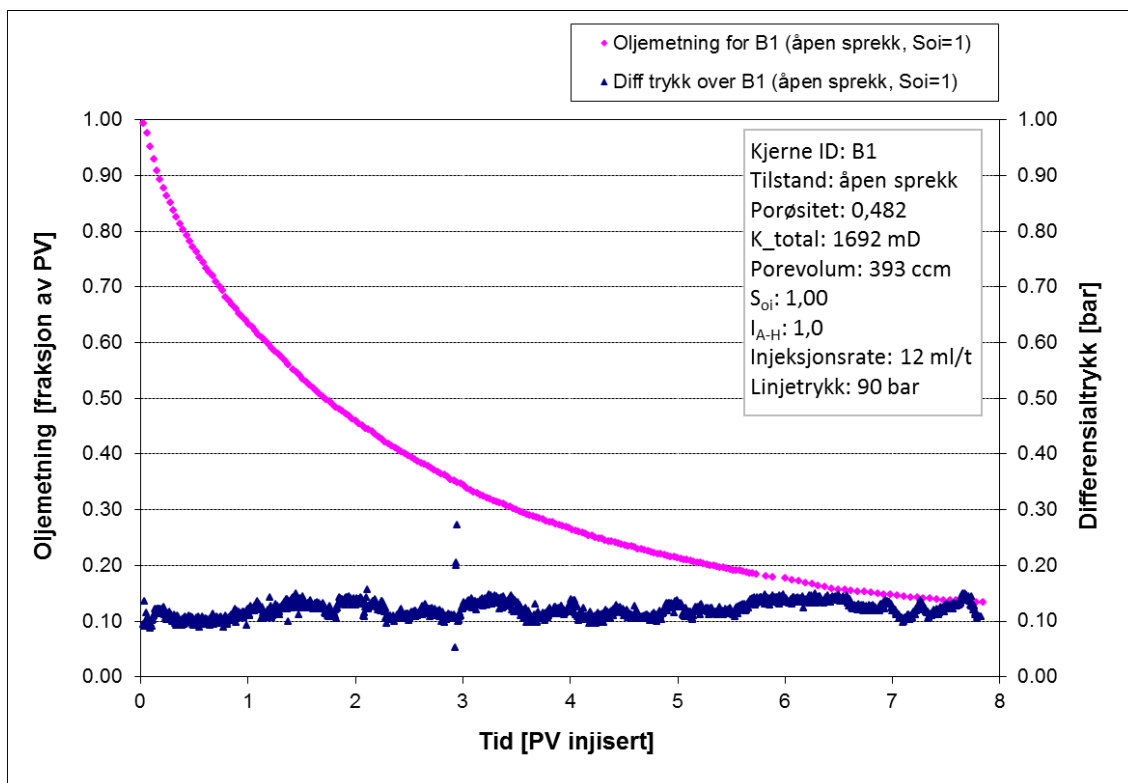
Figur 7.35: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for blokk B2.

Blokk B1 hadde et porevolum på 393 cm^3 , og ble flømmet med ca. 7,8 PV flytende CO_2 . Totalpermeabiliteten til denne blokken ble målt til 1692 mD.

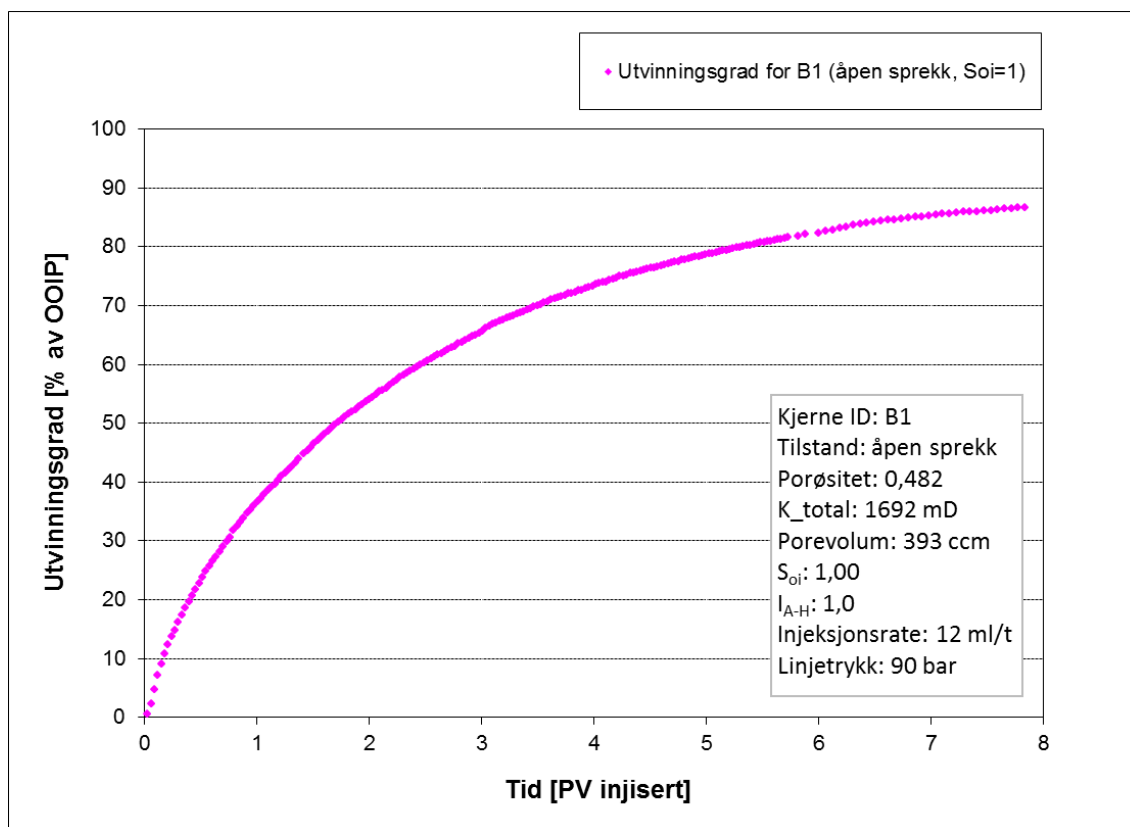
For blokk B1 var metningskurven og utvinningskurven lineære kun frem til injeksjon av ca. 0,2 PV flytende CO_2 . Etter injeksjon av ca. 0,2 PV ble CO_2 gjennombrudd observert (Figur 7.36 og Figur 7.37).

Utvinningsgraden for blokk B1 ved ca. 1 PV var på 36,6 % av OOIP. Senere, etter injeksjon av ca. 2 PV var utvinningsgraden på 54,1 % av OOIP. Ved enden av eksperimentet var total utvinningsgrad på 86,7 % av OOIP (Tabell 7.7).

Eksperimentet ble avsluttet, etter injeksjon av 7,8 PV CO_2 , før at metningskurven og utvinningskurven for B1 hadde flatet ut, men fra figurene (Figur 7.36 og Figur 7.37) ser vi at kurvene er i ferd med å flates ut, noe som indikerer at fortsettelse av eksperimentet ikke var av stor betydning med hensyn på utvinnings- og metningskurven.



Figur 7.36: Oljemetning og differensialtrykk som funksjon av porevolum injisert for B1.



Figur 7.37: Utvinningsgrad som funksjon av porevolum injisert for blokk B1.

Målt differensialtrykk over B1 fluktuerte rundt 0,12 bar, men fluktuasjonen i målt differensialtrykk for B1 var mindre enn fluktuasjonen i målt differensialtrykk for B2, særlig i en tidlig fase av eksperimentet (Figur 7.36).

I dette eksperimentet måtte også CO₂-injeksjon stoppes tre ganger for å fylle ST-pumpen med CO₂. Første gang ble CO₂-injeksjonen, etter injeksjon av ca. 1,4 PV CO₂, stoppet i ca. 30 minutter. Senere, etter injeksjon av ca. 3,5 PV ble CO₂-injeksjonen stoppet i ca. en time. Siste gang, etter injeksjon av 5,7 PV, ble CO₂-injeksjonen stoppet i ca. en time. Metnings- og utvinningskurven for B1 viser at CO₂-injeksjonsstoppet ikke har påvirket utvinningsprosessen betydelig (Figur 7.36 og Figur 7.37).

Tabell 7.7 gir oversikt over utvinningsgrad for blokkene B2 og B1 ved injeksjon av 1 PV og 2 PV flytende CO₂, tabellen gir også oversikt over den totale utvinningsgraden til hver blokk ved enden av eksperimentene.

Tabell 7.7: Oversikt over utvinningsgrad for blokker benyttet i sekundær flytende CO₂ eksperimenter.

Blokk ID	Sprekk	Utvinningsgrad etter 1 PV [% av OOIP]	Utvinningsgrad etter 2 PV [% av OOIP]	Total utvinningsgrad [% av OOIP]
B2	Ja (åpen sprekk)	36.2	53.7	86.7
B1	Ja (åpen sprekk)	36.6	54.1	86.7

8 Diskusjon

I dette kapitlet blir oppnådde resultater sammenlignet og diskutert med hensyn på faktorer og parameterer som er av interesse og påvirker oljeutvinning i kalk, samt at disse resultatene blir sammenlignet med resultater fra tidligere arbeid utført av tidligere masterstudenter ved Institutt for fysikk og teknologi.

Utvinningsgraden for totalt 13 kjerneprøver og to blokker blir diskutert og sammenlignet i forskjellige perspektiver slik at det blir mulig å påpeke faktorer og parameterer som påvirker oljeutvinning i kalk. I tillegg til utvinningsgrad blir også linjetrykk, og differensialtrykk over prøver av interesse diskutert og sammenlignet slik at det blir mulig å trekke konklusjoner basert på disse resultatene.

Generelt viser oppnådde resultater at repeterbarheten av eksperimentene er gode siden de kjerneprøvene som var ved samme tilstand og ble flømmet under samme eksperimentelle forhold ga nære og lignende resultater.

8.1 Sekundær flytende CO₂-injeksjon i kalk

Utvinningsgraden som funksjon av PV injisert CO₂ for total 11 kjerneprøver og to blokker er vist på Figur 8.1 samt at Tabell 8.1 gir oversikt over total utvinningsgrad. Fra både figuren og tabellen ser vi at utvinningsgraden ved sekundær CO₂-flømming av disse kjerneprøvene og blokkene er generelt høy sammenlignet med andre sekundære utvinningsmetoder.

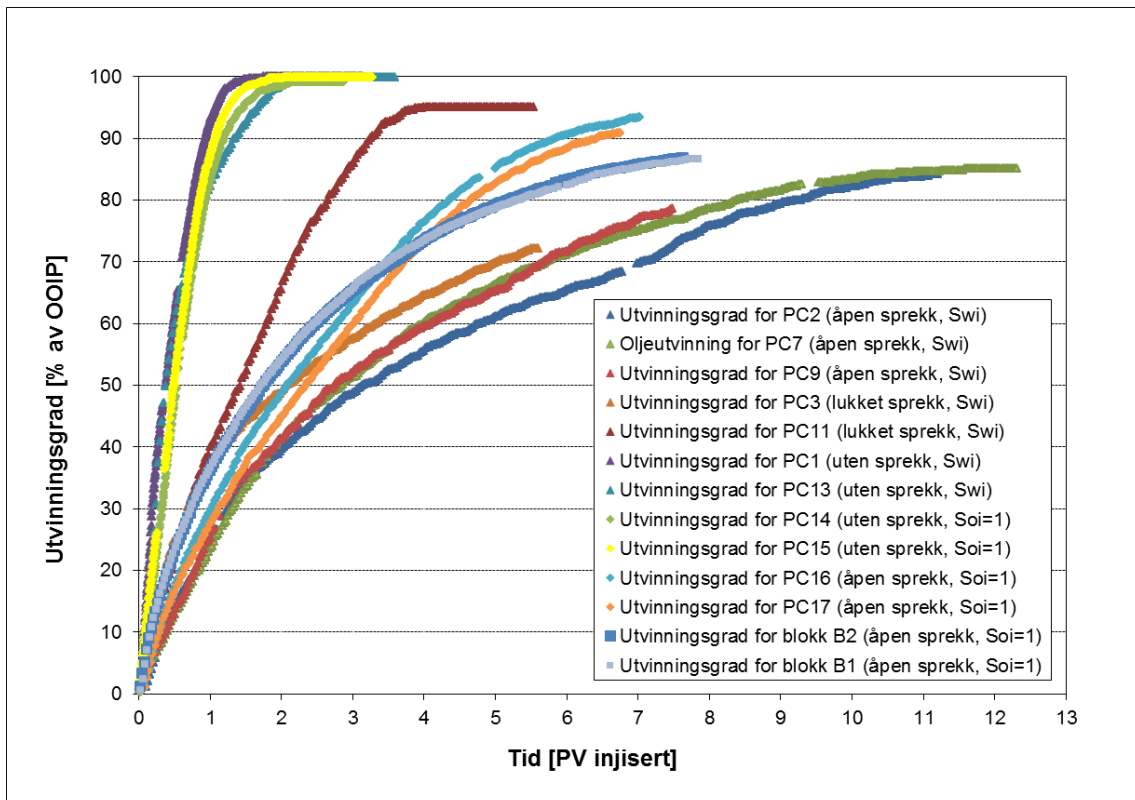
Resultatene (Figur 8.1 og Tabell 8.1) viser at sekundær flytende CO₂-flømming av sterkt vannvåte kalkstein prøver leder til en utvinningsgrad på over 99 % av OOIP dersom prøven ikke er oppsprukket, og CO₂-flømming leder til en utvinningsgrad på minst 72 % av OOIP når prøven er oppsprukket, enten det er en sprekk med en relativ lav permeabilitet (lukket sprekk) eller en sprekk som har en permeabilitet som er flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabilitet (åpen sprekk).

Fra utvinningskurvene på Figur 8.1 ser vi at sekundær CO₂-flømming i hel kjerner er preget av en lineær utvinningskurv med en kort transient produksjonsperiode der ca. 99 % av oljen som ligger i kjerneprøven kan utvinnes ved injeksjon av ca. 2 PV flytende CO₂. Utvinningskurvene for de oppsprukne kjerneprøvene og blokkene viser en kort lineær produksjon etterfulgt av en relativ lang transient periode som indikerer CO₂ gjennombrudd og dårlig sveipeffektivitet, noe som medfører injeksjon av større mengder CO₂ for å øke utvinningen i den transiente perioden.

Kjerneprøvene og blokkene vist på Figur 8.1 ble CO₂-flømmet ved trykk- og temperatur betingelser som leder til blandbar fortrenghing der injisert CO₂ fortrengher oljen som befinner seg i prøven i en førstkontakts blandbarhetsprosess. Derfor er utvinningsgraden for disse kjerneprøvene og blokkene generell høy f.eks. utvinningsgraden for PC1 og PC15 er henholdsvis på 100 % og 99,9 % av OOIP.

Generelt var målt differensialtrykk over kjerneprøvene og blokkene lavt med lite variasjon (Figur 7.6, Figur 7.8, Figur 7.10, Figur 7.16, Figur 7.22, Figur 7.26 og Figur 7.34), noe som gir en klar indikasjon på at oljen har blitt fortrenget av injisert CO_2 i en blandbar fortreningsprosess med lite påvirkning fra viskøse krefter.

Siden kjerneprøvene ble CO_2 -flømmet i en horisontal kjerneholder, og fortrenningen har vært blandbar, gir hverken gravitasjonskraften eller kapillarkraften noe bidrag til utvinningen. Derfor antas diffusjon og den viskøse kraften til å være de dominerende mekanismene i utvinning av oljen.



Figur 8.1: Utvinningsgrad for kjerneprøver og blokker flømmet med flytende CO_2 i en sekundær utvinningsprosess.

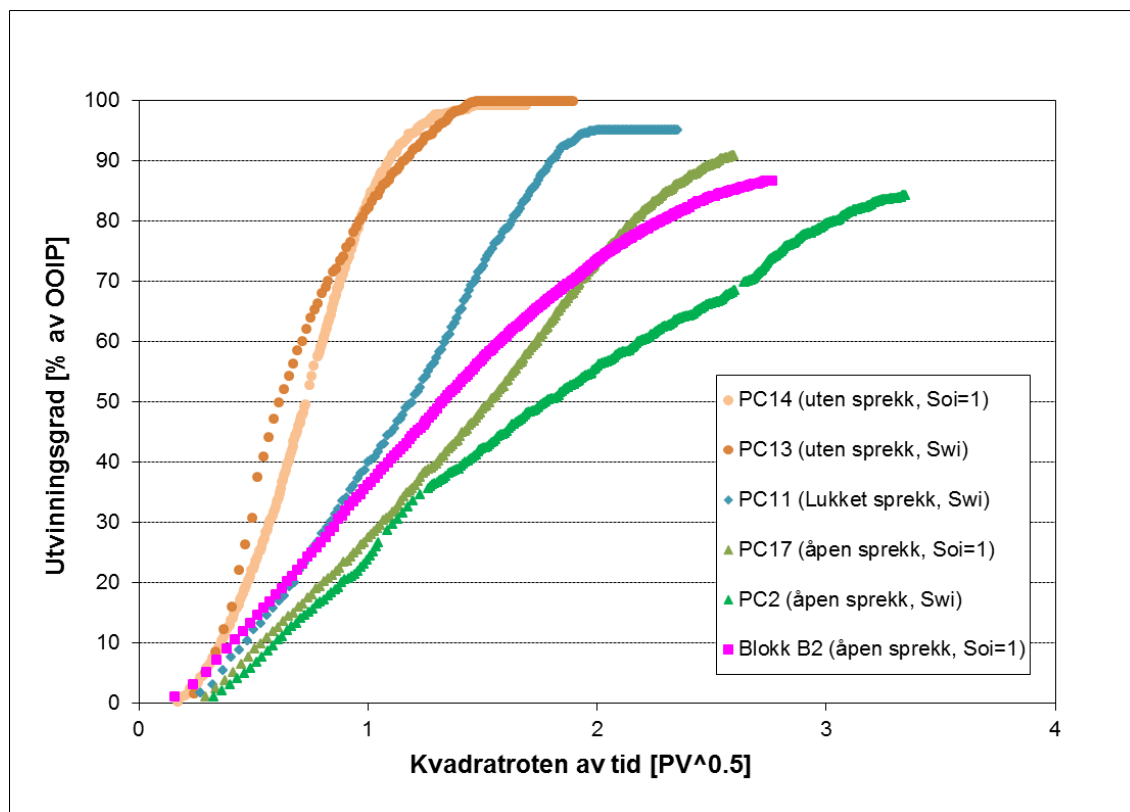
I følge teorien omtalt i avsnitt 3.5, vil et plott av utvinningsgrad versus kvadratroten av tid vise en lineær relasjon dersom diffusjon er den eneste mekanismen i utvinning av oljen som befinner seg i prøven. Figur 8.2 viser utvinningsgraden for fem kjerneprøver (PC14, PC13, PC11, PC17 og PC2) og en blokk (B2) som funksjon av kvadratroten av PV injisert CO_2 .

For kjerneprøvene med åpen sprekk (PC17 og PC2) og blokken (B2) viser figuren nedenfor (Figur 8.2) at utvinningsgraden for disse prøvene har vært nesten lineær, og avviker kun ved sluttfasen av eksperimentene. Disse utvinningskurvene indikerer at diffusjon har vært den dominerende utvinningsmekanismen grunnet tilstedeværelse av en åpen sprekk med høy permeabilitet som har ledet til lave viskøse krefter med lite bidrag til oljeutvinning.

Utvinningskurvene for helkjernene (PC14 og PC13) (Figur 8.2) avviker fra linearitet på grunn av sterkere viskøse krefter og mindre diffusjon sammenlignet med oppsprukne kjerneprøver. Dette kan forklares ved at disse kjerneprøvene har lavere permeabilitet, samt at diffusjonslengden for disse kjerneprøvene er større i forhold til diffusjonslengden for de oppsprukne kjerneprøvene.

På den andre siden har utvinningskurven for kjerneprøven med lukket sprekk (PC11) en lengre lineær del sammenlignet med utvinningskurven for helkjerner, mens den har kortere lineær del sammenlignet med kjerneprøver med åpen sprekk (Figur 8.2). Utvinningskurven viser at molekylær diffusjon ikke har vært den eneste mekanismen i utvinning av oljen som befinner seg i denne kjerneprøven. Utvinningskurven viser også at de viskøse kreftene i denne kjerneprøven har vært svakere i forhold til helkjerner, men sterkere i forhold til de kjerneprøvene som har åpen sprekk.

Fra figuren (Figur 8.2) ser vi at effekten av diffusjon i denne kjerneprøven (PC11) har vært større sammenlignet med helkjernene, men vært mindre sammenlignet med de kjerneprøvene som har åpen sprekk.



Figur 8.2: Utvinningsgrad som funksjon av kvadratroten av PV injisert CO₂ for fem kjerneprøver og en blokk.

Tabell 8.1: Oversikt over helkjerne, oppsprukne kjerneprøver og oppsprukne blokker flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess.

Kjerne/ blokk 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]
PC1	Uten sprekk	0.475	3.7	3.7	0.66	100.0	3.1	100.0
PC2	Åpen sprekk	0.473	3.4	2247	0.66	39.7	11.2	84.2
PC3	lukket sprekk	0.471	3.6	56.3	0.69	49.0	5.6	72.1
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
PC11	lukket sprekk	0.473	3.6	159.4*	0.66	65.5	5.5	95.1
PC13	Uten sprekk	0.470	3.8	3.8	0.66	98.7	3.6	99.9
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
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
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

*Totalpermeabiliteten til PC11 kan være feil grunnet instrumentsvikt under måling av totalpermeabilitet.

Under injeksjon av CO₂ i kalk kjerner, vil tilstedeværelse av vann i porene til kjerneprøven føre til dannelse av karbonsyre, som igjen reagerer med kalken og leder til oppløsning av kalken. Oppløsningen er avhengig av flere faktorer (se avsnitt 3.1) blant disse er trykk av stor betydning i eksperimentene våre siden alle eksperimentene i denne masteroppgaven har blitt utført ved høyt trykk, dvs. ved ca. 90 bar, noe som øker løseligheten av injisert CO₂ i vannet som befinner seg i porene til kjerneprøven.

En grundig undersøkelse av kjerneprøvene, som var ved ikke-reducerbar vannmetning og ble flømmet med flytende CO₂, viste at kalken ikke hadde blitt oppløst som følge av sekundær CO₂-flømming (Figur 8.3).

For sekundær CO₂-flømming kan dette forklares ved at tilstedeværelse av kun ikke-reduserbar vannmetning antageligvis begrenser kontakten mellom injisert CO₂ og vannet i porene, slik at dannelse av karbonsyre reduseres, noe som fører til mindre oppløsning av kalken.

På den andre siden har utførte eksperimenter fra tidligere master studenter (Fjellveit Skagseth, 2012, Haugen, 2012) vist at injeksjon av tertiær superkritisk CO₂ har ledet til oppløsning av kalk som følge av dannelse av karbonsyre. Karbonsyren antas å ha blitt dannet ved kontakt mellom injisert CO₂ og saltvannet fra tidligere vannflømming.

Gjennomførte eksperimenter på kalk prøver fra Tor og Ekofisk formasjonene viser at injeksjon av superkritisk CO₂ i prøver som allerede har blitt vann-flømmet fører til lite økning i porøsitet og permeabilitet som følge av oppløsning av kalk. Disse eksperimentene viser også at oppløsning av kalk under injeksjon av tertiær superkritisk CO₂ er avhengig av bergartens sammensetning der ren kalk er mer utsatt for oppløsning (Monzurul Alam et al., 2011).



Figur 8.3: Et eksempel på en oppsprukket kjerneprøve etter flømming med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess.

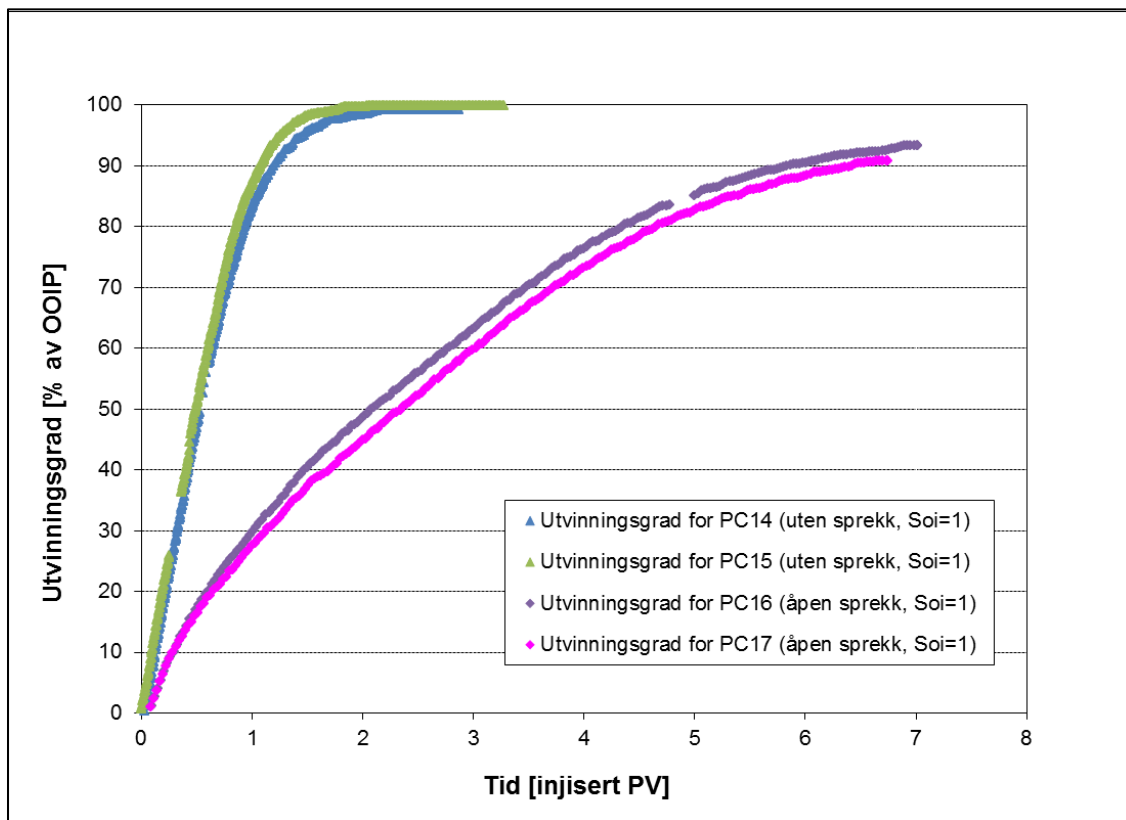
8.2 Effekt av sprekk på oljeutvinning

Utvinningsgraden for fire sterkt vannvåte kjerneprøver som ble flømmet med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess er plottet i samme graf (Figur 8.4) for å studere effekten av sprekk på oljeutvinning.

Kjerneprøvene PC14 og PC15 ble flømmet som helkjerne, mens kjerneprøvene PC16 og PC17 ble CO₂-flømmet med åpen sprekk langs lengdeaksen. Kjerneprøvene hadde en initiell oljemetning på 100 % for å kunne utelukke effekten av initiell vannmetning på oljeutvinning slik at det blir mulig å studere effekten av sprekk på oljeutvinning.

For helkjerner, fra Figur 8.4, ser vi at injeksjon av flytende CO₂ resulterer i en rask og effektiv utvinning med en kort transient produksjonsperiode, mens injeksjon av flytende CO₂ i oppsprukne kalkstein kjerneprøver gir lavere utvinning med en relativ lengre transient produksjonsperiode.

For kalkstein kjerneprøver uten sprekk, og 100 % mettet med n-dekan (PC14 og PC15) gir sekundær flytende CO₂-injeksjon en utvinningsgrad på over 98 % av OOIP for ca. 2 PV CO₂ injisert. Derimot injeksjon av 2 PV CO₂ i slike oppsprukne kjerneprøver, der sprekkpermeabiliteten er flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, gir en utvinningsgrad på lavere enn 49 % av OOIP.

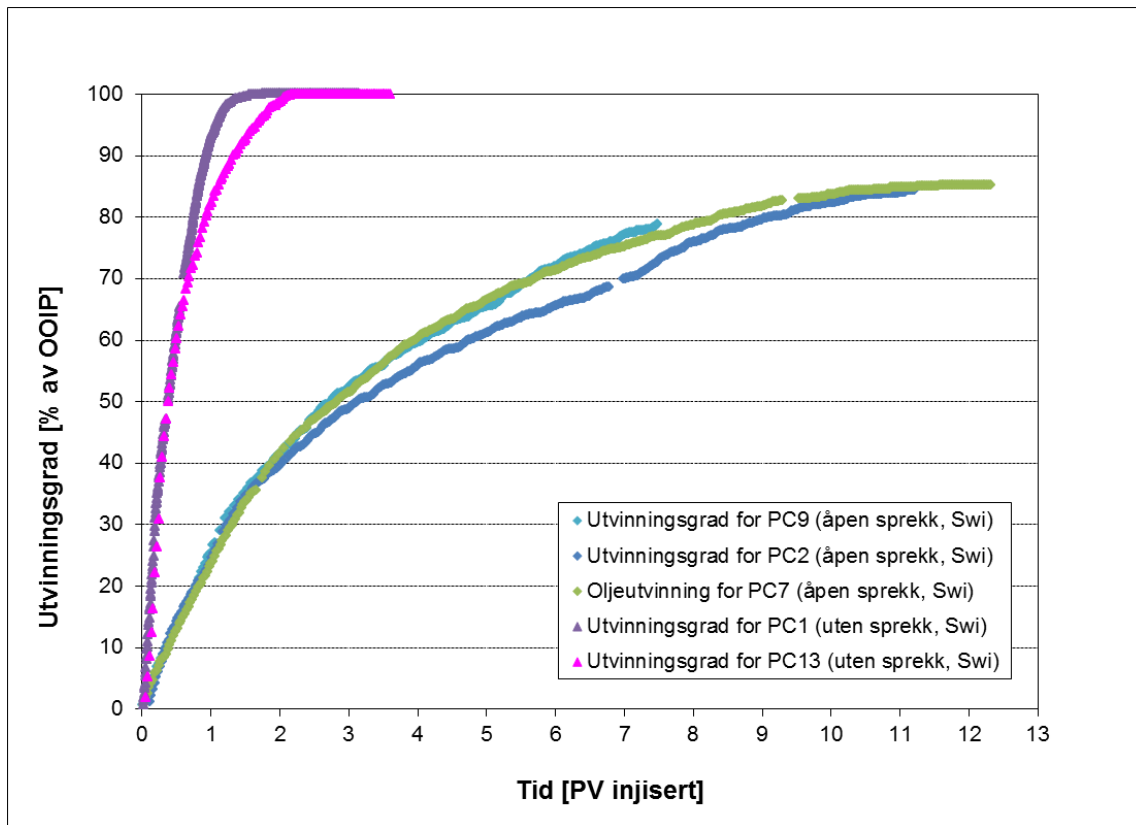


Figur 8.4: En sammenligning av utvinningsgrad for oppsprukne kjerneprøver med helkjerner, alle ved 100 % oljemetning.

Utvinningsgraden for fire sterkt vannvåte kjerneprøver med en ikke-reduserbar vannmetning er vist på Figur 8.5. Figuren viser at injeksjon av ca. 2 PV CO₂ i helkjerner av kalk (PC1 og PC13) resulterer i en utvinningsgrad på over 98 % av OOIP, mens injeksjon av en tilsvarende mengde CO₂ i oppsprukne kjerneprøver (PC2, PC7 og PC9) leder til en utvinningsgrad på lavere enn 42 % av OOIP. Fra Tabell 8.1 ser vi også at ved injeksjon av 3,6 PV CO₂ i helkjerner, kan opp til 100 % av oljen som befinner seg i kjerneprøven utvinnes siden injeksjonsfluidet fortrenger oljen i en blandbar fortrengningsprosess.

Når det gjelder utvinningsgraden for sterkt vannvåte oppsprukne kalkkjerner med en ikke-reduserbar vannmetning, er utvinningsgraden for slike oppsprukne kjerneprøver mye

lavere sammenlignet med helkjerner, samt at det trenges injeksjon av en større mengde CO₂ for å øke utvinningsgraden til over 84 % av OOIP, f.eks. kjerneprøven PC7 ble flømmet med ca. 12 PV flytende CO₂ for å få en utvinningsgrad på 85 % av OOIP, og kjerneprøven PC2 ble flømmet med ca. 11,2 PV for å få en utvinningsgrad på 84,2 % av OOIP.



Figur 8.5: En sammenligning av utvinningsgrad for oppsprukne kjerner med helkjerner, alle ved ikke-reducerbar vannmetning.

Den store forskjellen mellom utvinningsgraden til kjerneprøver med og uten sprekk er at tilstedeværelse av en sprekk langs lengdeaksen til kjerneprøven deler kjerneprøven i to forskjellige systemer med hensyn på permeabilitet, matriks med noen millidarcy permeabilitet og et sprekknettverk med høy permeabilitet som er flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabilitet.

Flytende CO₂ har mye lavere viskositet sammenlignet med n-dekan ved de eksperimentelle forholdene som ble valgt under flømming av kjerneprøvene (se Tabell 6.1). Den lave viskositeten til CO₂ gir et ugunstig mobilitetsforhold som leder til at injisert CO₂ strømmer mest gjennom sprekkene, og medfører en dårligere makroskopisk sveipeffektivitet sammenlignet med helkjerner (se avsnitt 3.4).

Ved CO₂-flømming vil molekylær diffusjon som følge av konsentrasjonsgradient bidra til utvinning av oljen som befinner seg i matriksen. Diffusjon minker med økende diffusjonslengde slik at jo kortere diffusjonslengden er, desto mer effektiv er diffusjonen (se avsnitt 3.5.1). Derfor vil tilstedeværelse av en sprekk langs kjerneprøvene gi en kortere

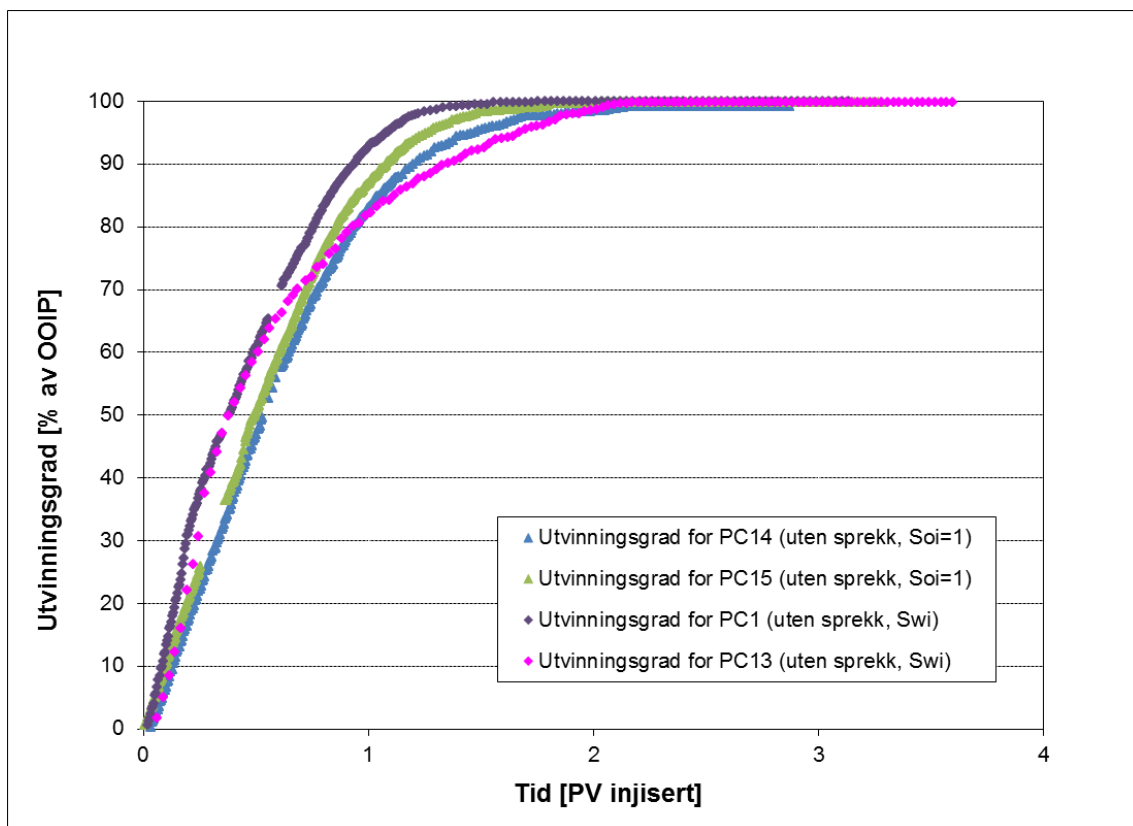
diffusjonslengde, noe som i sin tur leder til høyere utvinning av oljen som befinner seg i matriksen, men utvinningskurvene for PC16, PC17, PC2, PC7 og PC9 viser at det dårlige mobilitetsforholdet som følge av den lave viskositeten til CO₂ er dominerende. Derfor blir utvinningsgraden for oppsprukne kjerneprøver lavere sammenlignet med utvinningsgraden for helkjerner.

8.3 Effekt av initiell vannmetning på oljeutvinning

I dette avsnittet er utvinningsgraden for fem sterkt vannvåte kjerneprøver som er drenert til ikke-reduserbar vannmetning, plottet mot fire kjerneprøver som er 100 % mettet med n-dekan. Dette ble gjort for å se effekten av initiell vannmetning på utvinningsgraden.

Alle kjerneprøvene ble CO₂-flømmet ved samme trykk og temperatur forhold med den forskjell at kjerneprøvene PC14 og PC15 ble CO₂-flømmet som helkjerner, mens PC2, PC7 og PC9 ble CO₂-flømmet i oppsprukket tilstand.

Figur 8.6 viser at utvinningsgraden til PC1 og PC13 er tilnærmet like høy som utvinningsgraden til PC14 og PC15, der den totale utvinningsgraden til PC14 og PC15 oppnår ca. 99 % av OOIP (Tabell 8.1). Utvinningskurvene viser at initiell vannmetning ikke har noe merkbar effekt på utvinningsgraden til sterkt vannvåte kalkkjerner når kjerneprøvene ikke er oppsprukket.

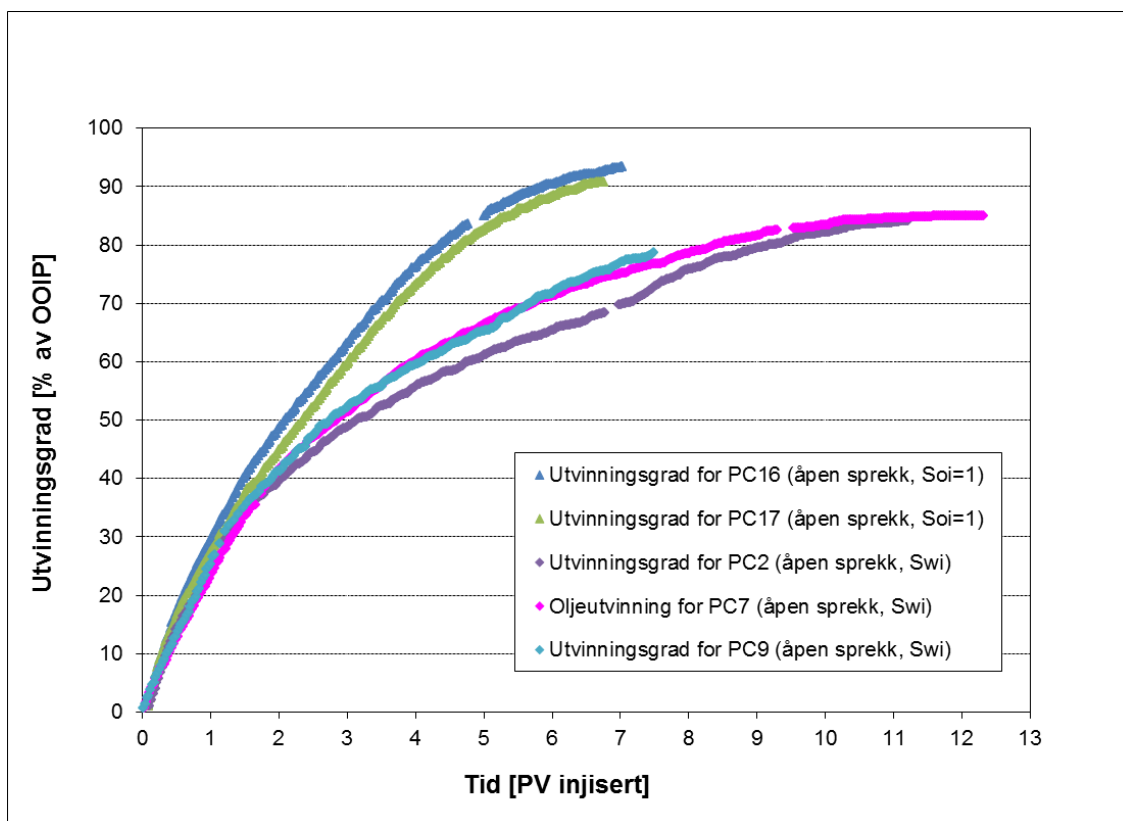


Figur 8.6: En sammenligning av utvinningsgrad for helkjerner ved ikke-reduserbar vannmetning med helkjerner ved 100 % oljemetning.

På den andre siden er utvinningsgraden for tre oppsprukne kjerneprøver ved ikke-reduserbar vannmetning, plottet mot to oppsprukne kjerneprøver som var 100 % mettet med n-dekan i Figur 8.7. Fra denne figuren ser vi at utvinningsgraden for alle kjerneprøvene ikke har noe merkbar forskjell frem til injeksjon av ca. 1,5 PV CO₂. Utvinningsgraden for kjerneprøver ved ikke-reduserbar vannmetning avtar etter hvert slik at den totale utvinningsgraden for slike kjerneprøver er lavere enn 86 % av OOIP (Tabell 8.1).

Den lave utvinningsgraden for de oppsprukne kjerneprøvene, som er ved ikke-reduserbar vannmetning, kan forklares ved at viskøse krefter er lavere i oppsprukne kjerneprøver grunnet tilstedeværelse av en sprekk med høy permeabilitet. Derfor antas molekylær diffusjon å være den dominerende utvinningsmekanismen i oppsprukne kjerneprøver.

Ved lav oljemetning i sterkt vannvåte kjerneprøver, vil initiell vannmetning reduserer effekten av molekylær diffusjon ved å blokkere CO₂ i å diffundere i oljefasen, noe som gjør den negative effekten av initiell vannmetning mer merkbar i oppsprukne kjerneprøver sammenlignet med helkjerner.



Figur 8.7: En sammenligning av utvinningsgrad for oppsprukne kjerneprøver ved ikke-reduserbar vannmetning med oppsprukne kjerneprøver ved 100 % oljemetning.

8.4 Effekt av sprekkpermeabilitet på oljeutvinning

Åtte kjerneprøver som alle var ved ikke-reduserbar vannmetning ble CO₂-flømmet, enten som helkjerner (PC1 og PC13) eller med en sprekk langs kjerneprøven (PC2, PC7, PC9, PC3, PC11 og 2" PC#14).

Tre av de oppsprukne kjerneprøvene (PC2, PC7 og PC9) hadde en åpen sprekk med spacer i sprekken for å ha en sprekkpermeabilitet som var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten, mens de øvrige oppsprukne kjerneprøvene (PC3, PC11 og 2" PC#14) hadde lukket sprekk med en sprekkpermeabilitet som var ganske høyere enn matrikspermeabiliteten, men samtidig mye lavere enn sprekkpermeabiliteten til kjerneprøvene PC2, PC7 og PC9.

Utvinningsgrad versus PV injisert for disse kjerneprøvene er plottet i Figur 8.8 slik at det blir lettere å studere effekten av sprekkpermeabilitet på utvinningsgrad.

Utvinningskurven for helkjernene (PC1 og PC13) er for det meste lineær og har lite transient periode slik at etter injeksjon av 2 PV CO₂ er utvinningsgraden for disse kjerneprøvene over 98 % av OOIP (Tabell 8.1). Derimot er utvinningsgraden for de oppsprukne kjerneprøvene (PC2, PC7 og PC9) preget av lang transient periode, og en lavere utvinningsgrad i forhold til helkjernene. Utvinningsgraden for de oppsprukne kjerneprøvene er lavere enn 86 % av OOIP (Tabell 8.1).

På den andre siden viser utvinningskurven for kjerneprøvene med lukket sprekk en variasjon i utvinningsgrad f.eks. CO₂-flømming av 2" PC#14, som har en totalpermeabilitet på 6,2 mD, gir en utvinningsgrad på 95,5 % av OOIP, mens utvinningsgrad for PC3, som har en totalpermeabilitet på 56,3 mD, er på 72,1 % av OOIP. Utvinningskurven for kjerneprøven PC3 har en lengre transient periode sammenlignet med utvinningskurven for kjerneprøven 2" PC#14.

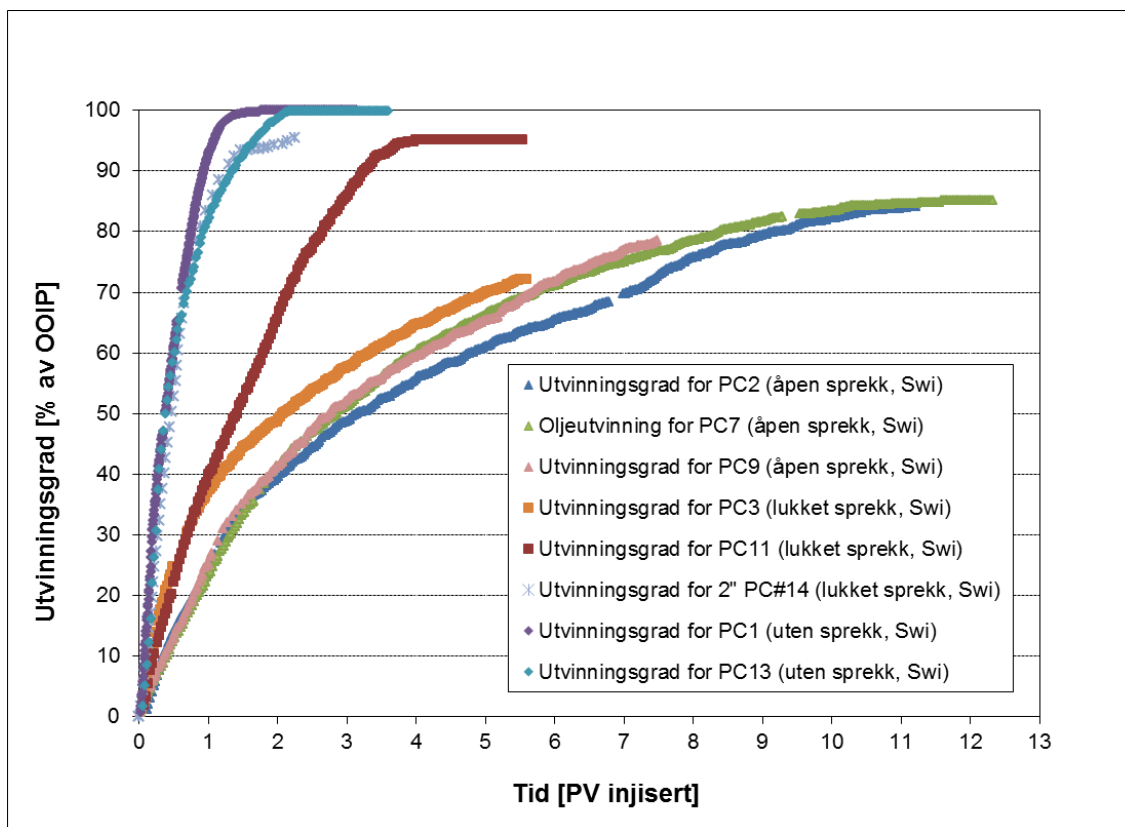
Utvinningskurven for kjerneprøven PC11 ligger mellom utvinningskurven for kjerneprøvene PC3 og 2" PC#14 (Figur 8.8), noe som gir en klar indikasjon på at totalpermeabiliteten til denne kjerneprøven burde være høyere enn totalpermeabiliteten til 2" PC#14 og lavere enn totalpermeabiliteten til PC3, men målt permeabilitet til denne kjerneprøven er på 159,4 mD. Likevel var målt permeabilitet til PC3 forbundet med stor usikkerhet grunnet instrumentsvikt under måling av permeabilitet.

Fra Figur 8.8 ser vi at utvinningsgraden for kjerneprøvene blir lavere med økende totalpermeabilitet, bortsett fra utvinningsgraden for PC11, samt at utvinningskurven for kjerneprøvene med åpen sprekk har en lengre transient periode dvs. jo høyere totalpermeabiliteten er jo lengre transient perioden blir.

Grunnen til en lengre transient periode og en lavere utvinningsgrad ved økende permeabilitet er at effekten av viskøse krefter avtar for økende sprekkpermeabilitet, noe som lar den molekylære diffusjon være den viktigste utvinningsmekanismen i oppsprukne kjerneprøver.

Viskøse krefter avtar jo høyere sprekkpermeabiliteten blir fordi flytende CO₂ har lav viskositet slik at injisert CO₂ strømmer hovedsakelig gjennom sprekknettverket og leder til en dårlig sveipeffektivitet der en stor andel av oljen som ligger i matriksen ikke blir utvunnet.

Selv om molekylær diffusjon vanligvis bidrar til økt oljeutvinning i oppsprukne kjerneprøver, viser utvinningskurvene på Figur 8.8 at denne økningen har mindre betydning i forhold til effekten av svakere viskøse krefter og dårlig mobilitetsforhold ved tilstedeværelse av sprekk.



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

8.5 Oppskalering av eksperimenter og dets effekt på oljeutvinning

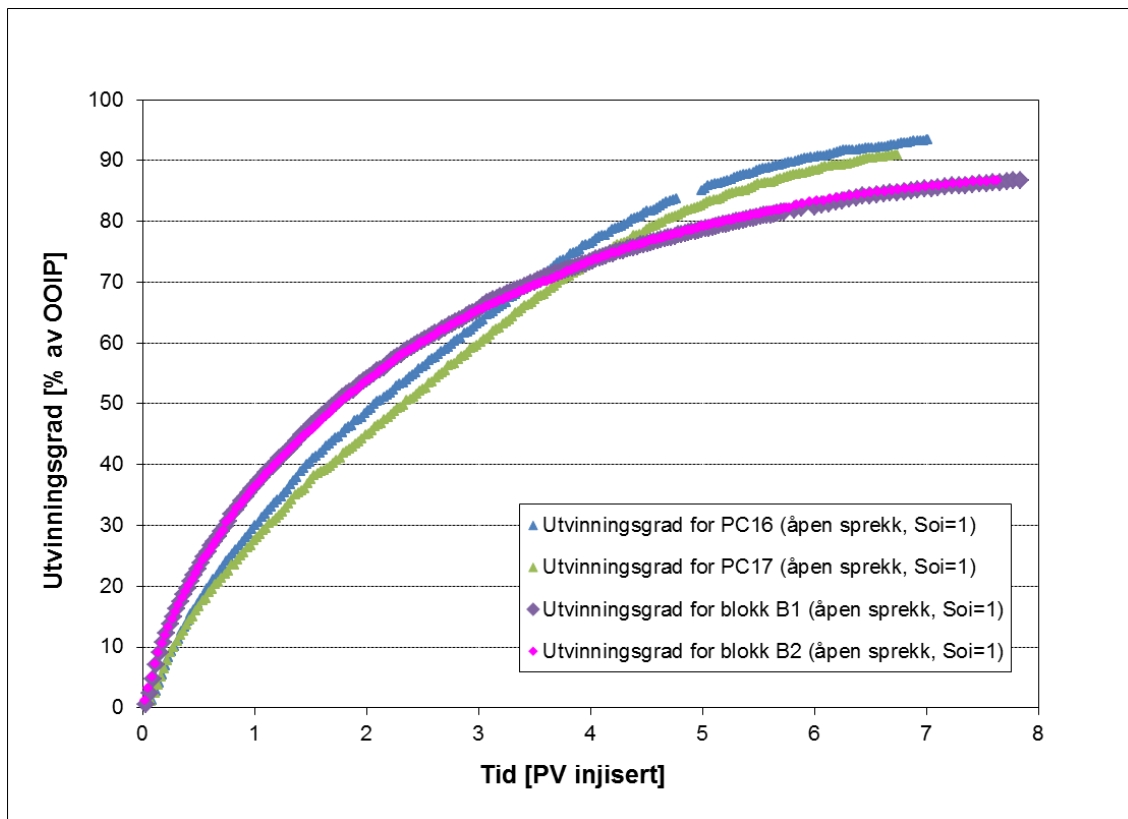
For å sammenligne effekt av skala på utvinningsgrad, er utvinningsgraden til to sterkt vannvåte oppsprukne blokker, B2 og B1, som var 100 % mettet med n-dekan, plottet i samme figur (Figur 8.9) mot utvinningsgraden til to oppsprukne kjerneprøver, PC16 og PC17, som også var 100 % mettet med n-dekan.

Både blokkene (B2 og B1) og kjerneprøvene (PC16 og PC17) ble CO₂-flømmet ved samme eksperimentelle forhold slik at effekten av skala på utvinningsgrad kan studeres lettere.

Fra utvinningskurvene på Figur 8.9 ser vi at utvinningsgraden for blokkene B2 og B1 er høyere enn utvinningsgraden for kjerneprøvene PC16 og PC17 frem til injeksjon av ca. 3,5 PV flytende CO₂. Deretter minker utvinningsraten for blokkene slik at den endelige utvinningsgraden for blokkene er betydelig lavere enn den endelige utvinningsgraden for kjerneprøvene. Den endelige utvinningsgraden for begge blokkene er på 86,7 % av OOIP, mens den endelige utvinningsgraden for kjerneprøvene PC16 og PC17 er henholdsvis på 93,4 % og 90,9 % av OOIP.

Grunnen til høyere utvinning i startfasen og lavere utvinning i slutfasen for blokkene, kan forklares ved at blokkene har en mer kompleks sprekknettverk sammenlignet med kjerneprøvene. Dette gjør at injisert CO₂ kan kontakte et større areal av matriksen som befinner seg nær sprekknettverket, noe som i startfasen leder til en rask og effektiv utvinning

som følge av diffusjon av CO₂ inn i disse områdene. Når all oljen som er lagret i disse områdene er utvunnet, blir det vanskeligere å utvinne oljen som befinner seg langt unna spreknettverket siden diffusjonslengden i blokkene er større sammenlignet med diffusjonslengden i kjerneprøvene. Større diffusjonslengde i en senere fase leder til mindre diffusjon av CO₂ inn i matriks og dermed lavere utvinningsgrad.



Figur 8.9: Sammenligning av utvinningsgrad for de oppsprukne blokkene B1 og B2 med utvinningsgrad for de oppsprukne kjerneprøvene PC16 og PC17 for å studere effekt av skala på oljeutvinning.

8.6 Sammenligning av flytende CO₂ med superkritisk CO₂

I dette avsnittet sammenligner vi utvinningskurvene for fire sterkt vannvåte kalk kjerner, som har blitt sekundær flytende CO₂-flømmet, med to sterkt vannvåte kalk kjerner som har blitt flømmet med superkritisk CO₂ av tidligere masterstudenter Haugen og Skagseth (Fjelltveit Skagseth, 2012, Haugen, 2012).

Figuren nedenfor (Figur 8.10) viser utvinningskurvene for tre helkjerner der to av dem (PC1 og PC13) ble flømmet med flytende CO₂, mens den tredje (2" PC#6) ble flømmet med superkritisk CO₂ ved et trykk på 90 bar og en temperatur på 40 °C.

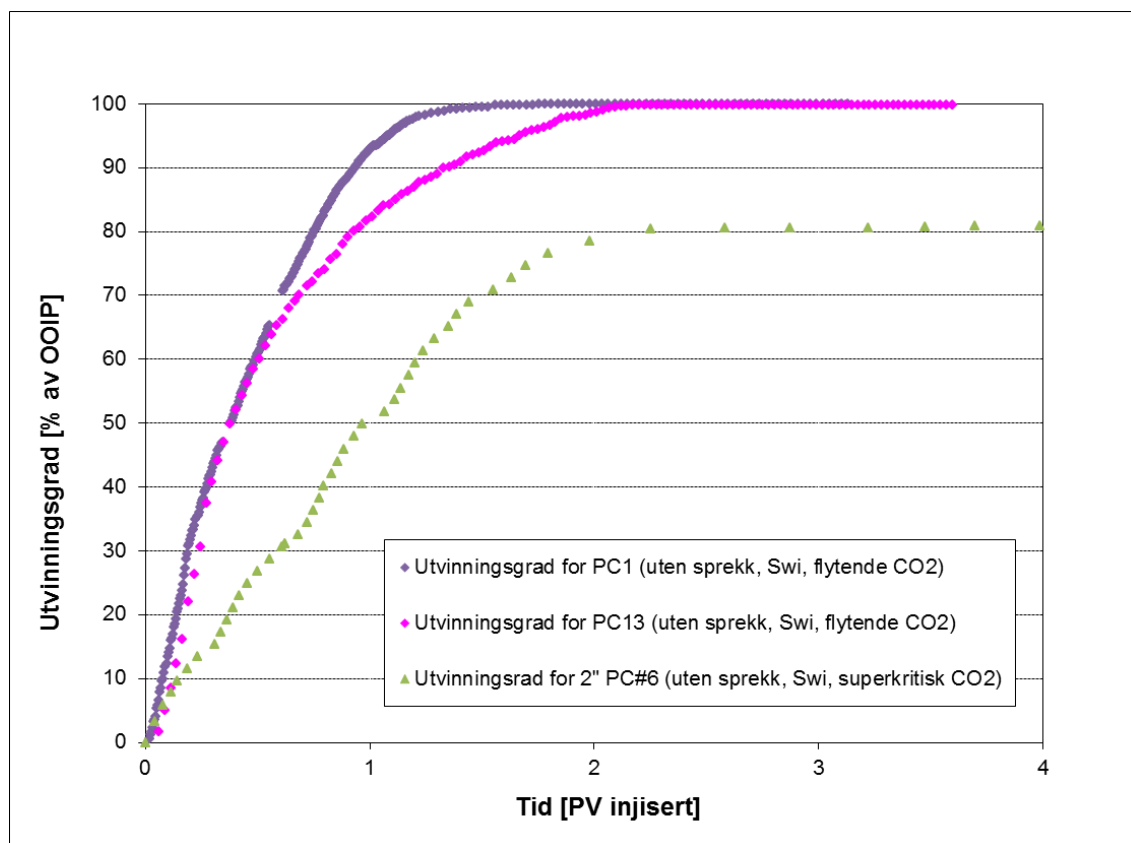
Fra utvinningskurvene (Figur 8.10) ser vi at injeksjon av superkritisk CO₂ resulterer i en betydelig lavere utvinningsgrad sammenlignet med injeksjon av flytende CO₂, der utvinningsgraden for kjerneprøven, 2" PC#6, er ca. 19 % av OOIP lavere enn utvinningsgraden for kjerneprøvene PC1 og PC13. Utvinningskurvene på Figur 8.10 viser

likhet når det gjelder lineær- og transient produksjonsperiode, bortsett fra at total utvinningsgrad for 2" PC#6 er mye lavere enn total utvinningsgrad for PC1 og PC13.

Haugen (Haugen, 2012) forklarer den lave utvinningsgraden for 2" PC#6 ved at injisert CO₂ kan ha skapt en kanal eller finger gjennom kjerneprøven hvor injisert CO₂ har strømmet gjennom denne kanalen slik at et mindre areal av matriksen har blitt kontaktet av injisert CO₂. I dette tilfellet vil den makroskopiske sveipeffektiviteten avta som følge av fingering og kanalisering samt at diffusjonen blir mindre effektiv i utvinning av oljen som befinner seg i matriksen.

På den andre siden viser utførte eksperimenter av Fosse (Fosse, 2012) at superkritisk CO₂-flømming i sterkt vannvåte helkjerner gir en total utvinningsgrad på 96 % av OOIP etter injeksjon av 2,2 PV superkritisk CO₂.

Basert på disse resultatene er det vanskelig å konkludere noe om forskjellen mellom utvinningsgraden oppnådd ved injeksjon av flytende og superkritisk CO₂ i sterkt vannvåte helkjerner av kalk. Derfor trenges det flere eksperimenter med fokus på forskjell mellom superkritisk og flytende CO₂ i sterkt vannvåte helkjerner av kalk.



Figur 8.10: Sammenligning av utvinningsgrad for helkjerner flømmet med flytende CO₂ med helkjerner flømmet med superkritisk CO₂.

Utvinningsgraden for tre oppsprukne kjerneprøver er vist på Figur 8.11. Kjerneprøvene hadde lukket sprekk med ulike sprekkpermeabiliteter der 2" PC#5 har lavest sprekkpermeabilitet og

PC3 har høyest sprekkpermeabilitet. Sprekkpermeabiliteten til PC11 antas å ligge et sted mellom sprekkpermeabiliteten til kjerneprøvene PC3 og 2" PC#5.

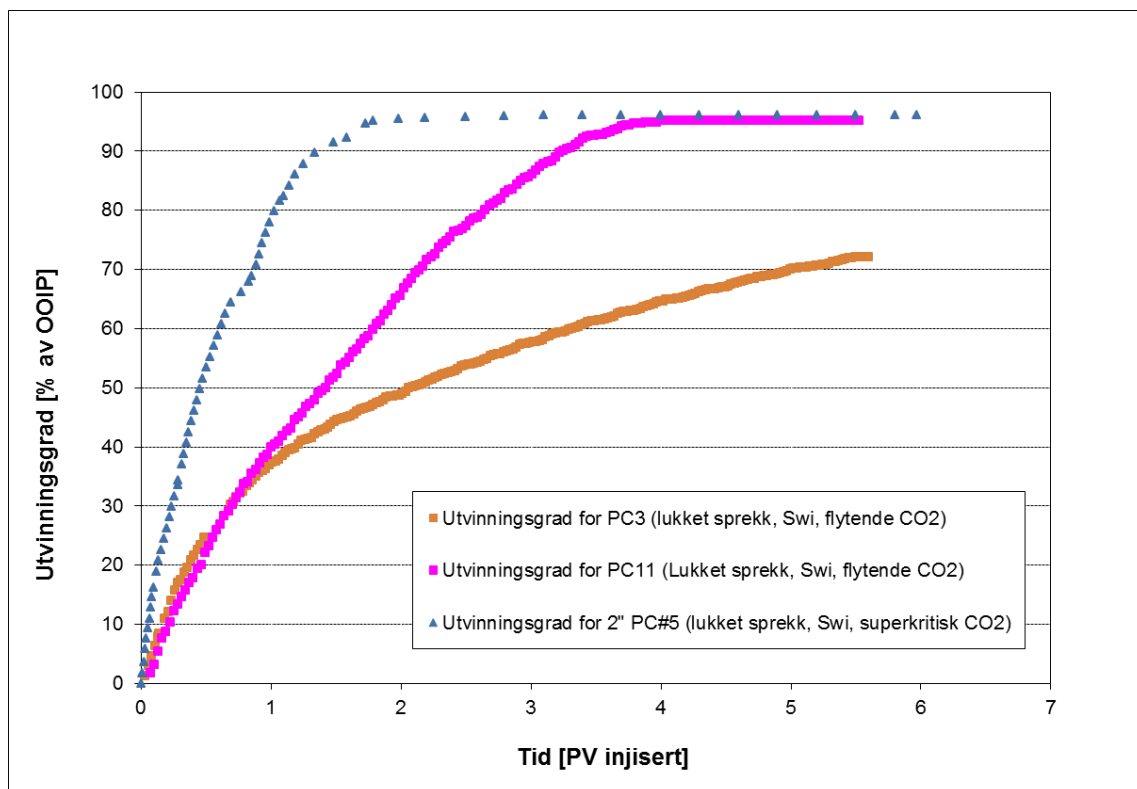
Kjerneprøven, 2" PC#5, ble flømmet med superkritisk CO₂ ved et trykk på 89 bar og en temperatur på 40 °C, mens de to andre kjerneprøvene ble flømmet med flytende CO₂ der temperaturen var på 23 °C og linjetrykket var på 90 bar.

Fra figuren for utvinningsgrad versus PV injisert (Figur 8.11) ser vi at injeksjon av superkritisk CO₂ i oppsprukne kalk kjerner leder til en utvinningsgrad på 96,2 % av OOIP, mens injeksjon av flytende CO₂ i en tilsvarende kjerneprøve, PC3, gir en total utvinningsgrad på 72,1 % av OOIP, noe som er mye lavere enn utvinningsgraden oppnådd ved injeksjon av superkritisk CO₂ i kjerneprøven, 2" PC#5.

På den andre siden ser vi at injeksjon av superkritisk CO₂ i 2" PC#5 resulterte i en total utvinningsgrad på over 95 % av OOIP, noe som ligger omtrent på samme nivå som for utvinningsgraden oppnådd ved injeksjon av flytende CO₂ i PC11. Figuren viser også at begge utvinningskurvene har en relativ lang lineær produksjonsperiode etterfulgt av en ganske kort transient periode.

Resultater oppnådd av Haugen (Haugen, 2012) viser vanskeligheten av å konkludere at superkritisk CO₂-injeksjon leder til høyere eller lavere oljeutvinning sammenlignet med flytende CO₂-injeksjon, siden resultatene for injeksjon av superkritisk CO₂ viser ulikt nivå av utvinningsgrad.

Forskjell i utvinningskurvene på Figur 8.11 kan muligens være på grunn av variasjon i sprekkpermeabilitet hvor kjerneprøven med lavest sprekkpermeabilitet (2" PC#5) gir høyest utvinningsgrad (96,2 % av OOIP), og kjerneprøven med høyest sprekkpermeabilitet (PC3) gir lavest utvinningsgrad (72,1 % av OOIP), noe som også stemmer overens med det som tidligere ble diskutert i avsnitt 8.4.



Figur 8.11: Sammenligning av utvinningsgrad for oppsprukne kjerneprøver flømmet med flytende CO₂ med oppsprukne kjerneprøver flømmet med superkritisk CO₂.

8.7 Sammenligning av CO₂-flømming i blokker

Tre sterkt vannvåte oppsprukne blokker B*, B1 og B2 ble CO₂-flømmet ved to ulike eksperimentelle forhold der B* ble flømmet med superkritisk CO₂, mens blokkene B1 og B2 ble flømmet med flytende CO₂. Utvinningsgraden for disse blokkene er plottet sammen på Figur 8.12 slik at det blir mulig å studere utvinningsgraden for disse kalk-blokkene ved forskjellige eksperimentelle forhold.

Blokkene B2 og B1 var 100 % mettet med n-dekan, og hadde et sprekknettverk bestående av åpne sprekker både langs og på tvers av blokken for å ha et mer kompleks sprekknettverk (se kapittel 6).

På den andre siden har blokken fra tidligere arbeid (B*) et sprekknettverk som er forskjellig fra sprekknettverket til blokkene B1 og B2, f.eks. sprekknettverket til B* består av lukkede sprekker uten noe spacer i sprekke, noe som gir blokken B* en lavere sprekkpermeabilitet i forhold til sprekkpermeabiliteten til blokkene B1 og B2. For mer informasjon om B* se masteroppgaven til Skagseth (Fjellveit Skagseth, 2012).

Blokk B* ble flømmet med superkritisk CO₂ ved et linjetrykk i intervallet 92-99 bar og en temperatur på 40 °C, mens blokkene, B1 og B2, ble flømmet med flytende CO₂ ved et linjetrykk på 90 bar og en temperatur på 23 °C.

For å sammenligne utvinningsgraden for blokkene B*, B1 og B2, er utvinningskurvene for disse blokkene plottet i samme figur (Figur 8.12). Figuren viser at utvinningsgraden for blokken B* er høyere enn utvinningsgraden for blokkene B1 og B2, samt at utvinningskurven til blokken B* har en lengre lineær produksjonsperiode og en kortere transient periode sammenlignet med blokkene B1 og B2 (Figur 8.12).

Det finnes flere faktorer som antas å ha bidratt til en høyere utvinningsgrad for blokken B* sammenlignet med blokkene B1 og B2. Først er sprekkpermeabiliteten til B* noen størrelsesordener lavere enn sprekkpermeabiliteten til B1 og B2, noe som gir en høyere makroskopisk sveipearbeidsevne ved å minke effekten av fingering og kanalisering av injisert CO₂ gjennom sprekknettverket, samt at en lavere sprekkpermeabilitet leder til en høyere oljeutvinning grunnet høyere viskøse krefter. En lengre lineær produksjonsperiode med sent CO₂-gjennombrudd kan styrke antagelsen om at den makroskopiske sveipearbeidsevnen har vært høyere med lite eller ingen kanalisering av injisert CO₂.

På den andre siden viser målt differensialtrykk over B* at viskøse krefter har vært svakere i denne blokken sammenlignet med blokkene B1 og B2. Dette kan forklares ved at superkritisk CO₂ har lavere viskositet sammenlignet med flytende CO₂ (Metz et al., 2005), samt at injeksjonsraten i dette eksperimentet var mye lavere enn injeksjonsratene som ble valgt i flømming av blokkene B1 og B2. Injeksjonsraten for B* var på 5 ml/t, mens injeksjonsraten til blokkene B1 og B2 var på 12 ml/t.

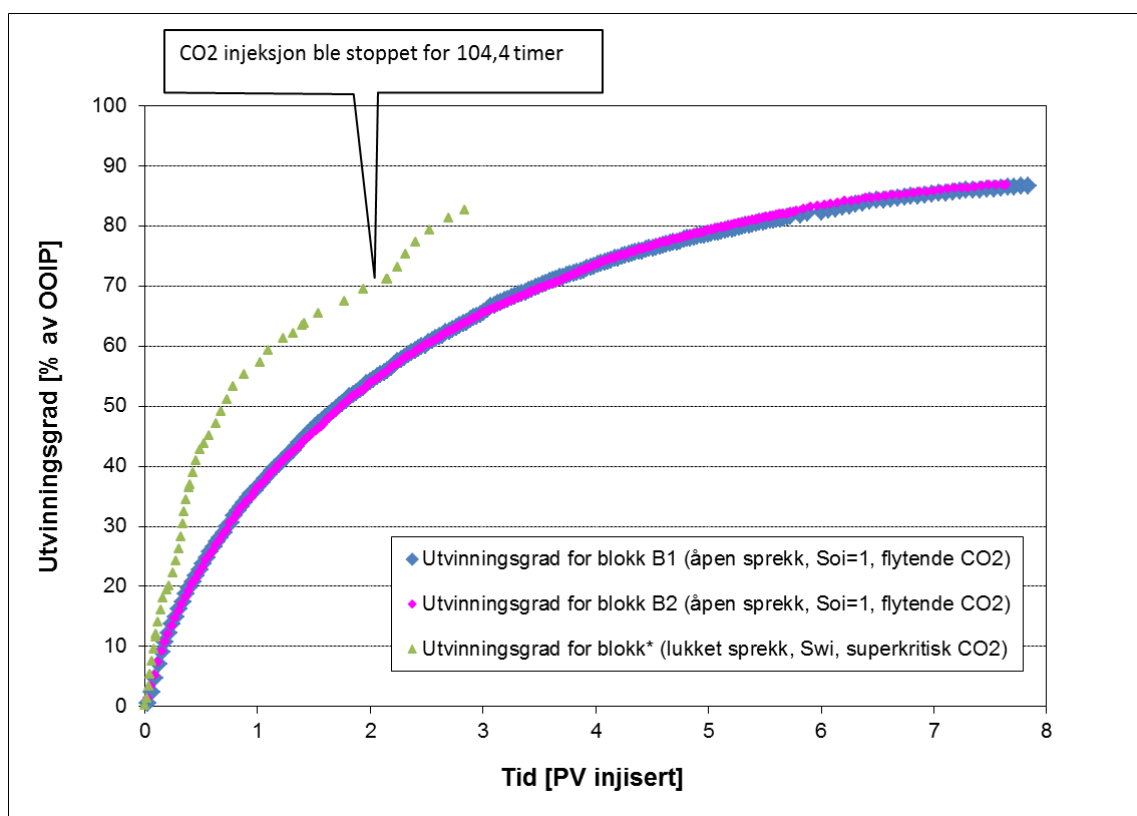
En annen faktor som kan ha bidratt til høyere oljeutvinning i blokk B* er sprekknettverks form og posisjon. For sprekknettverkets form og posisjon i blokk B* se masteroppgaven til Skagseth (Fjelltveit Skagseth, 2012). Sprekknettverket i denne blokken gir et større kontaktareal mellom injisert CO₂ og matriks sammenlignet med sprekknettverket i blokkene B1 og B2, samt at diffusjonslengden i denne blokken er kortere grunnet tilstedeværelse av flere sprekker, noe som gir høyere oljeutvinning som følge av diffusjon.

Tilstedeværelse av ikke-reducerbar vannmetning i den sterkt vannvåte blokken, B*, burde i praksis lede til lavere utvinningsgrad i en senere fase av produksjonsperioden som følge av vannblokking der vannet blokkerer en del av oljen som befinner seg i porene slik at det blir vanskeligere for injisert CO₂ i å diffundere i disse kapillærfangede oljedråpene.

Likevel ser vi at utvinningskurven for B* viser ikke noe effekt av vannblokking, noe som muligens kan være på grunn av at eksperimentet ble avsluttet etter injeksjon av ca. 2,8 PV CO₂. Derfor er det ikke mulig å studere effekten av ikke-reducerbar vannmetning på oljeutvinning i blokk B*.

Som ble diskutert i avsnitt 8.6, en sammenligning av flytende og superkritisk CO₂ i sterkt vannvåte kjerneprøver av kalk trenger flere eksperimenter under samme eksperimentelle forhold der utvinningsgraden for flytende CO₂-injeksjon sammenlignes med utvinningsgraden for superkritisk CO₂-injeksjon.

Det trengs også flere eksperimenter for sammenligning av flytende og superkritisk CO₂ i sterkt vannvåte blokker.

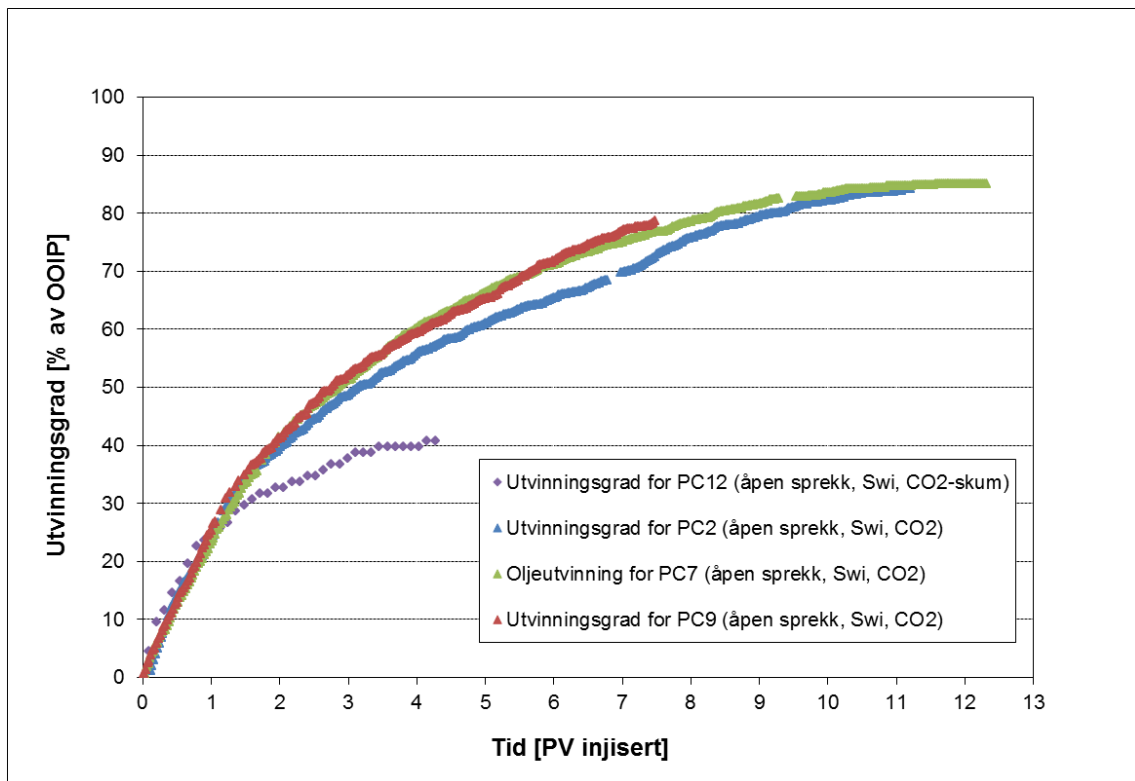


Figur 8.12: Sammenligning av utvinningsgrad for tre blokker B1, B2 og B* som har blitt flømmet ved forskjellige eksperimentelle forhold.

8.8 Sammenligning av sekundær CO₂ med sekundær CO₂-skum flømming

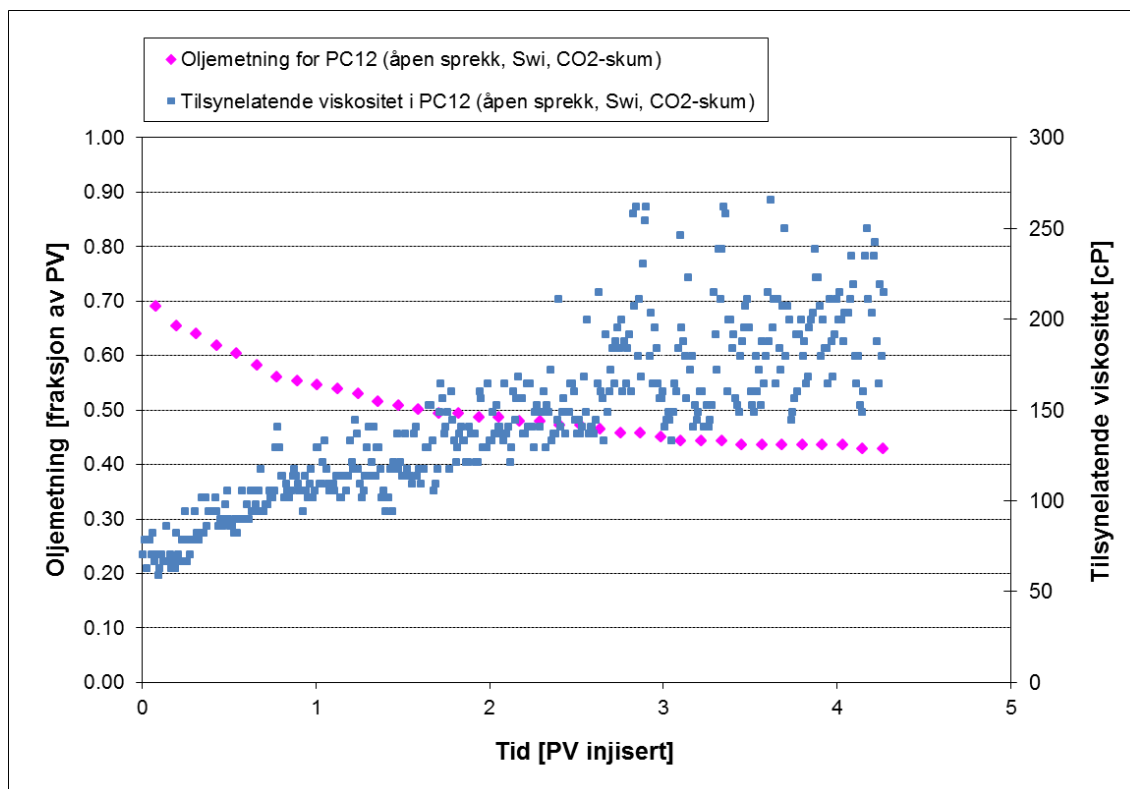
I dette avsnittet diskuterer vi effekten av skum på oljeutvinning ved å sammenligne oppnådde resultater fra fire eksperimenter hvor av tre av dem ble utført ved å injisere flytende CO₂ i tre sterkt vannvåte oppsprukne kjerneprøver PC2, PC7 og PC9, mens det fjerde eksperimentet ble utført ved å injisere flytende CO₂-skum i en sterkt vannvått oppsprukket kjerneprøve PC12. Alle kjerneprøvene hadde blitt drenert til ikke-reducerbar vannmetning, og sprekkpermeabiliteten for disse kjerneprøvene var flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabiliteten. Utvinningsgraden for disse kjerneprøvene er plottet i en og samme figur (Figur 8.13).

Fra Figur 8.13 ser vi at utvinningskurven for kjerneprøven PC12 ikke har noe vesentlig forskjell fra utvinningskurven for kjerneprøvene PC2, PC7 og PC9 frem til injeksjon av ca. 1 PV. Etter injeksjon av ca. 1 PV ser vi at utvinningskurven for PC12 øker i mindre grad i forhold til utvinningskurvene for PC2, PC7 og PC9, og flatter ut ved en total utvinningsgraden på ca. 40,8 % av OOIP (Tabell 8.2), noe som er mye lavere enn total utvinningsgraden for kjerneprøvene PC2, PC7 og PC9, der total utvinningsgraden for disse tre kjerneprøvene er godt over 78 % av OOIP (Tabell 8.1).



Figur 8.13: Sammenligning av utvinningsgrad for kjerneprøver flømmet med flytende CO_2 mot kjerneprøver flømmet med flytende CO_2 -skum.

Teoretisk vil injeksjon av skum i oppsprukne systemer føre til høyere utvinningsgrad grunnet skummets evne til å plugge høypermeable soner, og avlede fluidstrømning til lavpermeable soner slik at oljen som befinner seg i slike soner fortrenses og utvinnes. Med andre ord, skum øker den makroskopiske sveipeeffektiviteten, noe som leder til økt utvinningsgrad (se kapittel 5). Skum reduserer også mobiliteten til injisert fluid ved å øke den tilsynelatende viskositeten til injisert gass eller lavviskøs fluid, som i eksperimentet utført på PC12 er flytende CO_2 (se avsnitt 5.3). Et plott av tilsynelatende viskositet versus PV injisert (Figur 8.14) viser at den tilsynelatende viskositeten til injisert CO_2 i skum eksperimentet blir mye høyere enn viskositeten til flytende CO_2 (Tabell 6.1). Dette tyder på skumdannelse, siden den tilsynelatende viskositeten til injisert gass eller lavviskøs fluid (her flytende CO_2) øker som følge av lamelle dannelse.



Figur 8.14: Tilsynelatende viskositet til flytende CO₂ som funksjon av PV injisert for CO₂-skum eksperimentet utført på kjerneprøven PC12.

På den andre siden viser utførte eksperimenter av tidligere masterstudenter (Christophersen, 2012, Skibenes, 2012) at sekundær CO₂-skum flømming av « Edwards limestone» har god potensiale for økt oljeutvinning. Et eksempel på dette er injeksjon av sekundær CO₂-skum i vannvåte karbonat kjerneprøver som har ført til en utvinningsgrad på ca. 80 % av OOIP.

Likevel ser vi at flytende CO₂-skum flømming av kjerneprøven PC12, har resultert i en lavere utvinningsgrad sammenlignet med utvinningsgraden fra CO₂-flømming, men på grunn av lite data om sekundær flytende CO₂-skum flømming av sterkt vannvåte oppsprukne kalk kjerner er det umulig å studere EOR-potensiale for flytende CO₂-skum i oppsprukne kjerneprøver av Rørdal kalk.

Fra Figur 7.31 ser vi at målt differensialtrykk over PC12 har vært stigende, noe som indikerer delvis eller total plugging av sprekken på grunn av skummet som blir dannet i skumgeneratoren og strømmer inn i sprekken til kjerneprøven. Tilstedeværelse av skum i sprekken fører til reduksjon av sprekkepermeabilitet slik at injisert CO₂ og surfaktantløsning avledes til matriks og fortrenger oljen som er lagret i matriksen.

På den andre siden vil tilstedeværelse av olje lede til destabilisering av skum (se avsnitt 5.5), noe som igjen fører til en mindre effektiv plugging av sprekken og følgelig et lavere differensialtrykk over kjerneprøven. Figur 7.31 viser at differensialtrykket ved starten av eksperimentet, når oljemetning i kjerneprøven er høy, er relativt lavt og stiger gradvis for

minkende oljemetning, noe som viser at skummet blir mer stabilt og effektivt i en senere fase av eksperimentet der oljemetningen i kjerneprøven har blitt lavere.

I motsetning til linjetrykket til flytende CO₂ eksperimentene, som vanligvis var stabilt med lite fluktuasjoner, var linjetrykket til flytende CO₂-skum eksperimentet stigende med en del fluktuasjoner. Linjetrykket steg fra et initielt linjetrykk på 92,0 bar til et linjetrykk på 97,5 bar ved enden av eksperimentet (Figur 7.33).

Resultater fra gjennomførte flytende CO₂-skum eksperimenter av tidligere masterstudenter (Christophersen, 2012, Skibenes, 2012) viser også at linjetrykket hadde vært stigende under CO₂-skum flømming av kjerneprøver av «Edwards limestone». En nærmere undersøkning av baktryksregulatoren viste at årsaken til økt linjetrykk hadde vært delvis plugging av baktryksregulatoren der oppløste partikler fra karbonatbergarten hadde plagget produksjonslinjen i baktryksregulatoren.

For å finne grunnen til økt linjetrykk for CO₂-skum eksperimentet utført på PC12, etter at eksperimentet ble avsluttet, undersøkte vi systemet og kjerneprøven nærmere, og oppdaget at en del av kjernematerialet hadde blitt oppløst, noe som muligens kan ha vært grunnen til økning av linjetrykket.

Tabell 8.2: Oversikt over den oppsprukne kjerneprøven PC12 som ble flømmet med flytende CO₂-skum i en sekundær utvinningsprosess.

Kjerne ID	Sprekk	Ø	$K_{matriks}$ [mD]	K_{total} [mD]	S_{oi}	R_f etter 2 PV [% av OOIP]	Total 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 kjerneprøver

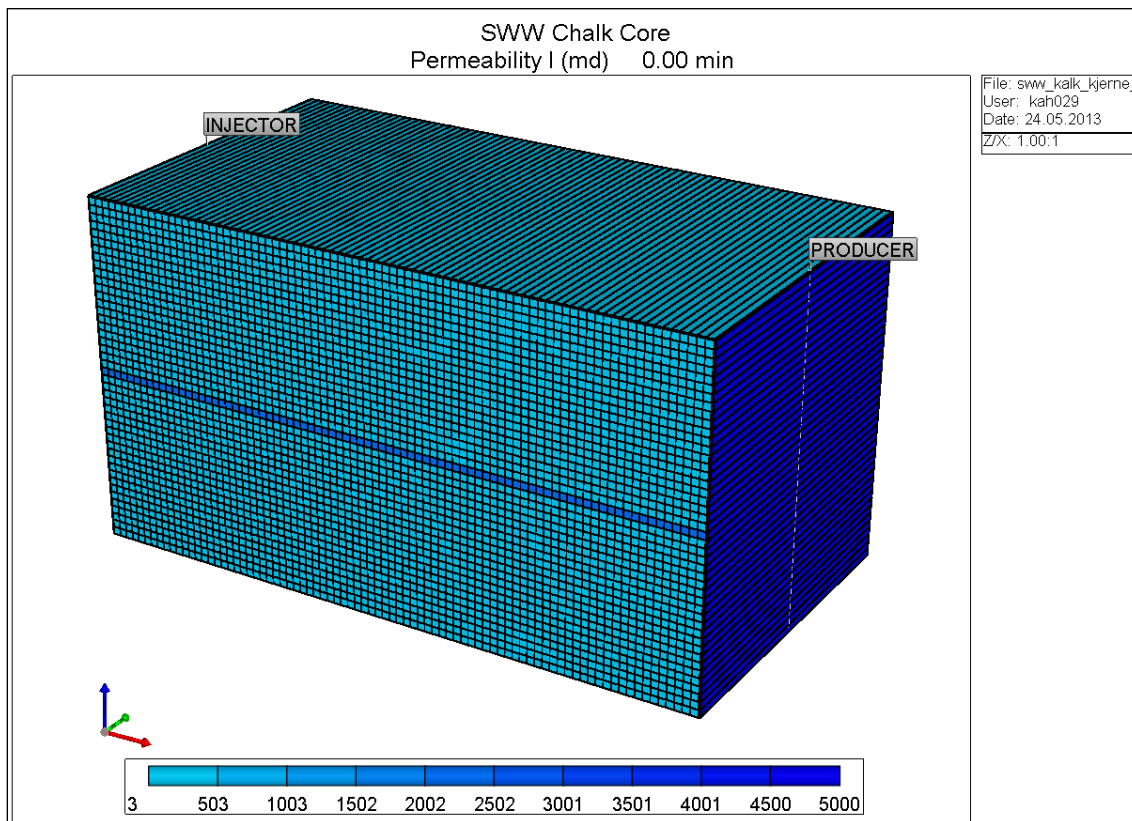
En numerisk modell for vannflømming av kjerneprøver ble bygget i forbindelse med denne masteroppgaven. Modellen ble bygget ved å bruke simuleringssystemet IMEX fra CMG, se vedlagt «input file» i appendiks.

Hensikten med denne modellen var å studere effekten av forskjellige parametre som sprekk, sprekkpermeabilitet, initiell vannmetning, trykk, injeksjonsrate og fluidegenskaper på utvinningsgrad ved vannflømming. I tillegg, ved hjelp av modellen, kan utvinningsgraden ved vannflømming sammenlignes med utvinningsgraden ved sekundær CO₂-flømming.

Den numeriske modellen ble bygget ved å bruke et variabelt kartesisk-grid bestående av 3825 celler, med 85 celler i x-retning, 1 celle i y-retning og 45 celler i z-retning (Figur 8.15).

Modellen består av en rektangulær kjerne PC-S, der tverrsnittsarealet til denne rektangulære kjernen er like stor som tverrsnittsarealet til de sylindriske kjerneprøvene som ble brukt for

sekundær CO₂-flømming. Den rektangulære kjernen har også en lengde som er ekvivalent med lengden til kjerneprøvene brukt i CO₂-eksperimentene.



Figur 8.15: Kartesisk-grid til den numeriske modellen brukt for vannflømming.

Den rektangulære kjernen har en matriksporøsitet på 0,473, mens porøsiteten til sprekken, innløp og utløp sidene har blitt valgt til 0,999.

Den rektangulære kjernen har en sprekke langs x- og y-planet der sprekken har en sprekpermeabilitet på 2247 mD, mens matrikspermeabiliteten er på 3,4 mD. Permeabiliteten ved innløp og utløp sidene er valgt til 5 D.

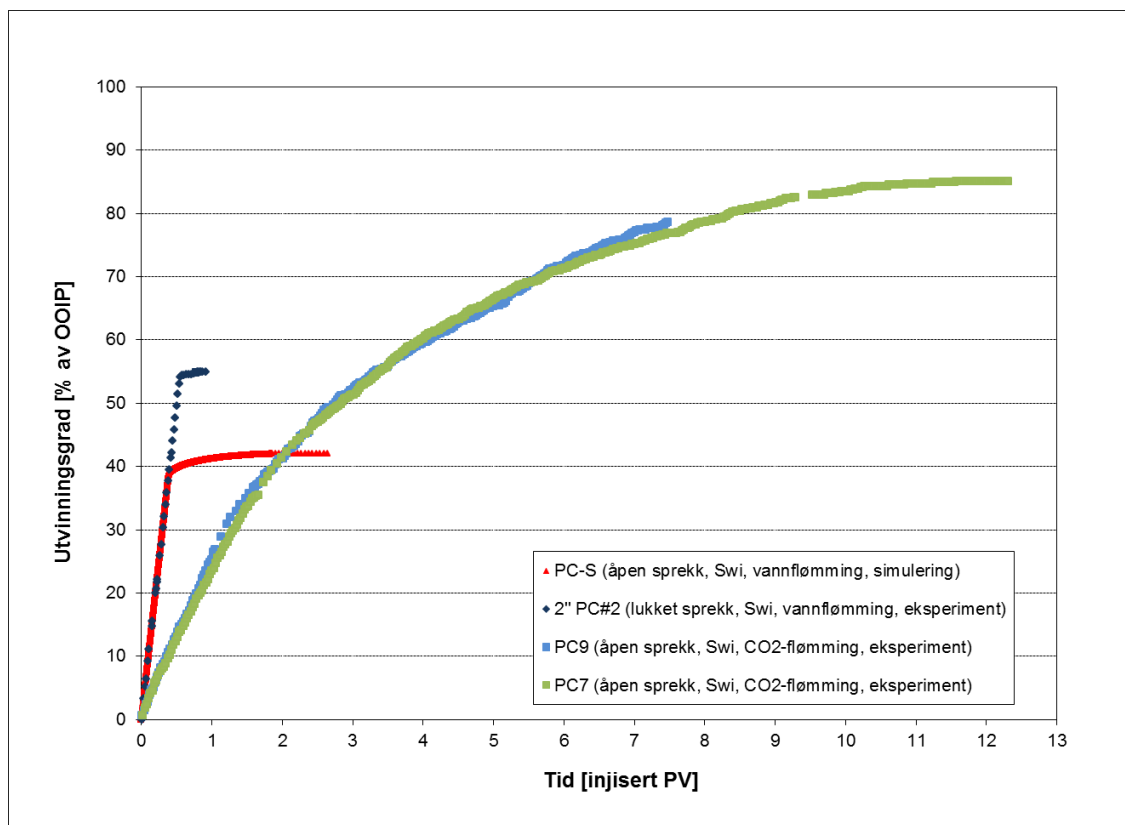
To brønner, en injeksjonsbrønn og en produksjonsbrønn, som representerer innløp og utløp sidene av kjernen ble plassert ved cellene (1, 1, 1) og (85, 1, 1). Injeksjonsbrønnen, som brukes for injeksjon av vann, har en konstant injeksjonsrate på 4 ml/t. Produksjonsbrønnen produserer ved et trykk på minimum 90 bar som tilsvarer påført trykk fra baktrykksregulatoren.

Fluid egenskaper ble valgt i samsvar med fluidene som ble brukt i denne masteroppgaven, mens PVT-tabellen er mangelfull og kan forbedres videre.

Den rektangulære kjernen ble delt i to regioner. Den første regionen (region1) består av matriks med en initiell vannmetning på 0,34. Relativ permeabilitetskurvene og kapillartrykkskurven i denne regionen er basert på eksperimentelle verdier. Den andre regionen (region 2) består av sprekke, innløp og utløp sidene, der initiell oljemetning i sprekken og utløp

siden er satt til 1,00, mens ved innløp siden er den initielle vannmetningen satt til 1,00. Kapillartrykket i denne regionen er satt til null, noe som leder til rette linjer for relativ permeabilitet for vann og n-dekan.

Ved å anvende den numeriske modellen ser vi at vannflømming av en sterkt vannvåt oppsprukket kjerneprøver (PC-S) gir en total utvinningsgrad på ca. 42 % av OOIP, som er mye lavere enn utvinningsgraden for sekundær CO₂-flømming av lignende kjerneprøver, PC7 og PC9 (Tabell 8.3 og Figur 8.16). Lavere utvinningsgrad ved vannflømming sammenlignet med CO₂-flømming kan forklares ved at CO₂ er blandbar med n-dekan ved romtemperatur og et trykk på 90 bar slik at injisert CO₂ fortrenger oljen mer effektivt. Teoretisk kan CO₂-injeksjon lede til en utvinningsgrad på 100 % av OOIP, noe som ikke er tilfelle ved vannflømming grunnet en ikke-blandbar fortregning og kapillarfanging av olje.



Figur 8.16: En sammenligning av utvinningsgrad fra numerisk simulering med eksperimentell utvinningsgrad for vannflømming og CO₂-flømming. Data for eksperimentell vannflømming er hentet fra (Haugen, 2012).

Utvinningskurven fra den numeriske simuleringen har god samsvar med utvinningskurven fra eksperimentet, men vannflømming ved hjelp av den numeriske simuleringen resulterer i en lavere utvinningsgrad. Grunnen til en lavere utvinningsgrad er at endepunkts relativ permeabilitet for vann og n-dekan ikke har blitt historie tilpasset i den numeriske modellen. Historie tilpasning går ut på å tilpasse den numeriske kapillartrykkskurven og de numeriske relativ permeabilitetskurvene med eksperimentelle kurver slik at den numeriske utvinningskurven overlapper den eksperimentelle utvinningskurven.

En annen grunn til en lavere numerisk utvinningsgrad sammenlignet med eksperimentell utvinningsgrad ved vannflømming, er at kjernen i den numeriske modellen PC-S har en åpen sprekk med en større sprekkpermeabilitet sammenlignet med sprekkpermeabiliteten til kjerneprøven brukt i eksperimentet, 2" PC#2. Tilstedeværelse av en åpen sprekk med en sprekkpermeabilitet som er flere størrelsesordener høyere enn matrikspermeabilitet leder til tidlig vanngjennombrudd og lavere utvinningsgrad.

Tabell 8.3: Oversikt over injisert fluid, porøsitet, permeabilitet og utvinningsgrad for den numeriske kjernen PC-S og tre andre kjerneprøver (2" PC#2, PC9 og PC7) som ble brukt for sammenligning.

Kjerne ID	Metode	Injisert fluid	Sprekk	\emptyset	$K_{matriks}$ [mD]	K_{total} [mD]	S_{oi}	$R_{f,total}$ [% av OOIP]
PC-S	Simulering	vann	Åpen sprekk	0.473	3.4	2247	0.66	42.1
2" PC#2	Eksperiment	vann	Lukket sprekk	0.468	4.1	156.5	0.74	54.9
PC9	Eksperiment	CO ₂	Åpen sprekk	0.476	3.5	2190	0.66	78.4
PC7	Eksperiment	CO ₂	Åpen sprekk	0.470	3.2	1855	0.70	85.1

Del 4- Konklusjon og videre arbeid

9 Konklusjon

Basert på oppnådde resultater fra de gjennomførte eksperimentene, kan vi konkludere at sekundær flytende CO₂ injeksjon er en effektiv utvinningsmekanisme i sterkt vannvåte kalkkjerner. For slike kjerneprøver er utvinningsgraden generelt høy, og ligger i intervallet 72-100 % av OOIP.

Basert på resultatene kan vi også konkludere at:

- Sekundær CO₂-flømming av sterkt vannvåte helkjerner av kalk fører til en utvinningsgrad høyere enn 99 % av OOIP.
- For sterkt vannvåte helkjerner kan over 99 % av OOIP utvinnes ved injeksjon av ca. 2 PV flytende CO₂.
- Utvinningsgraden for kalkkjerner minker ved tilstedeværelse av sprekk, der utvinningsgraden for oppsprukne kalkkjerner er i intervallet 72-95 % av OOIP.
- Utvinningsgraden minker med økende sprekkpermeabilitet, og er lavest for de kjerneprøvene som har åpen sprekk.
- Det ble observert tidlig CO₂ gjennombrudd i oppsprukne kjerneprøver grunnet et ugunstig mobilitetsforhold mellom CO₂ og n-dekan.
- Lave verdier for målt differensialtrykk under sekundær CO₂-flømming av sterkt vannvåte oppsprukne kjerneprøver indikerer svake viskøse krefter i disse kjerneprøvene. Diffusjon er dermed den dominerende utvinningsmekanismen i slike kjerneprøver.
- Diffusjon er en tidskrevende utvinningsmekanisme som medfører injeksjon av større mengder CO₂ i oppsprukne kjerneprøver for å få like høy utvinningsgrad for oppsprukne kjerner som for helkjerner.
- Initiell vannmetning har ikke noe merkbar effekt på utvinningsgraden i sterkt vannvåte helkjerner, mens den påvirker utvinningsgraden når det er en sprekk til stede.
- I oppsprukne kjerneprøver som er ved lav oljemetning, er den negative effekten av initiell vannmetning på utvinningsgraden merkbar, siden tilstedeværelse av vann i porene reduserer effekten av diffusjon ved å blokkere CO₂ i å diffundere i oljefasen.
- Utvinningsgraden for oppsprukne blokker er høyere enn utvinningsgraden for oppsprukne kjerneprøver frem til injeksjon av ca. 3,5 PV. Deretter minker utvinningsraten for blokkene slik at den endelige utvinningsgraden for blokkene er lavere enn den endelige utvinningsgraden for de oppsprukne kjerneprøvene.
- Injeksjon av sekundær flytende CO₂ har ikke ledet til en merkbar oppløsning av kalkmaterialet.
- Ved sekundær CO₂-skum injeksjon i oppsprukne kalkkjerner, øker differensialtrykket og den tilsynelatende viskositeten med minkende oljemetning.
- Ved sekundær CO₂-skum injeksjon i oppsprukne kalkkjerner, er den tilsynelatende viskositeten til injisert fluid flere størrelsesordener høyere enn viskositeten til flytende CO₂.

10 Forslag til videre arbeid

De eksperimentelle oppsettene som ble bygget og brukt for gjennomføring av CO₂- og CO₂-skum eksperimentene i denne masteroppgaven kan forbedres ytterligere slik at oppnådde resultater blir mer reproducerbare og repeterbarheten av eksperimentene øker ytterligere. Oppsettene kan forbedres ved å:

- Montere flere buffere i samme oppsett eller bruke ST-pumpe slik at det blir mulig å injisere flere porevolum CO₂ i en kontinuerlig flømmingsprosess. Bufferen som ble brukt i oppsettet som ble benyttet for CO₂- og CO₂-skum eksperimentene rommet en liter. Under opptrykk av CO₂ i bufferen ble innholdet i bufferen redusert til ca. 0,5 liter flytende CO₂ ved ønsket trykk, noe som ikke er tilstrekkelig for gjennomføring av en kontinuerlig CO₂-flømming av oppsprukne kjerneprøver av kalk.
- Montere et absoluttrykk måler i oppsettet nær kjerneholderen for å gjøre måling av linjetrykket mer pålitelig.
- Bruke en pumpe for omslutningstrykk slik at omslutningstrykket kan holdes konstant ved ønsket trykk.
- Bruke en annen type differensialtrykk måler med mindre behov for kalibrering. Differensialtrykk måleren som ble benyttet i CO₂- og CO₂-skum eksperimentene måtte kalibreres ofte.
- Bruke en annen type baktrykksregulator for CO₂-skum eksperimenter, siden baktrykksregulatoren som ble benyttet i CO₂-skum eksperimentene i denne masteroppgaven ble ofte delvis plagget.

For at utvinningsgraden i kalkkjerner ved forskjellige eksperimentelle forhold og kjernetilstand kan sammenlignes med hverandre, er det nødvendig å gjennomføre flere eksperimenter på kjerneprøver og blokker av kalk. Disse framtidige eksperimentene inkluderer:

- Utføre flere eksperimenter ved tilnærmet like eksperimentelle forhold ved injeksjon av superkritisk CO₂ i sterkt vannvåte oppsprukne kalkkjerner, der kjerneprøvene har åpen sprekke med spacer i sprekken.
- Utføre flere eksperimenter i sterkt vannvåte kjerneprøver ved ulike injeksjonsrater for å studere effekten av diffusjon på oljeutvinning.
- Utføre flere sekundær CO₂-skum eksperimenter i oppsprukne kalkkjerner.
- Flømming av sterkt vannvåte oppsprukne og hel-blokker med flytende CO₂ i en sekundær utvinningsprosess, der blokken er ved ikke-reduserbar vannmetning.
- Injeksjon av flytende CO₂ i sterkt vannvåte hel-blokker, der blokken er 100 % mettet med olje, dvs. $S_{oi} = 1,0$.
- Flømming av sterkt vannvåte oppsprukne og hel-blokker med superkritisk CO₂, der blokken er 100 % mettet med olje, dvs. $S_{oi} = 1,0$.
- Injeksjon av sekundær superkritisk CO₂ i sterkt vannvåte hel-blokker, der blokken er ved ikke-reduserbar vannmetning.
- Lage en numerisk modell, basert på utførte eksperimenter, for sensitivitetsanalyse av parametere som er av betydning.
- Bruke vedlagt «input file» til den numeriske modellen, som ble laget for vannflømming, for å studere parametere som er av interesse.

11 Forkortelser og betegnelser

\emptyset_a	Absolutt porøsitet
\emptyset	Effektiv porøsitet
V_b	Bulkvolum
V_m	Matriksvolum
V_{pa}	Absolutt porevolum
D	Diameter
L	Lengde
B	Bredde
H	Høyde
V_p	Porevolum (volumet til sammenhengende porer og porekanaler)
PV	Porevolum (samme som V_p)
$m_{tørr}$	Massen til tørr prøve før metning med metningsfluid
m_{mettet}	Massen til prøven etter metning med metningsfluid
ρ_{fluid}	Massetetthet til metningsfluid
V_w	Volum av vann
V_o	Volum av olje
V_g	Volum av gass
S_i	Metning til fluid i, der i er enten vann, olje eller gass
S_{wi}	Ikke-reduserbar vannmetning (initiell vannmetning)
S_o	Oljemetning
S_{oi}	Initiell oljemetning
S_{or}	Residuell oljemetning
K	Absolutt permeabilitet
Q	Volumstrøm (injeksjonsrate)
A	Tverrsnittsareal
ΔP	Trykkdifferanse
μ	Viskositet til injisert fluid
K_{ie}	Effektiv permeabilitet til fluid i
k_{rw}	Relativ permeabilitet til vann
k_{ro}	Relativ permeabilitet til olje
k_{rg}	Relativ permeabilitet til gass
σ_{ij}	Grenseflatespenning mellom i og j
θ_c	Kontaktvinkel
I_{A-H}	Amott-Harvey relativ fortrennings indeks
USBM	«United States Bureau of Mines»
I_{USBM}	USBM indeks
P_c	Kapillartrykk
R_1 og R_2	Krumningensradius
r	Kapillarrørradius (poreradius)
OWC	Olje-vann kontakten
FWL	Fritt vann nivå

ρ	Massetetthet
g	Gravitasjonskonstanten
h	Høyde over fritt vann nivå
N_{ca}	Kapillærtallet
u	Darcy hastighet
CDC	«Capillary Desaturation Curve»
N_{cc}	Den kritiske kapillærtallet
λ_i	Mobilitet til fluid i
M	Mobilitetsforholdet
M°	Endepunkt mobilitetsforholdet
k_{rw}°	Endepunkt relativ permeabilitet til vann
k_{ro}°	Endepunkt relativ permeabilitet til olje
EOR	«Enhanced Oil Recovery»
IOR	«Improved Oil Recovery»
WAG	«Water Alternating Gas»
CCS	«CO ₂ Capture and Storage»
MMP	Minimum blandbarhetsstrykk
FCM	Førstekontakts blandbarhet
MCM	Multikontakts blandbarhet
VGD	Fordampende gassdriv
CGD	Kondenserende gassdriv
D	Den effektive diffusjonskoeffisienten
D_0	Diffusjonskoeffisienten i fravær av porøst medium
C	Molekylær konsentrasjon
x	avstand (diffusjonslengde)
t	tid (kontakt tid)
F	Den elektriske resistivitetsfaktoren
v_k	konveksjonsrate
CMC	Kritisk micelle konsentrasjon
f_g	Gassfraksjonen av skum
$\mu_{g,app}$	Gassens tilsynelatende viskositet
MRF	Mobilitetsreduksjonsfaktor
P_c^*	Det begrensende kapillartrykket
f_g^*	Kritisk verdi for gassfraksjonen av skum
q	Diffusjonsraten til gass
J	Lamellepermeabilitet for diffusjon
OOIP	Olje opprinnelig til stede
$K_{matriks}$	Permeabilitet før oppsprekking av kjerneprøve eller blokk
K_{total}	Totalpermeabilitet etter oppsprekking
P_{line}	Linjetrykk
R_f	Utvinningsgrad
$R_{f,total}$	Total utvinningsgrad
S_{or,CO_2}	Residuell oljemetning etter CO ₂ -flømming

Referanser

- ABDALLAH, W., BUCKLEY, J. S., CARNEGIE, A., EDWARDS, J., HEROLD, B., FORDHAM, E., GRAUE, A., HABASHY, T., SELEZNEV, N., SIGNER, C., HUSSAIN, H., MONTARON, B. & ZIAUDDIN, M. 2007. Fundamentals of Wettability. *Oilfield Review*, 44-61.
- ABEYSINGHE, K. P., FJELDE, I. & LOHNE, A. 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.*
- ABRISHAMI, Y. & HATAMIAN, H. 1996. Phase Behaviour of Fluids in Multiple Contact Processes with CO₂, N₂ and their Mixture. *Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference, 13-16 October 1996, Abu Dhabi, United Arab Emirates.*
- ADEPOJU, O. O., LAKE, L. W. & JOHNS, R. T. 2012. Investigation of Anisotropic Mixing in Miscible Displacements. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 8-10 October 2012, San Antonio, Texas, USA.*
- AGBALAKA, C., DANDEKAR, A. Y., PATIL, S. L., KHATANIAR, S. & HEMSATH, J. R. 2008. THE EFFECT OF WETTABILITY ON OIL RECOVERY: A REVIEW. *SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference and Exhibition, 20-22 October 2008, Perth, Australia.*
- AHMED, T. 2010. *Reservoir Engineering Handbook*, USA, Gulf Professional Publishing.
- AKERVOLL, I. & BERGMO, P. E. 2010. CO₂ EOR From Representative North Sea Oil Reservoirs. *SPE International Conference on CO₂ Capture, Storage, and Utilization, 10-12 November 2010, New Orleans, Louisiana, USA.*
- AL-MAAMARI, R. S. H. & BUCKLEY, J. S. 2003. Asphaltene Precipitation and Alteration of Wetting: The Potential for Wettability Changes During Oil Production. *SPE 84938-PA, SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 6, 210-214.
- AL-MUTAIRI, S. M. & KOKAL, S. L. 2011. EOR Potential in the Middle East: Current and Future Trends. *SPE EUROPEC/EAGE Annual Conference and Exhibition, 23-26 May 2011, Vienna, Austria.*
- ALEIDAN, A. & MAMORA, D. 2011. Comparative Study of Oil Recovery during Miscible CO₂ Injection in Carbonate Cores and Slimtube. *SPE Saudi Arabia section Young Professionals Technical Symposium, 14-16 March 2011, Dhahran, Saudi Arabia.*
- 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.*
- ALKAFEEF, S. F. & ZAID, A. M. 2007. Review of and Outlook for Enhanced Oil Recovery Techniques in Kuwait Oil Reservoirs. *International Petroleum Technology Conference, 4-6 December 2007, Dubai, U.A.E.*
- 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.*
- ANDARSON, W. G. 1986. Wettability Literature Survey-Part 3 The Effects of Wettability on the Electrical Properties of Porous Media. *Journal of Petroleum Technology*, 38, 1371-1378.
- ANDERSON, W. G. 1986a. Wettability Literature Survey- Part 2: Wettability Measurement. *Journal of Petroleum Technology*, 38.

- ANDERSON, W. G. 1986b. 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. 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.
- ASHOORI, E., MARCHESIN, D. & ROSSEN, W. R. 2012. Multiple Foam States and Long-Distance Foam Propagation in Porous Media. *SPE Journal*, 17, 1231-1245.
- ASSUNÇÃO, P. M., RODRIGUES, L. M. N. & ROMERO, O. J. 2011. Effect of Polymer Injection on the Mobility Ratio and Oil Recovery. *SPE Heavy Oil Conference and Exhibition, 12-14 December 2011, Kuwait City, Kuwait*.
- AUSTAD, T., STRAND, S., MADLAND, M. V., PUNTERVOLD, T. & KORSNES, R. I. 2008. Seawater in Chalk: An EOR and Compaction Fluid. *SPE 118431-PA, SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 11, 648-654.
- AWAN, A. R., TEIGLAND, R. & KLEPPE, J. 2006. EOR Survey in the North Sea. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, 22-26 April 2006, Tulsa, Oklahoma, USA*.
- AWAN, A. R., TEIGLAND, R. & KLEPPE, J. 2008. A Survey of North Sea Enhanced-Oil-Recovery Projects Initiated During the Years 1975 to 2005. *SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 11, 497-512.
- 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*.
- BASHIRI, A. & KASIRI, N. 2011. Properly Use Effect of Capillary Number on Residual Oil Saturation. *Nigeria Annual International Conference and Exhibition, 30 July - 3 August 2011, Abuja, Nigeria*.
- 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*.
- BENNION, B. & BACHU, S. 2005. Relative Permeability Characteristics for Supercritical CO₂ Displacing Water in a Variety of Potential Sequestration Zones. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 9-12 October 2005, Dallas, Texas*.
- BJØRLYKKE, K. 2001. *Sedimentologi og petroleumsgnologi*, Oslo, GYLDENDAL.
- BODWADKAR, S. V. & REIS, J. C. 1993. Core Porosity Measurements Using Gamma Rays. *SPE 26467-MS, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, Texas, 3-6 October 1993*.
- BUCKLEY, J. S., LIU, Y., XIE, X. & MORROW, N. R. 1997. Asphaltenes and Crude Oil Wetting -The Effect of Oil Composition. *SPE 35366-PA*, 2, 107-119.
- CASTEEL, J. F. & DJABBARAH, N. F. 1988. Sweep Improvement in CO₂ Flooding by Use of Foaming Agents. *SPE Reservoir Engineering*, 3, 1186-1192.
- CHABERT, M., MORVAN, M. & TABARY, R. Fractured Carbonates A Methodology to Evaluate Surfactant Performances. *SPE Improved Oil Recovery Symposium, 24-28 April 2010, Tulsa, Oklahoma, USA*.
- CHATZIS, L. & MORROW, N. R. 1984. Correlation of Capillary Number Relationships for Sandstone. *SPE Journal*, 24, 555-562.
- CHEN, Q. & BALCOM, B. J. 2005. CAPILLARY PRESSURE CURVE MEASUREMENT USING A SINGLE- MODERATE-SPEED CENTRIFUGE AND QUANTITATIVE MAGNETIC RESONANCE IMAGING. *The International Symposium of Society of Core Analysts held in Toronto, Canada, 21-25 August 2005*.

- 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.
- DARVISH, G. R., LINDEBERG, E., HOLT, T. & KLEPPE, J. 2006. Reservoir-Conditions Laboratory Experiments of CO₂ Injection into Fractured Cores.pdf. *SPE Europec/EAGE Annual Conference and Exhibition, Vienna, Austria, 12–15 June 2006.*
- DEMING, W. E. 1964. *Statistical Adjustment of Data*, New York, Dover Publications, Inc.
- DING, M. & KANTZAS, A. 2004. Capillary Number Correlations for Gas-Liquid Systems. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 8 - 1, 2004 2004, Calgary, Alberta.*
- 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.
- FALLS, A. H., HIRASAKI, G. J., PATZEK, T. W., GAUGLLTZ, D. A., MILLER, D. D. & RATULOWSKI, T. 1988. Development of a Mechanistic Foam Simulator: The Population Balance and Generation by Snap-Off. *SPE Reservoir Engineering*, 3, 884-892.
- 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. *Adv Colloid Interface Sci*, 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, Salt Lake City, UT, June 27–30, 2010.*
- FERNØ, M. A., TORSVIK, M., HAUGLAND, S. & GRAUE, A. 2010b. Dynamic Laboratory Wettability Alteration. *Energy & Fuels*, 24, 3950-3958.
- FJELDE, I., ZUTA, J. & DUYILEMI, O. V. 2008. Oil Recovery from Matrix during CO₂-Foam Flooding of Fractured Carbonate Oil Reservoirs. *Society of Petroleum Engineers.*
- FJELLTVEIT SKAGSETH, T. 2012. *An Experimental Study of CO₂ Injection for Improved Oil Recovery in Fractured Chalk.* Mater Thesis, University of Bergen.
- FLEMING, P. D. & MANSOORI, J. 1987. An Accurate Numerical Technique for Solution of Convection-Diffusion Equations Without Numerical Dispersion. *SPE Reservoir Engineering*, 2, 373-386.
- FOSSE, E. 2012. *Et Eksperimentelt Studie av CO₂-injeksjon for Oljeutvinning i kalk.* Masteroppgave, Universitetet i Bergen.
- GAMAGE, P. & THYNE, G. 2011. Comparison of Oil Recovery by Low Salinity Waterflooding in Secondary and Tertiary Recovery Modes. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 30 October-2 November 2011, Denver, Colorado, USA.*

- GAO, B. & SHARMA, M. M. 2012. New Family of Anionic Surfactants for EOR Applications. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 8-10 October 2012, San Antonio, Texas, USA.*
- GAUGLITZ, P. A., FRIEDMANN, F., KAM, S. I. & ROSSEN, W. R. 2002. Foam Generation in Porous Media. *SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, 13-17 April 2002, Tulsa, Oklahoma.*
- 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. 2000. Numerical Study of Natural Convection and Diffusion in Fractured Porous Media. *SPE Journal*, 5, 12-20.
- GODA, H. & BEHRENBRUCH, P. 2011. A Universal Formulation For The Prediction Of Capillary Pressure. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 30 October-2 November 2011, Denver, Colorado, USA.*
- 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.
- GROGAN, A. T., PINCZEWSKI, V. W., RUSKAUFF, G. J. & ORR JR., F. M. 1988. Diffusion of CO₂ at Reservoir Conditions: Models and Measurements. *SPE Reservoir Engineering*, 3, 93-102.
- HABERMANN, B. 1960. 1540-G - The Efficiency of Miscible Displacement as a Function of Mobility Ratio. *Published in Petroleum Transactions, AIME, Vol. 219, 1960, pages 264-272.*
- 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 114165, 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.*
- HENRY, J. D. 1977. The Effect of Oil Price Policy on Tertiary Oil Recovery. *SPE Economics and Evaluation Symposium, 21-26 February 1977, Dallas, Texas.*
- HIRASAKI, G. J. & LAWSON, J. B. 1985. Mechanisms of Foam Flow in Porous Media- Apparent Viscosity in Smooth Capillaries. *SPE 12129-PA.*
- HOLM, L. W. 1986a. Miscibility and Miscible Displacement. *SPE 15794-PA, Journal of Petroleum Technology*, 38, 817-818.
- HOLM, L. W. 1986b. Miscibility and Miscible Displacement. *Journal of Petroleum Technology*, 38, 817-818.
- HOLM, L. W. 1987. Miscible Displacement. *In: BRADLEY, H. B. (ed.) Petroleum Engineering Handbook.* Texas: Society of Petroleum Engineers
- 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.

- HSU, W.-F., LI, X. & FLUMERFELT, R. W. 1992. Wettability of Porous Media by NMR Relaxation Methods. *SPE 24761, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 4-7 October 1992, Washington, D.C.*
- ISLAS-JUAREZ, R., SAMANEGO-V., F., LUNA, E., PÉREZ-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.*
- JIKICH, S. A., SMITH, D. H., SAMS, W. N. & BROMHAL, G. S. 2003. Enhanced Gas Recovery (EGR) with Carbon Dioxide Sequestration: A Simulation Study of Effects of Injection Strategy and Operational Parameters. *SPE Eastern Regional Meeting, 6-10 September 2003, Pittsburgh, Pennsylvania.*
- 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. 2003. A Model for Foam Generation in Homogeneous Media. *SPE Journal, 8, 417-425.*
- KAMATH, K. I., COMBERIATI, J. R., ZAMMERILLI, A. M., KYLE, C. C. & TAYLOR, B. D. 1981. TERTIARY OIL RECOVERY BY FLOODING WITH AQUEOUS CHEMICAL SOLUTIONS. *SPE California Regional Meeting, 25-27 March 1981, Bakersfield, California.*
- KOVSCSEK, 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.*
- KOVSCSEK, A. R., TANG, G. Q. & RADKE, C. J. 2007. Verification of Roof snap off as a foam-generation mechanism in porous media at steady state. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, 302, 251-260.*
- KUMAR, M., HOANG, V., SATIK, C. & ROJAS, D. H. 2005. High Mobility Ratio Water Flood Performance Prediction Challenges and New Insights. *SPE International Improved Oil Recovery Conference in Asia Pacific, 5-6 December 2005, Kuala Lumpur, Malaysia.*
- LAFORCE, T. & ORR, J., FRANKLIN 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.*
- LAKE, L. W. 1989. *Enhanced Oil Recovery.*
- 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, H., ZHENG, S. & YANG, D. 2011a. Enhanced Swelling Effect and Viscosity Reduction of Solvents-CO₂-Heavy Oil Systems. *SPE Heavy Oil Conference and Exhibition, 12-14 December 2011, Kuwait City, Kuwait.*
- LI, R. F., HIRASAKI, G. J., MILLER, C. A. & SHEHADEH, K. M. 2011b. Wettability Alteration and Foam Mobility Control in a Layered 2-D Heterogeneous System. *SPE 141462-MS, SPE International Symposium on Oilfield Chemistry, 11-13 April 2011, The Woodlands, Texas, USA.*
- LI, R. F., YAN, W., LIU, S. & HIRASAKI, G. J. 2010. Foam Mobility Control for Surfactant Enhanced Oil Recovery. *SPE 113910, 15, 934-948.*
- LIEN, J. R. 2011. *PTEK212 Reservoarteknikk I*, Bergen, Institutt for fysikk og teknologi, Universitetet i Bergen.

- LIN, Y. & YANG, G. 2006. A Successful Pilot Application for N₂ Foam Flooding in Liaohe Oilfield. *SPE Asia Pacific Oil & Gas Conference and Exhibition, 11–13 September 2006, Adelaide, Australia.*
- LIU, Y., GRIGG, R. B. & SVEC, R. K. 2006. Foam Mobility and Adsorption in Carbonate Core. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, 22-26 April 2006, Tulsa, Oklahoma, USA.*
- LUO, K. & CHEN, G. 2001. Application of the Gas-Oil Interfacial Tension to Determine Minimum Miscibility Pressure. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 12 - 14 2001, Calgary, Alberta.*
- MAI, A. & KANTZAS, A. 2007. Heavy Oil Waterflooding Effects of Flow Rate and Oil Viscosity. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 12 - 14, 2007 2007, Calgary, Alberta.*
- 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.*
- MASALMEH, S. K., WEI, L. & BLOM, C. P. A. 2011. Mobility Control for Gas Injection in Heterogeneous Carbonate Reservoirs: Comparison of Foams versus Polymers. *SPE Middle East Oil and Gas Show and Conference, 25-28 September 2011, Manama, Bahrain.*
- 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*, 11, 707-718.
- METZ, B., DAVIDSON, O., DE CONINCK, H., LOOS, M. & MEYER, L. 2005. *CARBON DIOXIDE CAPTURE AND STORAGE, CANADA, CAMBRIDGE UNIVERSITY PRESS.*
- MEYER, J. P. 2012. Summary of Carbon Dioxide Enhanced Oil Recovery (CO₂EOR) Injection Well Technology.
- MIHCAKAN, M. & POETTMANN, F. H. 1994. Minimum Miscibility Pressure, Rising Bubble Apparatus, and Phase Behavior. *SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, 17-20 April 1994, Tulsa, Oklahoma.*
- 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.*
- 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.
- NGAI, C. C., BORCHERT, G., HO, K. T., LEE, S., LEITCH, D. & MELESHKO, D. 1996. Greenhouse Gas Reduction Strategy: A Team Approach To Resource Management. *SPE Health, Safety and Environment in Oil and Gas Exploration and Production Conference, 9-12 June 1996, New Orleans, Louisiana.*
- 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.*
- OKASHA, T. M., FUNK, J. J. & AL-ENEZI, S. M. 2003. Wettability and Relative Permeability of Lower Cretaceous Carbonate Rock Reservoir, Saudi Arabia. *Middle East Oil Show, 9-12 June 2003, Bahrain.*

- OKASHA, T. M., FUNK, J. J. & AL-RASHIDI, H. N. 2007. Fifty Years of Wettability Measurements in the Arab-D Carbonate Reservoir. *SPE 105114, SPE Middle East Oil and Gas Show and Conference, 11-14 March 2007, Kingdom of Bahrain.*
- 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, Universitetet i Bergen, Matematisk institutt.
- PICHA, M. S. 2007. ENHANCED OIL RECOVERY BY HOT CO₂ FLOODING. *SPE Middle East Oil and Gas Show and Conference, 11-14 March 2007, Kingdom of Bahrain.*
- RANSOHOFF, T. C. & RADKE, C. J. 1988. Mechanisms of Foam Generation in Glass-Bead Packs. *SPE Reservoir Engineering*, 3, 573-585.
- REIS, J. C. 1990. Oil Recovery Mechanisms in Fractured Reservoirs During Steam Injection. *SPE/DOE Enhanced Oil Recovery Symposium, 22-25 April 1990, Tulsa, Oklahoma.*
- ROEBUCK, I. F. J. 1961. The Future Outlook for Tertiary Recovery. *Journal of Petroleum Technology*, 13, 416-418.
- ROMERO-ZERON, L. & KANTZAS, A. 2004. Influence of Wettability on Foamed Gel Mobility Control Performance in Unconsolidated Porous Media. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 8 - 1, 2004 2004, Calgary, Alberta.*
- ROMERO-ZERÓN, L. & KANTZAS, A. 2007. The Effect of Wettability and Pore Geometry on Foamed-Gel-Blockage Performance. *SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 10, 150-163.
- ROMERO, C., VALERO, E. M., ALVAREZ, J. M. & ROMERO, O. M. 2001. Designing a Mobility Control Foam for Western Venezuela Reservoirs: Experimental Studies. *SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, 25-28 March 2001, Buenos Aires, Argentina.*
- ROSA, M. & BRANCO, C. 2012. Optimizing CO₂ Injection in an Offshore Field Considering Operational Constraints. *SPE Latin America and Caribbean Petroleum Engineering Conference, 16-18 April 2012, Mexico City, Mexico.*
- ROSEN, M. J. & KUNJAPPU, J. T. 2012. *Surfactants and Interfacial Phenomena*, USA, WILEY.
- ROSSEN, W. R. 1988. Theories of Foam Mobilization Pressure Gradient. *SPE Enhanced Oil Recovery Symposium, 16-21 April 1988, Tulsa, Oklahoma.*
- ROSSEN, W. R. 1995. Modeling Foam Mobility in Porous Media. *SPE Advanced Technology Series*, 3, 146-153.
- ROSSEN, W. R. 1996. Foam In Enhanced Oil Recovery. In: PRUD'HOMME, R. K. & KHAN, S. A. (eds.) *Foams*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- SANDERS, A. W., JONES, R. M., LINROTH, M. & NGUYEN, Q. P. 2012. Implementation of a CO₂ Foam Pilot Study in the SACROC Field: Performance Evaluation. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 8-10 October 2012, San Antonio, Texas, USA.*
- SEETHEPALLI, A. & ADIBHATLA, B. 2004. Wettability Alteration During Surfactant Flooding of Carbonate Reservoirs. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery, 17-21 April 2004, Tulsa, Oklahoma.*
- SELLEY, R. C. 1998. Elements of Petroleum Geology.
- SHEDID, S. A., ZEKRI, A. Y. Z. & ALMEHAIDEB, R. A. 2008. Optimization of Carbon Dioxide Flooding For a Middle-Eastern Heterogeneous Oil Reservoir. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 17 - 19, 2008 2008, Calgary, Alberta.*

- SIDDIQUI, S. & TALABANI, S. 1997. A Laboratory Investigation of Foam Flow in Low-Permeability Berea Sandstone Cores. *SPE Production Operations Symposium, 9-11 March 1997, Oklahoma City, Oklahoma.*
- SKARESTAD, M. & SKAUGE, A. 2011. *Reservoartenikk 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*. Universitet 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.*
- SMITH, D. H. 1988. *Surfactant-Based Mobility Control, Progress in Miscible-Flood Enhanced Oil Recovery*, USA, Washington, DC, American Chemical Society.
- SPIROV, P., RUDYK, S. N. & KHAN, A. A. 2012. Foam Assisted WAG, Snorre Revisit with New Foam Screening Model. *North Africa Technical Conference and Exhibition, 20-22 February 2012, Cairo, Egypt.*
- STOSUR, G. J., HITE, J. R., CARNAHAN, N. F. & MILLER, K. 2003. The Alphabet Soup of IOR, EOR and AOR: Effective Communication Requires a Definition of Terms. *SPE International Improved Oil Recovery Conference in Asia Pacific, 20-21 October 2003, Kuala Lumpur, Malaysia.*
- 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, 1-4 October 2000, Dallas, Texas.*
- TIAB, D. & DONALDSON, E. C. 2012. *Petrophysics : Theory and Practice of Measuring Reservoir Rock and Fluid Transport Properties*, USA, Gulf Professional Publishing.
- XU, W., AYIRALA, S. C. & RAO, D. N. 2005. Measurement of Surfactant-Induced Interfacial Interactions at Reservoir Conditions. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 9-12 October 2005, Dallas, Texas.*
- YAGHOUBI, H., TSAU, J. S. & HELLER, J. P. 1996. Improving CO₂ Floods in Heterogeneous Media. *SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, 21-24 April 1996, Tulsa, Oklahoma.*
- 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.
- ZHOU, W., DONG, M., LIU, Q. & XIAO, H. 2005. Experimental Investigation of Surfactant Adsorption on Sand and Oil-Water Interface in Heavy Oil/Water/Sand Systems. *Canadian International Petroleum Conference, Jun 7 - 9, 2005 2005, Calgary, Alberta.*
- ZOLOTUKHIN, A. B. & URSIN, J.-R. 2000. *Introduction to Petroleum Reservoir Engineering*, Norway, HøyskoleForlaget.

Appendiks

Beregning av usikkerheter

Målinger, beregninger og oppnådde resultater ved hjelp av eksperimentelt arbeid utført på laboratoriet er vanligvis forbundet med usikkerhet som leder til at hver enkel målt verdi ligger i et intervall der den sanne verdien, med en viss sannsynlighet, ligger.

For hver enkel måling kan den totale usikkerheten skyldes ulike type feil (usikkerhet) der tilfeldige feil og systematiske feil er av interesse for våre målinger.

Tilfeldige feil leder vanligvis til at den målte verdien avviker tilfeldig fra den sanne verdien, mens systematiske feil leder til at den målte verdien avviker fra den sanne verdien på en bestemt måte eller i en bestemt retning.

For beregning av usikkerheter, som følge av tilfeldige feil, bruker vi feilforplantningsloven. Usikkerheten δ_f til en verdi f , når f er en funksjon av $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$, blir (Deming, 1964, Miller and Miller, 1984):

$$\delta_f = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial f}{\partial x_i} \cdot \delta_{x_i} \right)^2} \quad (\text{A.1})$$

Der $i = 1, \dots, n$ og x_i er uavhengige (ukorrelerte) variabler med uavhengige usikkerheter δ_{x_i} .

Bolkvolumet til kjerneprøver, $V_{b,kjerne}$, ble beregnet etter ligning (1.1.2), og usikkerheten i beregning av bulkvolum, $\delta_{V_{b,kjerne}}$ blir:

$$\delta_{V_{b,kjerne}} = \sqrt{\left(\frac{\partial V_{b,kjerne}}{\partial D} \cdot \delta_D \right)^2 + \left(\frac{\partial V_{b,kjerne}}{\partial L} \cdot \delta_L \right)^2} \quad (\text{A.2a})$$

Der δ_D er usikkerheten i diameteren og δ_L er usikkerheten i lengden. Ligning (A.2a) gir:

$$\delta_{V_{b,kjerne}} = \sqrt{\left(\frac{\pi}{2} \cdot D \cdot L \cdot \delta_D \right)^2 + \left(\pi \cdot \left(\frac{D}{4} \right)^2 \cdot \delta_L \right)^2} \quad (\text{A.2b})$$

Bolkvolumet til blokker, $V_{b,blokk}$, ble beregnet etter ligning (1.1.3), og usikkerheten i beregning av bulkvolum, $\delta_{V_{b,blokk}}$ blir:

$$\delta_{V_{b,blokk}} = \sqrt{\left(\frac{\partial V_{b,blokk}}{\partial L} \cdot \delta_L \right)^2 + \left(\frac{\partial V_{b,blokk}}{\partial B} \cdot \delta_B \right)^2 + \left(\frac{\partial V_{b,blokk}}{\partial H} \cdot \delta_H \right)^2} \quad (\text{A.3a})$$

Der δ_B er usikkerheten i bredden til blokkene og δ_H er usikkerheten i høyden til blokkene. Ligning (A.3a) gir:

$$\delta_{V_{b,blokk}} = \sqrt{(B \cdot H \cdot \delta_L)^2 + (L \cdot H \cdot \delta_B)^2} \quad (\text{A.3b})$$

Porevolumet, PV , ble beregnet etter ligning $PV = \frac{m_{mettet} - m_{tørr}}{\rho_{fluid}}$, og usikkerheten i beregning av porevolum, δ_{PV} , blir:

$$\delta_{PV} = \sqrt{\left(\frac{\partial PV}{\partial m_{mettet}} \cdot \delta_{m_{mettet}}\right)^2 + \left(\frac{\partial PV}{\partial m_{tørr}} \cdot \delta_{m_{tørr}}\right)^2 + \left(\frac{\partial PV}{\partial \rho_{fluid}} \cdot \delta_{\rho_{fluid}}\right)^2} \quad (\text{A.4a})$$

Der $\delta_{m_{mettet}}$ er usikkerheten i massen til prøven etter metning, $\delta_{m_{tørr}}$ er usikkerheten i massen til prøven før metning og $\delta_{\rho_{fluid}}$ er usikkerheten i massetettheten til fluidet som blir brukt for metning av prøven. Ligning (A.4a) gir:

$$\delta_{PV} = \sqrt{\left(\frac{1}{\rho_{fluid}} \cdot \delta_{m_{mettet}}\right)^2 + \left(\frac{-1}{\rho_{fluid}} \cdot \delta_{m_{tørr}}\right)^2 + \left(-\left(\frac{m_{mettet} - m_{tørr}}{\rho_{fluid}^2}\right) \cdot \delta_{\rho_{fluid}}\right)^2} \quad (\text{A.4b})$$

Porøsiteten, \emptyset , ble beregnet etter ligning (1.1.4), og usikkerheten i beregning av porøsitet, δ_{\emptyset} , blir:

$$\delta_{\emptyset} = \sqrt{\left(\frac{\partial \emptyset}{\partial V_p} \cdot \delta_{V_p}\right)^2 + \left(\frac{\partial \emptyset}{\partial V_b} \cdot \delta_{V_b}\right)^2} \quad (\text{A.5a})$$

Der δ_{V_p} er usikkerheten i porevolumet og δ_{V_b} er usikkerheten i bulkvolumet. Ligning (A.5a) gir:

$$\delta_{\emptyset} = \sqrt{\left(\frac{1}{V_b} \cdot \delta_{V_p}\right)^2 + \left(-\frac{V_p}{V_b^2} \cdot \delta_{V_b}\right)^2} \quad (\text{A.5b})$$

Oljemetningen, S_o , ble beregnet etter ligning (1.2.4), og usikkerheten i beregning av oljemetningen, δ_{S_o} , blir:

$$\delta_{S_o} = \sqrt{\left(\frac{\partial S_o}{\partial S_{oi}} \cdot \delta_{S_{oi}}\right)^2 + \left(\frac{\partial S_o}{\partial V_{produisert\ olje}} \cdot \delta_{V_{produisert\ olje}}\right)^2 + \left(\frac{\partial S_o}{\partial V_p} \cdot \delta_{V_p}\right)^2} \quad (\text{A.6a})$$

Der $\delta_{S_{oi}}$ er usikkerheten i initiell oljemetning, $\delta_{V_{produisert\ olje}}$ er usikkerheten i produsert oljevolum fra prøven og δ_{V_p} er usikkerheten i porevolum til prøven. Ligning (A.6a) gir:

$$\delta_{S_o} = \sqrt{\left(\delta_{S_{oi}}\right)^2 + \left(\frac{-1}{V_p} \cdot \delta_{V_{produisert\ olje}}\right)^2 + \left(\frac{V_{produisert\ olje}}{V_p^2} \cdot \delta_{V_p}\right)^2} \quad (\text{A.6b})$$

Den absolutte permeabiliteten, K , ble beregnet etter ligning (1.3.1.1), og usikkerheten i beregning av den absolutte permeabiliteten, δ_K , blir:

$$\delta_K = \sqrt{\left(\frac{\partial K}{\partial Q} \cdot \delta_Q\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial \mu} \cdot \delta_\mu\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial L} \cdot \delta_L\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial A} \cdot \delta_A\right)^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial \Delta P} \cdot \delta_{\Delta P}\right)^2} \quad (\text{A.7a})$$

Der δ_Q er usikkerheten i volumstrømmen, δ_μ er usikkerheten i viskositeten til anvendt fluid, δ_A er usikkerheten i tverrsnittsarealet til prøven, og $\delta_{\Delta P}$ er usikkerheten i trykkdifferansen over prøven. Ligning (A.7a) gir:

$$\delta_K = \sqrt{\left(\frac{\mu \cdot L}{A \cdot \Delta P} \cdot \delta_Q\right)^2 + \left(\frac{Q \cdot L}{A \cdot \Delta P} \cdot \delta_\mu\right)^2 + \left(\frac{Q \cdot \mu}{A \cdot \Delta P} \cdot \delta_L\right)^2 + \left(-\frac{Q \cdot \mu \cdot L}{A^2 \cdot \Delta P} \cdot \delta_A\right)^2 + \left(-\frac{Q \cdot \mu \cdot L}{A \cdot (\Delta P)^2} \cdot \delta_{\Delta P}\right)^2} \quad (\text{A.7b})$$

Input fil til numerisk modell for vannflømming av kjerneprøver

```
** *****
**
**          *IO
**
** *****

*TITLE1
**Strongly Water Wet Chalk Core
'SWW Chalk Core'

**USING LAB UNITS
*INUNIT *LAB

** *****
**
**          *GRID
**
** *****

**Total # of grid cells 3825
*GRID *VARI 85 1 45
*KDIR *DOWN

**Dimensions for the core:
**Core length in x-direction 8.300 cm
**1x0.01cm + 83x0.1cm + 1x0.01cm
*Dl *IVAR
1*0.01 83*0.1 1*0.01

**The diameter of the core: 5.080 cm
**We use 4.5 cm in y- and z-direction to obtain the same cross sectional area
**y-direction
**1x4.5cm
*Dj *CON      4.5

**z-direction
*Dk *KVAR
45*0.1

**Porosity values for 3825 cells
**Matrix porosity = 0.473, fracture porosity = 0.999
**Inlet and outlet porosity = 0.999
*POR *ALL
3825*0.473
*MOD
1      1      1:45   = 0.999
85     1      1:45   = 0.999
2:84   1      23     = 0.999

**Permeability values for 3825 cells in x-direction
**Matrix permeability = 3.4 mD, fracture permeability = 2247 mD
**Inlet and outlet permeability = 5000 mD
*PERMI *ALL
3825*3.4
```

```

*MOD
1      1      1:45  = 5000
85     1      1:45  = 5000
2:84   1      23    = 2247

**Permeability values for 3825 cells in y-direction
**Matrix permeability = 3.4 mD, fracture permeability = 2247 mD
**Inlet and outlet permeability = 5000 mD
*PERMJ *ALL
3825*3.4
*MOD
1      1      1:45  = 5000
85     1      1:45  = 5000
2:84   1      23    = 2247

**Permeability values for 3825 cells in z-direction
**Matrix permeability = 3.4 mD, fracture permeability = 2247 mD
**Inlet and outlet permeability = 5000 mD
*PERMK *ALL
3825*3.4
*MOD
1      1      1:45  = 5000
85     1      1:45  = 5000
2:84   1      23    = 2247

**Pinched block = 0, active block = 1
*PINCHOUTARRAY *CON 1

*SECTORARRAY 'INLET' *ALL
3825*0
*MOD
1      1      1:45  = 1

*SECTORARRAY 'OUTLET' *ALL
3825*0
*MOD
85     1      1:45  = 1

*SECTORARRAY 'FRACTURE' *ALL
3825*0
*MOD
2:84   1      23    = 1

*SECTORARRAY 'MATRIX' *ALL
3825*1
*MOD
1      1      1:45  = 0
85     1      1:45  = 0
2:84   1      23    = 0

*DEPTH-TOP *ALL
85*0.0
85*0.1
85*0.2
85*0.3
85*0.4
85*0.5

```

85*0.6
85*0.7
85*0.8
85*0.9
85*1.0
85*1.1
85*1.2
85*1.3
85*1.4
85*1.5
85*1.6
85*1.7
85*1.8
85*1.9
85*2.0
85*2.1
85*2.2
85*2.3
85*2.4
85*2.5
85*2.6
85*2.7
85*2.8
85*2.9
85*3.0
85*3.1
85*3.2
85*3.3
85*3.4
85*3.5
85*3.6
85*3.7
85*3.8
85*3.9
85*4.0
85*4.1
85*4.2
85*4.3
85*4.4

**Null block = 0 , active block = 1

*NULL *CON 1

**

** *MODEL

**

*MODEL *OILWATER

*DENSITY *OIL 0.73

*DENSITY *GAS 7.0E-04

*DENSITY *WATER 1.05

**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)  vis,cp   vis,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

*BWI 1.0

*CW 0

*VWI 1.09

*CVW 0

**

** *ROCKFLUID

**

*ROCKFLUID

*KROIL

**Fracture

*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      1      150.0
      0.36    0.001  0.9    120.0
      0.39    0.004  0.75   85.0

```

0.44	0.007	0.6	55.0
0.5	0.02	0.38	33.0
0.52	0.03	0.32	26.5
0.54	0.045	0.25	20.1
0.55	0.05	0.23	18.7
0.564	0.07	0.2	16.9
0.632	0.15	0.1	15.7
0.674	0.23	0.05	14.8
0.702	0.28	0.02	14.3
0.71	0.3	0.01	14.1
0.718	0.32	0.001	14.0
0.722	0.328	0	-15.0

*RTYPE *ALL

**Inlet = 1, outlet = 1, fracture = 1, matrix = 2:

3825*2

*MOD

1	1	1:45	= 1
85	1	1:45	= 1
2:84	1	23	= 1

**

** *INITIAL

**

*INITIAL

*USER_INPUT

**Pressure in kPa

**Experiments at 90 bar (9000 kPa)

*PRES *CON 9000

*PB *CON 0.0

**Initial saturation: Soi=0.66, Swi=0.34

*SO *ALL

3825*0.66

*MOD

1	1	1:45	= 0
85	1	1:45	= 1
2:84	1	23	= 1

*NUMERICAL

*NCUTS 80

*NORTH 80

*ITERMAX 80

*CONVERGE *MAXRES 0.001

**

** *RUN

**

*RUN

*DATE 2013 5 23

```

**Define wells
**Injection rate: 4 ml/h = 0.07 ccm/min
*WELL 'INJECTOR'
INJECTOR *MOBWEIGHT 'INJECTOR'
*INCOMP *WATER
*OPERATE *MAX *STW 0.07 *CONT

*WELL 'PRODUCER'
*PRODUCER 'PRODUCER'
*OPERATE *MIN *BHP 8999 *CONT

```

```

**Well geometry
**
**          rad      geofac  wfrac  skin
** -----
*GEOMETRY  *K        0.01    0.24   1     0

```

```

*PERF *GEO 'INJECTOR'
** if jf kf ff
** -----
  1 1 1:45 1

```

```

*PERF *GEO 'PRODUCER'
** if jf kf ff
** -----
 85 1 1:45 1

```

```

*OPEN 'INJECTOR'
*OPEN 'PRODUCER'

```

```

TIME 60
TIME 120
TIME 180
TIME 240
TIME 300
** ...
** ...
** ...
TIME 2760
TIME 2820
TIME 2880
TIME 2940
TIME 3000
*STOP

```