

Rapport nr. 4304/123

Kompaktanlegg for enzymatisk prosessering av ferske marine biprodukter

Forprosjekt

RAPPORTTITTEL

Kompaktanlegg for enzymatisk prosessering av ferske marine biprodukter

RAPPORTNUMMER	4304/123	PROSJEKTNUMMER	4304
UTGIVER	RUBIN	DATO	April 2005

UTFØRENDE INSTITUSJONER

EPCON Energy & Process Control AS
Ladevn. 9D
7041 Trondheim

Kontaktpersoner: Leif Grimsmo (lg@epcon.org)

SINTEF Fiskeri og havbruk AS
Brattørkaia 17B
7010 Trondheim

Stig Jansson (stig.jansson@sintef.no)

SAMMENDRAG OG KONKLUSJONER

Gjennom direkte prosessering ved hjelp av enzymatisk hydrolyse ”på stedet” hvor biproduktene oppstår er det mulig å bevare råstoffenes unike kvaliteter, for derved å gi produktene økt verdi. Prosjektets formål har vært å foreta en innledende vurdering av hydrolyseprosessen og vurdere grunnlaget for design av en kostnadseffektiv og kompakt prosesslinje.

SINTEF har gjort hydrolyseforsøk i lab skala av to typer biprodukter som anses som industrielt interessante: rygger/hoder av laks og filetavskjær av torsk fra landindustrien. Hydrolyseforsøk ved bruk av ulike enzymer, ulike konsentrasjoner av disse, ulik vanntilsats, variasjon i pH, samt og etterhydrolysing av sedimentfraksjoner, viser et stort spekter av sammenhenger mellom prosessbetingelser og produktutbytte. Hva som er det økonomisk og industrielt optimale anlegget er imidlertid helt avhengig av markedets krav til produksjonsprosessen, produktene og prising av de ulike produktene. Det er gjort økonomiske beregninger med varierende markedspriser for FPH og for olje. I kalkylene har, foruten råstoffkostnadene, enzymkostnadene vist seg å være den viktigste økonomiske variabelen.

Det er vist en klar sammenheng mellom økende utbytte av FPH og økende vanntilsats i hydrolyseprosessen.

Det er også gjort et designstudie av en prototyp kompakt småskala inndamper der det er lagt vekt på driftssikkerhet under vanskelige forhold (som bevegelser i fiskebåt) og kompakthet.

Hovedkonklusjonen er at et anlegg for enzymatisk prosessering av ferske biprodukter fra fisk må være av viss størrelse, samt ha tilstrekkelig og jevn tilgang på råstoff for å forsvare drifts- og anleggsinvesteringer. Basert på tilgjengelig markedsinformasjon, som riktignok er meget ufullstendig, vil en anleggskapasitet på 3 tonn/t, som var utgangspunktet for dette forprosjektet, med ”dagens” produktpriiser sannsynligvis være for liten. Ut i fra tilgjengelig markedsinformasjon, plassbehov om bord, investeringskostnad og årlig driftsmønster for ombordproduserende fiskebåter, vil det mest nærliggende være å ta med restråstoff på land for foredling i et landbasert anlegg. Når det gjelder nybygg, hvor en i utgangspunktet kan prosjektere med et foredlingsanlegg for restråstoff om bord, kan situasjonen imidlertid være annerledes. En økning i oljepris (høykvalitetsolje), eller FPH-pris, vil ha stor innvirkning på minimum anleggstørrelse.

Forprosjektet er i tillegg til egeninnsats finansiert av RUBIN og Innovasjon Norge.

SLUTTRAPPORT RUBIN

Forprosjekt Fase I: Kompaktanlegg for enzymatisk prosessering av ferske biprodukter

SINTEF Fiskeri og Havbruk

EPCON Energy & Process Control AS

UTFØRENDE INSTITUSJONER

SINTEF Fiskeri og Havbruk
EPCON Energy & Process Control AS

Kontaktpersoner:

Stig Jansson (SINTEF) og Leif Grimsmo (EPCON Energy & Process Control AS)

SAMMENDRAG

Nærheten til biprodukter av hyperfersk kvalitet vil kunne gi mulighet for å fremskaffe unike produkter. Gjennom direkte prosessering ved hjelp av enzymatisk hydrolyse ”på stedet” hvor biproduktene oppstår, er det mulig å bevare råstoffenes unike kvaliteter for derved å gi produktene økt verdi. En slik tilnærming er et alternativ til ensileringsprinsippet, der biproduktene konserveres med syre for å kunne mellomlagres før videre prosessering.

Dette forprosjektets formål har vært å gi en innledende evaluering m.h.t. design av hydrolyseprosessen og grunnlaget for at en slik prosess og produksjonslinje kan gjøres så kostnadseffektiv og kompakt som mulig med utgangspunkt i et råstoffvolum i størrelsesorden 3 tonn i timen.

SINTEF har bidratt med praktisk gjennomføring av et stort antall hydrolyseforsøk i laboratorieskala i forbindelse med dette prosjektet. Det er gjort analyser av to typer biprodukter: rygger og hoder av laks og filetavskjær av torsk fra landindustrien (rygger, skinn, utvaskede nakkestykker og bein fraksjoner fra farsemaskin).

Hydrolyseforsøk, ved bruk av ulike enzymer, ulike konsentrasjoner av disse, ulik vanntilsats, variasjon i pH, og etterhydrolysering av sedimentfraksjoner viser et stort spekter av sammenhenger mellom prosessbetingelser og produktutbytte. Hva som er det økonomisk og industrielt optimale design for et anlegg er imidlertid helt avhengig av markedets krav til produksjonsprosessen, det som skal produseres og markedets prising av de ulike produktene.

Markedspris på ensilasje og olje er tilgjengelig, mens prisen på et konsentrat (eller tørt pulver) basert på den vannløste proteinfraksjonen (FPH) etter hydrolyse og separering har det ikke vært mulig å finne. Det er likevel gjort økonomiske beregninger med varierende markedspriser for FPH og for olje, samt for ulike anleggsinvesteringer. I de ulike kalkylene har, foruten råstoffkostnaden, enzym kostnaden vist seg å være den viktigste økonomiske variabelen.

Det er vist en klar sammenheng mellom økende utbytte av FPH og økende vanntilsats i hydrolyseprosessen. I dette forprosjektet var maksimal vanntilsats 1:1 (råstoff:vann). I videre arbeid vil det derfor være viktig å undersøke om vi får et vesentlig høyere utbytte ved å øke vanntilsatsen ut over 1:1, og hvilke konsekvenser dette vil få for drifts- og anleggskostnader.

Det er også gjort en designstudie av en prototyp kompakt småskala inndamper. Design av denne er basert på: væskedata fra ulike typer marine hydrolysat og inndampingsforsøk på pilotanlegg. Det er i tillegg lagt vekt på driftsikkerhet under vanskelige forhold (som bevegelser i fiskebåt) og kompakthet.

En enkel kalkylemodell med ulike prosessbetingelser, kapasitetsutnyttelse på anlegg og markedspriser for sluttprodukter viser faktorer som bestemmer mulig (minimum) anleggsstørrelse og kapasitetsutnyttelse, samt minimum råstoffgrunnlag, for en komplett hydrolyselinje for laksebiprodukter.

Hovedkonklusjonen er at et anlegg for enzymatisk prosessering av ferske biprodukter fra fisk må være av viss størrelse og samt ha tilstrekkelig og jevn tilgang på råstoff for å forsvare drifts- og anleggsinvesteringer. Basert på tilgjengelig markedsinformasjon, som riktignok er meget ufullstendig, vil en anleggskapasitet på 3 tonn/t, som var utgangspunktet for dette forprosjektet, med ”dagens” produktpriser sannsynligvis være for liten.

Forprosjektet er i tillegg til egeninnsats fra EPCON Energy & Process Control AS finansiert av RUBIN og Innovasjon Norge.

Kjartan Sandnes ved Marine Bioproducts AS har vært RUBINs faglige rådgiver for prosjektet.

- INNHOLD -

	Side
SAMMENDRAG	2
1. INNLEDNING	5
2. MÅL OG OMFANG	6
3. ANLEGG OG PROSESS – PRINSIPP	7
3.1 Teknologi og prinsipper for hydrolyse	7
3.2 Markedsundersøkelse kompaktanlegg	8
3.3 Inndamping, tørking og plassbehov kompaktanlegg	9
3.3.1 Inndamping	9
3.3.2 Tørking	10
3.3.3 Kompakt inndampingsanlegg	10
3.3.4 Plassbehov kompaktanlegg	12
4. RESULTATER FRA HYDROLYSEFORSØKENE	13
4.1 Hydrolyseforsøk laks – hode og rygg	13
4.1.1 Material og metode laks – hode og rygg	14
4.1.2 Resultater	16
4.2 Hydrolyseforsøk torsk – filetavskjær	21
4.2.1 Material og metode torsk – filetavskjær	21
4.2.2 Resultater	24
5. ØKONOMI	28
5.1 Anlegg og kalkyler laks – hode og rygg	28
5.2 Enzymkostnader ved ulike enzymer torsk – filetavskjær	36
6. OPPSUMMERING	39
7. REFERANSER	41
8. APPENDIKS	42

1 INNLEDNING

I følge RUBINs årsberetning for 2003 ble det fra oppdrettsfisk og villfisk produsert 185.000 tonn ensilasje i 2003. Ensilasje fra villfisk har i hovedsak blitt benyttet som ingrediens i fôr til oppdrettsfisk, mens ensilasjonen fra oppdrettsfisk, hovedsakelig laks, har gått til svin, fjørfe og pelsdyr.

Markedet for produkter basert på ensilasje begrenser seg til deler av fôr markedet og til teknisk anvendelse. Prisen på ensilasjonen har ligget rundt selvkost, eller lavere, og produsentene etterspør i økende grad alternativer for bedre betalte anvendelser av biprodukter. Potensialene for økt verdiskapning fra marine biprodukter er størst ved mer høyverdig foredling av biproduktene og RUBIN legger stor vekt på utviklingen av en norsk konsum- og ingrediensindustri basert på marine biprodukter.

Det finnes flere måter å prosessere ferskt råstoff på for å kunne separere ut olje og protein. En måte er å benytte industrielle enzymer for hydrolyse av fiskeråstoffet. Gjennom enzymhydrolysen spaltes proteinet, og det legges et grunnlag for separering av de ulike proteinfraksjonene og olje. I motsetning til å benytte fiskens egne enzymer, vil en med bruk av industrielt fremstilte enzymer få en raskere prosess og bedre kontroll med prosess og produkt.

I dette forprosjektet er det tatt utgangspunkt i et kompaktanlegg for enzymatisk prosess med volum på 3 tonn restråstoff per time. Å gjennomføre en kontrollert enzymatisk hydrolyseprosess i kompakt utførelse er på ingen måte en "rett frem" affære. Dette fordi flere utfordringer skal forseres. Når prosessen skal være "på stedet" krever det en kompakt utførelse som i sin tur krever minimalt antall komponenter og komprimert utstyr. Funksjonaliteten må være enkel og ha en stor grad av automatisering. Investering i kompaktanlegg skal være lønnsom til tross for håndtering av, i industriell sammenheng, mindre råstoffvolum.

SINTEF Fiskeri og Havbruk arbeidet i år 2000 med en prosess hvor man på en forholdsvis enkel og rimelig måte kunne utnytte biprodukter fra fabrikktrålerflåten. Et prosjekt ble initiert sammen med Sætremyr AS hvor deler av prosessen ble utprøvd ombord på rederiets fabrikktråler. Her ble det vist at prinsippene fungerte for å oppnå protein i en økt konsentrasjon, utvinning av en oljefraksjon og mulighet til isolering av beinfraksjon for videre fremstilling av gelatin eller kalsium derivater. RUBIN var med og finansierte dette prosjektet (prosjekt nr. 4301 / 1999-2000).

Dette forprosjektet: Fase I "Kompaktanlegg for enzymatisk prosessering av ferske biprodukter" er bygget på erfaringer fra fabrikktrål prosjektet. Prosjektet kan også ses i sammenheng med RUBIN rapporten "*Kontinuerlig enzymprosessering av ferske marine biprodukter*" som ble gjennomført ved Marine Bioproducts AS sitt anlegg på Skaganeset i Skogsvåg (prosjekt nr. 4503 / 2003).

Trondheim, mars 2005

2 MÅL OG OMFANG

Hensikten med dette forprosjektet har vært å gi en innledende vurdering av mulighetene for å kunne prosessere meget ferske biprodukter lokalt ved bruk av kompakt prosesseteknologi på en lønnsom måte.

Innledningsvis ble det gjort et søk for å finne en oversikt over eksisterende teknologi for landbasert- og fiskebåtbasert produksjon av olje, hydrolysat og sediment fraksjon. Det er også gjort en undersøkelse for å se på patentsituasjonen vedrørende en slik prosess (kap.3).

Det var ved prosjektstart også hensikten å gjøre en foreløpig markedsundersøkelse for kompaktanlegg. Av årsaker, også nevnt i kap. 3.2, ble det konkludert med at det ikke forelå et tilstrekkelig grunnlag til å gjennomføre en slik markedsundersøkelse. Primært var det usikkerhet rundt markedspriser for mulige sluttprodukter, og det at et foredlingsanlegg for restråstoff skulle vise seg å ha behov for et relativt stort råstoffvolum, som gjorde det lite hensiktsmessig å foreta en slik undersøkelse.

Basert på analyse av væskedata fra inndampingsforsøk, og erfaringer med ulike typer marine hydrolysater er det vist et forslag til en prototyp kompakt små-skala inndamper (kap. 3.3.3). I dette designet er det spesielt lagt vekt på: stor driftsikkerhet under vanskelige forhold, som bevegelser i fiskebåt, fleksibilitet og kompakthet.

Det ble gjennomført innledende laboratorieskala produksjon (hydrolyse og separasjon) på to standard biprodukter: Hoder og rygger fra et lakseslakteri og filet avskjær fra torskefisk (kap. 4.1 og 4.2). I utgangspunktet skulle det prosesseres tre forskjellige ”typiske” biprodukter, men på grunn av at forsøkene viste seg såpass ressurskrevende måtte undersøkelsene begrenses til to restråstoff. Til gjengjeld ble et stort antall prosessbetingelser testet og evaluert for disse råstoffene.

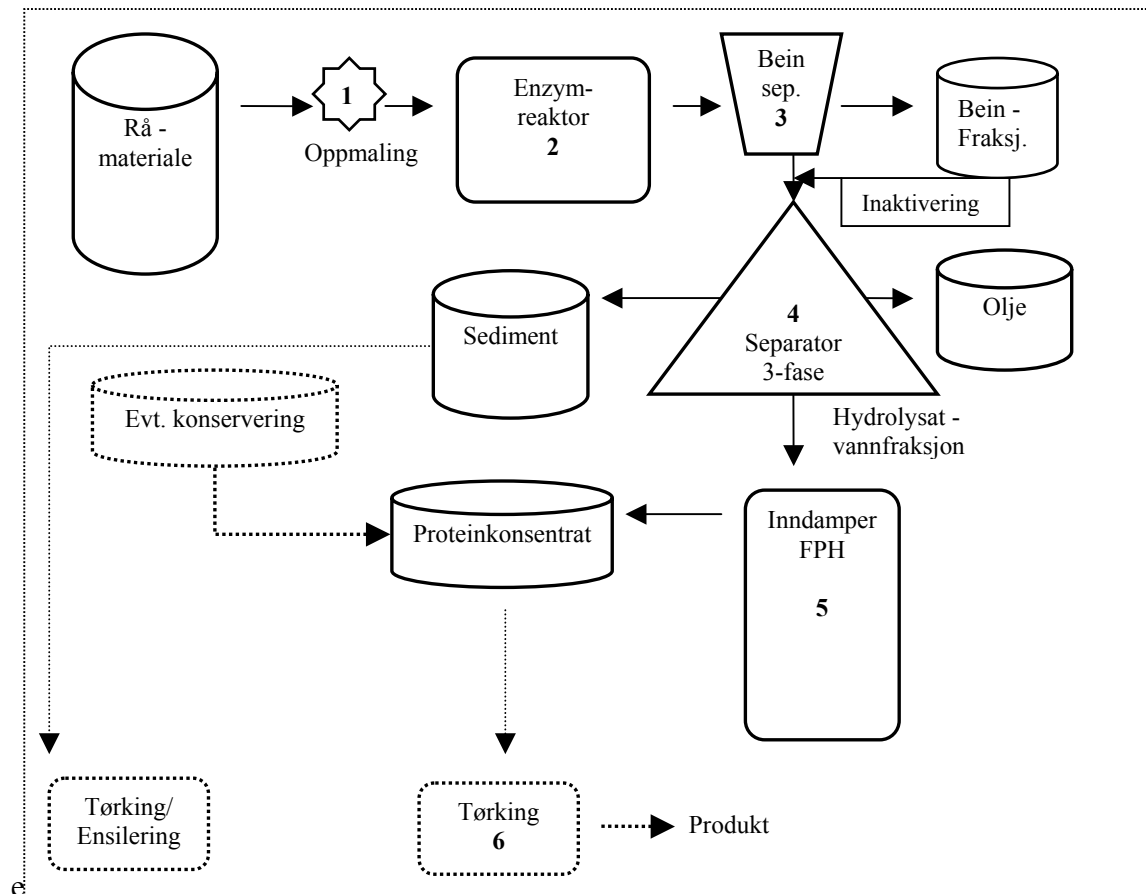
I kapittel 5 vises en kalkyle med variasjon i kapasitetsutnyttelse/anleggstørrelse og markedspriser for sluttprodukter.

Kapittel 6 gir en oppsummering av dette forprosjektet og gir en indikasjon på en farbar vei for videreutvikling for kommersialisering av lokal prosessering av biprodukter fra fiskeri og havbruksnæringen.

3 ANLEGG OG PROSESS – PRINSIPP

3.1 Teknologi og prinsipper for hydrolyse

Nedenfor vises en prinsipiell beskrivelse av et anlegg med hydrolyse for fiskebiprodukter med hovedprosesstrinn 1- 6 (figur 1).



Figur 1. Anlegg med hydrolyse for fiskebiprodukter med hovedprosesstrinn 1- 6.

De ulike prosesstrinnene har ulike deloperasjoner som: oppvarming / avkjøling, resirkulering, vanntilsats, enzymtilsats, omrøring, inaktivering av enzymer etc.

Det vanligst forekommende prinsippet for hydrolyse er en batch prosess som består av en reaktor hvor råstoffet fylles sammen med hjelpestoffer som: enzym, vann og pH-regulerende syre eller base. Denne formen for prosess er meget forutsigbar med hensyn til resultat. Omrøring av inkubatet (se kap 4 for definisjoner) for å optimalisere hydrolysen vil ofte være en utfordring, spesielt gjelder dette for store reaktorer. Her vil det kunne være aktuelt å ta i bruk flere reaktorer i samme anlegg.

Kontinuerlig hydrolyse et annet prinsipp for hydrolyse. Av kontinuerlig hydrolyseteknologi er patentsøknaden: WO 2004/049818 "Apparatus and method for hydrolysis of protein containing raw material and application of resulting hydrolysis products" spesielt interessant. Søker er Green Earth Industries (USA). Patentsøknaden omfatter bl.a. alle rettigheter for

applisert på fisk. Dette prinsippet blir i dag brukt på Biomega AS hvor Marine Bioproducts AS har eierskap. Marine Bioproducts som har også vært med å utvikle patentet.

Patentsøknaden bygger bl.a. på en dobbel skrue konvoier som ved en liggende struktur kan ha forskjellig hastighet og dermed gi forskjellig oppholdstid på faste materiale i forhold til det vannløselige. I tillegg er det i patentet og tatt høyde for atskillelse mellom det faste og løselige stoffer underveis i hydrolyseprosessen. I den kontinuerlige reaktor- skrue/mekanismen er det lagt inn kontinuerlige områder med oppvarming i begynnelsen og innaktivering på slutten av prosessen. Patentet omfatter også produktene som skapes gjennom anvendelse av denne teknologien. Prosessen ser ut å være plasskrevende for golvareal, men har en lav høyde.

Den kontinuerlige hydrolyse prosessen har imidlertid begrensninger som omfatter effektiv omrøring, prosessid, prosessjusteringer, tømning og vask av anlegget samt variasjon i råstoff. Utbyttet kan også forventes å ligge noe høyere for en batch prosess, spesielt på grunn av at en her har bedre forutsetninger for optimal omrøring.

Med bakgrunn i at prosessen for kontinuerlig hydrolyse er patentsøkt, og at dette er et meget omfattende patentsøknad, er det ikke mye spillerom for å lage noe lignende uten etter avtale med patentsøker.

Andre interessante patenter er kontinuerlige hydrolyseprosesser og teknologier applisert på vegetabiliske råstoff. Det ser ut til at noen av dem kan være interessant for fisk applikasjoner så som patent US 6706312 B2 ” *Continuous direct enzymatic protein solubilization process for industrial waste*”.

Patentsøknad EP 0908 105 A1 ” *Process for obtaining plant peptones with high a high degree and application thereof*” har og interessante elementer i seg og beskriver liksom mange andre applikasjoner kombinert bruk av ulike enzymer for å dels unngå bitter smak og for å lage spesifikke produkter som peptoner og andre høyverdige produkter.

En konklusjon av denne undersøkelsen, m.h.t. prinsipper for hydrolyse, er at det er få systemleverandører som leverer komplette løsninger til rest- og biprodukt industrien til biomarin sektor.

3.2 Markedsundersøkelse kompaktanlegg

I utgangspunktet skulle det foretas en markedsundersøkelse av potensielle kunder for kompaktanlegg for hydrolyse av ferske biprodukter fra fiskeri- og havbruksnæringen. Ved gjennomgang av prosess, økonomiske kalkyler, og spesielt vanskeligheter med å skaffe relevant markedsinformasjon, ble det etter hvert klart at grunnlaget for en slik markedsundersøkelse ikke var til stede (se for øvrig kapittel 6).

Under gitte forutsetninger, nevnt i kapittel 5, bør et komplett anlegg i tilknytning til lakseforedling ha en råstoffbase på minimum 10-15.000 tonn restråstoff for å sikre en akseptabel pay-back. For å få til et slikt restråstoff volum trengs det anslagsvis et slaktevolum på rundt 30-40.000 tonn, noe som imidlertid er sterkt avhengig av foredlingsgrad / produktmiks.

3.3 Inndamping, tørking og plassbehov kompaktanlegg

Inndamping og tørking er to vanlige industrielle prosesstrinn som ofte kombineres og hvor hensikten er vannfjerning fra en væske og/eller væske-separasjon. Nedenfor gis en kort gjennomgang av disse prosesstrinnene med spesiell vekt på inndamping.

3.3.1 Inndamping

Inndamping er en termisk separasjonsmetode som deler en væskestrøm i to faser: kondensat og konsentrat. Kondensatet vil i de fleste tilfeller være destillert vann. I en inndamper er man avhengig av å ha et pumpbart konsentrat. Dette kan om ønskelig tørkes til et pulver i etterkant av inndampingsprosessen.

Inndampingsanleggene blir designet og spesielt tilpasset den aktuelle væsken. Ut fra analyser og forsøk på pilot inndampingsanlegg kartlegges væskens egenskaper. Den løsningen som i det enkelte tilfelle blir valgt avhenger blant annet av: væskeegenskaper, ønsket kapasitet og prisen på energi (evt. tilgjengelig spillvarme). På bakgrunn av dette bestemmes anleggets oppbygning. Ofte kombineres flere inndampingsteknikker i samme anlegg. Et større anlegg kan f.eks. bestå av både fallstrømsinndamper, flashinndamper og flashkjøler.

Spesielt innenfor næringsmiddelindustrien er det i tillegg lagt stor vekt på lav prosistemperatur og maksimal oppholdstid ved gitt temperatur.

Energitilførsel

Alle inndampere må ha energitilførsel. En inndamper skal designes slik at anlegget totalt sett får den mest optimale energiløsning.

Inndamper drevet av direkte damp

Ved direkte damp må en tilføre en kilo frisk- damp for å fjerne en kilo vann i inndamperen. Denne metoden brukes bare når det eksisterer mye overskuddsdamp. Typisk energiforbruk er 750 Wh/kg avdamp.

Inndamper med flere inndampingstrinn

Ved å montere flere inndampere etter hverandre, og la avdampen gå i kaskade fra trinn til trinn, kan man redusere energiforbruket. Investeringskostnaden vil imidlertid øke betraktelig. Denne metoden er aktuell når det er begrensede mengder overskuddsdamp tilgjengelig. Slik inndamping er avhengig av å ha damp ved 80-100°C. Typisk energiforbruk er ca 195 Wh/kg avdamp ved 4 inndampere/trinn i serie.

Inndamper med TVR (termisk rekomprimering)

Ved å benytte en dampejektor kan energiforbruket reduseres uten at investeringskostnaden økes tilvarende. Denne teknologien er mye brukt ved oppgradering av gamle inndampere. Inndamping er her avhengig av friskdamp ved ca 5-8 barG. Typisk energiforbruk er 375 Wh/kg avdamp.

Inndamper med MVR (mekanisk rekompresjon)

Den mest energieffektive inndampingstypen er MVR (Mechanical Vapor Recompression) inndampere. Her avvannes, komprimeres og resirkuleres dampen i et lukket system. Under drift vil det ikke være behov for ekstern tilførsel av damp og forbruket av energi bestemmes hovedsakelig av strømforbruket til kompresjonsviften(e). Denne metoden benyttes når det ikke eksisterer tilstrekkelig overskuddsdamp.

En dampvifte, eller kompressor, komprimerer avdampen til et høyere trykk og temperatur, slik at den kan benyttes som drivdamp for deretter å kondensere. Viften(e) drives som regel av elektrisk energi. MVR kan gi en besparelse på mer enn 98 % i energiforbruk i forhold til direkte damp, men medfører noe høyere investeringskostnader i anlegg.

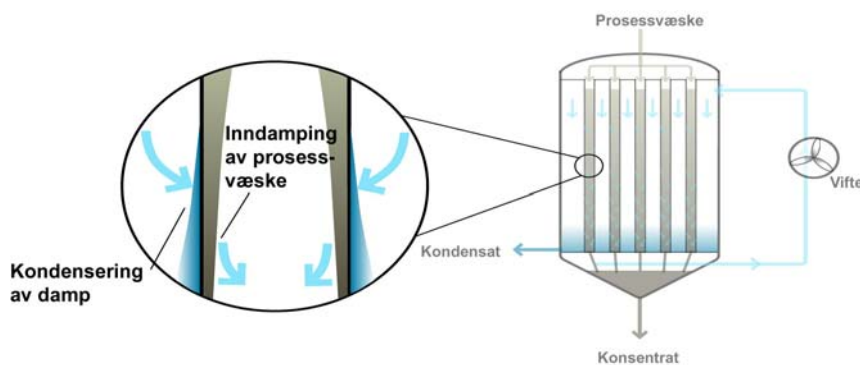
Typisk energiforbruk for en MVR inndamper er:

Fallstrømsinndamper: 10-35 Wh/kg avdamp

Flashinndamper: 30-40 Wh/kg avdamp

Et rensenanlegg for rensing av industriavløp vil med MVR teknologi typisk ha et energiforbruk på ca 10-15Wh/kg avdamp.

Nedenfor gis en illustrasjon av en fallstrøms MVR inndamper som er en vanlig type inndampere brukt innenfor næringsmiddelindustrien (se fig. 2).



Figur 2. Prinsipp for fallstrøms MVR inndamper.

3.3.2 Tørking

I et industrielt prosessanlegg, hvor en ønsker å fjerne vann fra en væske slik at produktet blir et tørt mel eller pulver (for eksempel proteinpulver), vil tørking av konsentratet komme etter inndampning. Ved tørking blir den væsken som hefter til et fast stoff ved fordamping overført til gass, for eksempel vanndamp, og den dampen som dannes blir ledet bort.

Som for inndampning så fins det flere prinsipper for tørking. Disse vil ikke bli gjennomgått her, men ved tørking av ”ukjente” stoffer vil valg av riktig tørketeknologi ofte innebære testing av ulike tørketyper.

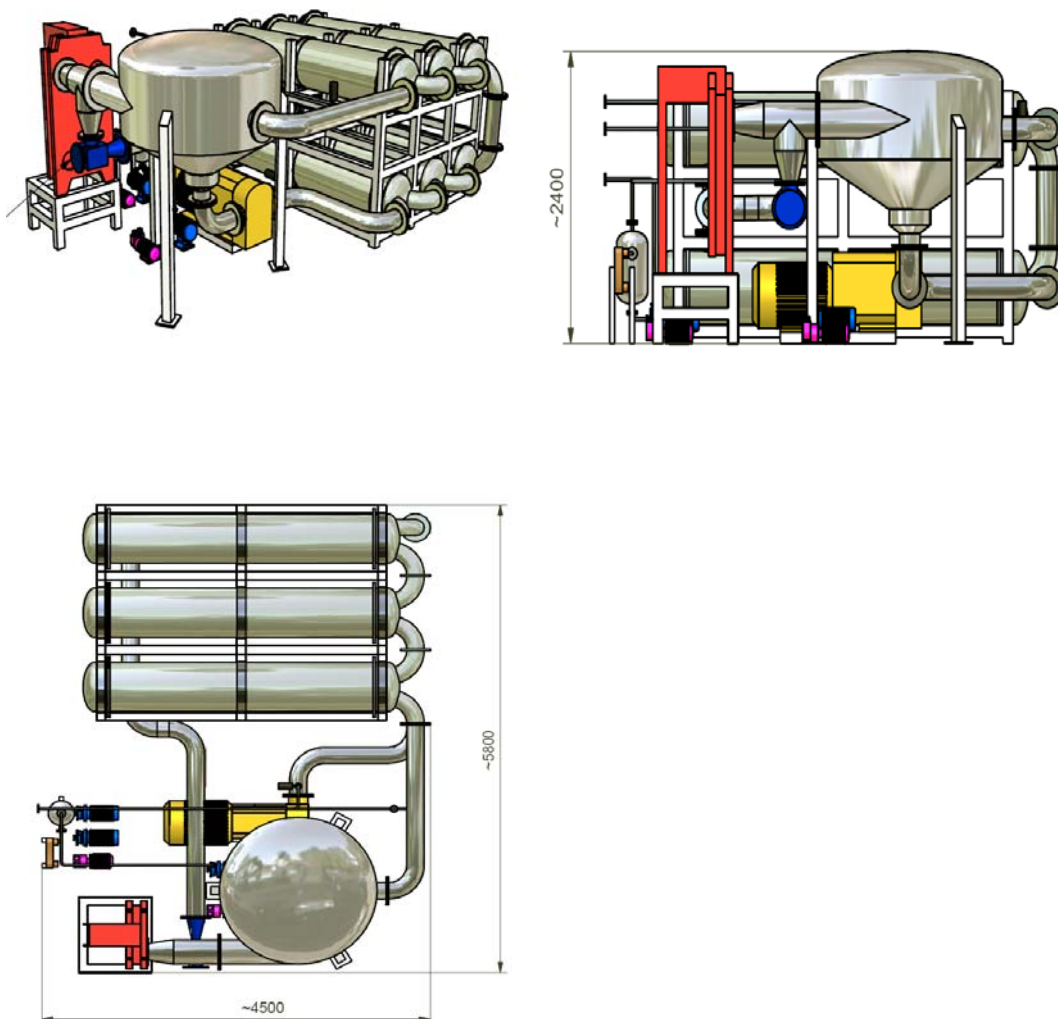
Når det gjelder energiøkonomisering, og hvis vannfjerning er en viktig del av prosessen, så er det slik at inndampning v.h.a. MVR typisk er i størrelsesorden 20 ganger så energieffektivt som tørking regnet i energiforbruk pr. liter avdamp. Det er m.a.o. viktig at så mye av vannet som mulig blir fjernet ved inndampning før tørking, men ikke så mye at konsentratet får for høyt tørrstoffinnhold / viskositet for den valgte tørketyper.

3.3.3 Kompakt inndampingsanlegg

Foruten tørker, er inndampere relativt store investeringer i industrielle anlegg. Dette gjelder også innenfor næringsmiddelindustrien. I industriell sammenheng vil et kompaktanlegg for

enzymatisk prosessering av ferske biprodukter imidlertid representere et relativt lite anlegg m.h.t. kapasitet.

Vi har spesielt sett på hvordan en inndamper kan gjøres så kompakt som mulig med utgangspunkt i en produksjon av 3 tonn biprodukter i timen. Dette av hensyn til at anlegget skal få plass i eksisterende bygningsmasse og eventuelt i eksisterende fiskebåter med ombordproduksjon. I tillegg skal et slikt anlegg være svært robust (spesielt ved montering i fiskebåt), automatisert og enkelt å vedlikeholde. Figur 3 nedenfor viser et eksempel på en kompakt flashinndamper designet for inndamping av fiskeprotein hydrolysat (FPH).



Figur 3. Kompakt flashinndamper (prototyp) for småskala inndamping for inndamping av FPH fra 3-4 tonn biprodukter i timen.

Til grunn for design av den kompakte flashinndamperen vist i figur 3 ligger småskala inndampingstester med ulike hydrolysefraksjoner fra marint råstoff (laks og hvitfisk) samt viskositetsmålinger av aktuelle fødevæsker (se Appendiks).

3.3.4 Plassbehov kompaktanlegg

Det er i dette forprosjektet ikke gjort et endelig design av kompaktanlegg m.h.t. plassbehov. De ulike prosesstrinnes (se fig. 1) fysiske omfang (LxBxH) samt en produksjonslinjes totale fysiske omfang vil til en viss grad kunne tilpasses eksisterende bygningsmasse og andre forhold på stedet. Når det gjelder de to hovedprosesstrinnene: hydrolyse og inndampning vil imidlertid visse "fysiske lover" gjelde for minimum størrelse (se også kap 6).

For hydrolysereaktor(er) skal en masse, i dette tilfellet 3 tonn + 3 tonn vann, ha en *effektiv* oppholdstid i reaktor(ene) på ca en time før videre prosesstrinn. Ved en batch prosess må en også ta hensyn til tid som går med til fylling og tømning av reaktor(er) ved dimensjonering av størrelse. En kontinuerlig hydrolyseprosess (som er i bruk og patentsøkt hos Biomega AS) krever relativt stort gulvareal, mens en ved en batch hydrolyse kan bygge mer i høyden og derved spare gulvareal.

Når det gjelder inndampingsanlegg kan en både bygge i høyden (fallstrømsanlegg) og for eksempel en liggende flashinndamper med tvungen sirkulasjon som vist i fig. 3. Total heteflate eller det areal hvor væsken passerer og inndampingen skjer, som regel innvendig areal av inndampingsrør (se fig 2), er imidlertid i stor grad dimensjonerende for et inndampingsanleggs totale rombehov.

Oppmaling og separasjon er relativt lite plasskrevende prosesstrinn, mens råstofftanker og tanker/lager for halvfabrikata og produkt vil ta relativt mye plass og måtte dimensjoneres etter tilgang til råstoff og kapasitet på anlegget.

Som et grovt anslag vil et anlegg for foredling av biprodukter med en kapasitet på 3 tonn i timen kreve et totalt gulvareal på 60 - 120 m². Et hydrolyseanlegg basert på en batch prosess vil kreve en innvendig takhøyde på min. 5m (2-3 reaktorer), mens et kontinuerlig anlegg kan gå inn på 3 m takhøyde. Et flash inndampingsanlegg vil kreve en innvendig takhøyde på min. 2,5m, mens en fallstrømsinndamper med samme kapasitet vil kreve en takhøyde på min. 6 m.

4 RESULTATER FRA HYDROLYSEFORSØKENE

Definisjon av fraksjoner ved hydrolyse og separasjon:

Inkubat: Hydrolysert masse i reaktor.

Sediment: Fraksjon av ikke vannløste proteiner etter separasjon av inkubat, eller samme proteinfraksjon uten hydrolysering av råmaterial.

FPH: Fiske Protein Hydrolysat. Fraksjon av vannløste proteiner etter separasjon av inkubat. Ofte bare kalt hydrolysat.

Beinfraksjon: Fraksjon av bein filtrert fra inkubat etter endt hydrolyse.

Limvann: Separert fraksjon av vannløste proteiner etter oppvarming av oppmalt råstoff uten hydrolyse.

Av praktiske årsaker ble råstoffene frosset inn etter kverning. Effekten av innfrysingen av råstoffet kontra å hydrolysere helt ferskt råstoff vil vi ikke kunne si noe sikkert om, men det er i litteraturen nevnt at frysedenaturering og derved mindre løselighet av protein kan forekomme [1, 2]. I tillegg er det og nevnt at lysosomalt vev i muskel (inneholder et batteri med ulike enzymer) vil lekke og kan under tining allerede begynne å gå løs på substrat (bla. protein), da spesielt enzym av typen cathepsin [3]. Andre har funnet at frysing gir lavere enzymatisk aktivitet eller inhibering av enzym etter tining, for eksempel pepsin i torskeslo [4, 5]. Det må og presiseres at det derfor ble lagt vekt på en rask tningsprosedyre for å minimalisere uønsket enzymatisk aktivitet i råmateriale.

4.1 Hydrolyseforsøk laks – hode og rygg.

Vi ville undersøke følgende:

- Effekt av forvarming og utvinning av olje før hydrolyse på FPH utbytte.
- FPH utbytte ved redusert vannmengde tilsatt under hydrolysen.
- Muligheten til å øke FPH utbyttet ved å hydrolysere sedimentfraksjonen.
- Muligheten til å øke FPH utbyttet ved økt enzym konsentrasjon.

Olje

Oljen synes i dag å være den mest verdifulle fraksjonen ved prosessering av restråstoff fra laks. Fokus ble derfor rettet mot å ivareta kvaliteten på oljen. SINTEF har i tidligere arbeid (interne rapporter) med utvinning av olje fra lakseslo som ikke blir prosessert umiddelbart og/eller knust, vist at lipaser forringer oljekvaliteten. Det antas at noe av den samme degraderingen av olje vil skje med avskjær hvis dette blir lagret for lenge. Oksidasjon av oljen i råstoffet påvirkes av temperatur og tid. Ved tradisjonell hydrolyse, hvor oljen tas ut etter hydrolysen, er det tidligere vist at kvaliteten på oljen blir forringet. For å oppnå beste kvalitet

på oljen bør derfor oljen tas ut før hydrolyse eller så tidlig som mulig i hydrolyseforløpet. Vi ville her se på hvilken effekt en slik fremgangsmåte ville gi på FPH utbytte.

Energikostnad / vanntilsatts i hydrolyse

En viktig faktor er variable avvanningskostnader. På grunn av betydelig energikostnad ved inndamping (og tørking) ville vi derfor undersøke om vi kunne oppnå et tilfredsstillende utbytte fra hydrolysen ved bruk av minimalt med vann.

Økt FPH utbytte ved hydrolyse av sediment

Ved å tilsette vann til sedimentet etter at dette var hydrolysert og separert fra FPH ville vi se på effekten av å hydrolysere og/eller skylle restsedimentet for å eventuelt øke ekstraksjon av FPH.

4.1.1 Material og metoder for hydrolyseforsøk lakseavskjær

Råmaterial

Pre-rigor lakseavskjær ble hentet fra videreforedlingsanlegget Marine Harvest Ulvan. Sammensetning av råstoffet hoder og rygger ble blandet i forhold 1:1, kvernet og blandet i en batch på 20 kg, fordelt på små batcher i poser og frossent inn.

Utvinning av olje før og etter hydrolyse

Den frosne massen ble tint i mikrobølgeovn. Deler av råmaterialet ble varmet til over 90 °C med holdetid 5 min. Deretter ble råmateriale kjølt ned til 70 °C og sentrifugert i 1 L beholdere på en "swing-out" sentrifuge under 2250 G i 10 min. Vi fikk da tre fraksjoner: Sediment på bunn, limvann (vannløselig fraksjon) og olje fraksjon på toppen. Sediment og limvann ble hydrolysert under ulike forhold som presentert i tabell 1. For den andre delen av hydrolyse forsøkene, ble råmaterial kun oppvarmet til hydrolysetemperatur 55 °C uten initiell oljeutvinning før hydrolyse.

Enzym

Vi brukte enzymet Alcalase 2,4 L som regnes for å være noen av de mest kostnadseffektive enzymene med hensyn på utbytte. Alcalase er et proteolytisk endopeptidase enzym (kutter midt i proteinstrukturen) produsert ved fermentering av en bestemt mikroorganisme fra *Bacillus licheniformis*. Alcalase Food Grade er en rask og effektiv bakteriell protease spesielt utviklet for hydrolyse av et bredt spekter av proteiner til næringsmiddel. Optimale forhold for Alcalase er i temperaturområdet 55°C til 70 °C og pH verdier mellom 6.5 og 8.5. Alcalase 2,4 L Food Grade er levert av Novozymes A/S (Bagsvaerd, Denmark) [6].

Hydrolyse

De ulike kombinasjonene av startmaterial i hydrolyse forsøkene, hvor sediment og limvann kommer fra innledende inaktivering og påfølgende separering for å skille ut oljen, er vist i tabell 1.

Hydrolysen ble utført i en 4 L lukket syrefast stål reaktor, med varmekappe, utvendig isolert og med røreverk av typen dobbel heliks og omdreining på 100 rpm. Hydrolysen ble startet når temperaturen på råmaterialet ble målt til 55 °C ved å tilsette 0.1% eller 0.2% vekt prosent Alcalase.

Hydrolysetid var 60 min etterfulgt av inaktivering av enzym ved oppvarming i mikrobølgeovn til 5 min ved 90 °C. Inkubetet ble deretter filtrert gjennom et filter (plate med kvadratiske hull 1x1 mm) for å ta ut grove partikler og bein.

Viskositeten av hydrolysert masse ble bestemt (se Appendiks). Viskositetsresultatene ble brukt i forbindelse med design av prototyp kompakt inndamper vist i fig. 3 i Kap. 3.3.3.

Separasjon/sentrifugering

Det varme inkubetet ble sentrifugert i 1 L beholdere ved 2250 g i 30 min. Vi fikk da fire fraksjoner: **Sediment** (ikke vannløselig protein fraksjon), **hydrolysat** (FPH, vannløselig protein fraksjon), **oljefraksjon** på toppen, og i noen tilfeller en **emulsjonsfraksjon** mellom olje- og FPH- fraksjon.

Viskositeten på FPH fraksjonen ble målt. FPH- og sedimentfraksjonen ble frysetørret. Eksperimentene ble utført i duplikat.

For noen av hydrolyseforsøkene ble det gjort en vasking av sedimentfraksjonen og/eller beinfraksjonen (se tabell I). Vann ble tilsatt sedimentet eller beinfraksjonen, omhyggelig mikset etterfulgt av sentrifugering ved 2250 G i 10 min.

Tabell 1. Oppsummering av hydrolyseforsøkene: forsøksbetegnelse (nr), type fraksjon eller råstoff brukt, eventuell innledende oppvarming til 90°C, enzym mengde brukt i forsøket, tilsatt vannmengde under hydrolysen og mengde vann brukt for å skylle sediment og bein etter endt hydrolyse og sentrifugering.

Forsøk [Nr]	Material / fraksjon	Innledende Oppvarming (90C)	Enzym i vekt prosent av material [%]	Tilsatt H2O i vekt prosent av material / fraksjon [%]	Skylling med H2O vekt prosent av sediment	
					Sediment [%]	Bein [%]
1//2	Limvann + sediment	+	0,10	100	÷	÷
3//4	Sediment	+	0,10	100	÷	÷
5//6	Limvann + sediment	+	0,10	÷	÷	÷
7//8	Råmaterial		0,10	÷	÷	÷
9//10	Råmaterial		0,10	100	÷	÷
11//12	Limvann	+	0,10	100	÷	÷
13//14	Limvann	+	0,10	÷	÷	÷
15	Råmaterial		0,20	÷	÷	÷
16//17	Sediment	+	0,10	50	50	25
18//19	Sediment	+	0,10	100	25	25
21//22A	Sediment	+	0,10	25	25	25
21//22B	Sediment	+	0,10	25	50	25
23//24	Råmaterial	+	0,10	100	÷	÷

Kjemiske analyser

Tørrstoff i fraksjonene ble bestemt gravimetrisk etter tørking ved 104 °C i 24 timer. Målinger ble foretatt med triplikat. Askeinnhold ble bestemt i henhold til AOAC [7]. Målinger ble foretatt med triplikat. Totalt N ble bestemt ved CHN-S/N elemental analyser 1106 (Carlo Erba Instruments S.p.A., Milan, Italy) og rå-protein ble bestemt ved en multiplikatorfaktor på 6.25 for totalt N. Disse målingene ble foretatt med fire paralleller. Ekstraksjon av totalt lipid

fra prøvene ble gjort i henhold til Bligh and Dyer [8]. Analysen ble utført i duplikat. Metanol, kloroform fra Merck, Darmstad, Tyskland ble brukt i disse analysene.

Viskositet i løsningene

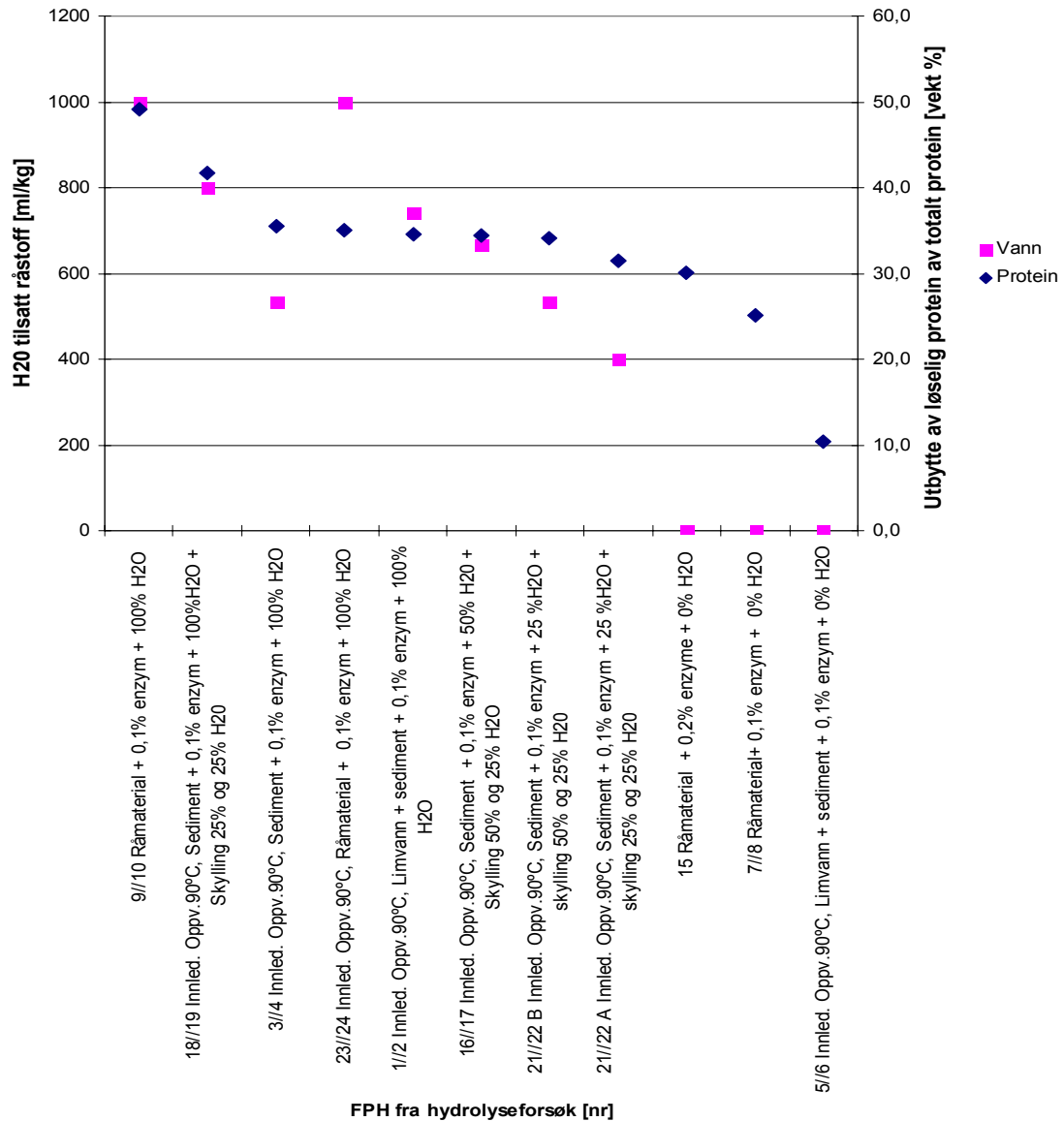
Viskosimeter BROOKFIELD DV-II+ (Brookfield Engineering Laboratories, INC, USA) ble brukt for å måle viskositeten. Det ble brukt en disk eller nål-lignende spindel, avhengig av viskositeten til væsken. Råmaterial, limvann, hydrolysert masse, og FPH fraksjonen ble varmet opp til ca 90 °C, deretter ble målinger av viskositeten startet. Væskene ble plassert i vannbad og viskositetsendringer ble malt og plottet mot temperaturendringer inntil løsningen nådde omtrent 5-7 °C. Målingene ble foretatt i duplikat. Resultatene fra disse målingene ble tatt hensyn til ved design av en prototyp kompakt inndamper (se Kap. 3.3.3, figur 3).

4.1.2 Resultater

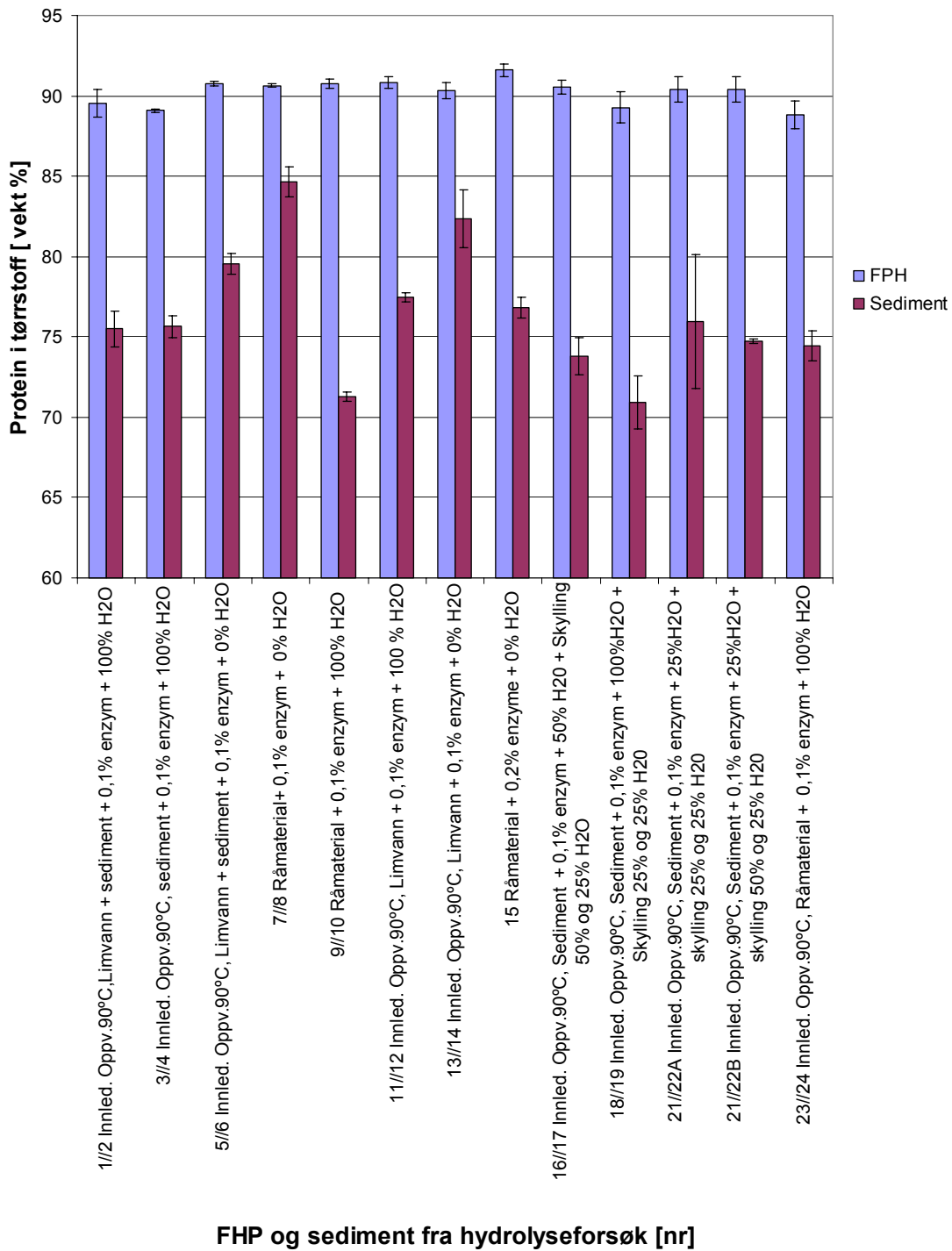
I resultatdelen presenteres følgende figurer:

- Figur 4. Resultat fra de ulike prosessalternativene vist ved sammenhengen mellom utbytte av protein (%FPH protein av totalt protein) og vanntilsats.
- Figur 5. Resultat fra de ulike prosessalternativene, vist ved proteininnhold i FPH fraksjon og proteininnhold i sediment fraksjon.
- Figur 6. Resultat fra de ulike prosessalternativene, for utbytte av olje i både vekt % av totalt lipid tilgjengelig i råmaterial og i vekt % av våt vekt råstoff.

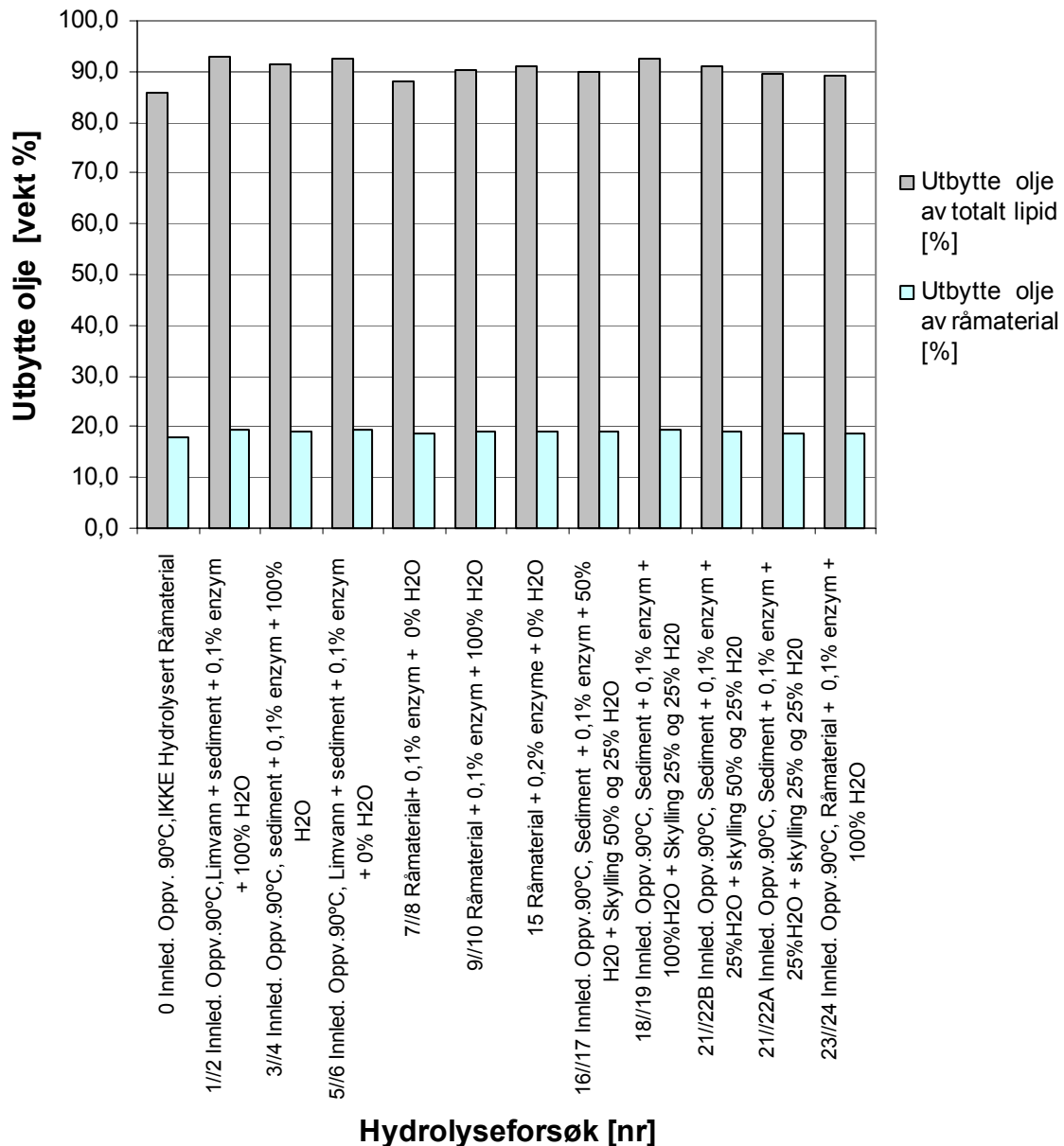
Lipid i FPH fraksjon i de ulike prosessalternativene, lipid i sediment fraksjon og i FPH fraksjon vist som vekt % av tørrstoff for de ulike prosessalternativene er vist i Appendiks fig C og D.



Figur 4. Resultat fra de ulike prosessalternativene vist ved utbytte av %FPH protein av totalt protein og vanntilsats for hydrolyseforsøk på laks – hode og rygg.



Figur 5. Resultat fra de ulike prosessalternativene, vist ved proteininnhold i FPH fraksjon og proteininnhold i sediment fraksjon i vekt % av tørrstoff.



Figur 6. Resultat fra de ulike prosessalternativene, for utbytte av olje i både vekt % av totalt lipid tilgjengelig i råmateriale og i vekt % av våt vekt råstoff.

Resultater:

- FPH utbyttet, ved de ulike prosessbetingelsene, som % av tilgjengelig protein i råstoffet, varierte mellom 10,4% og 49,1%. 100% vanntilsetning og forsøk uten innledende oppvarming gir best utbytte.
- En innledende oppvarming (90°C) for å ta ut oljen før hydrolyse ga best oljeutbytte, men førte til 15 % lavere utbytte av FPH i forhold til vanlig prosedyre hvor råstoffet varmes direkte til rundt 50 – 55°C uten forvarming til høyere temperatur.

- Å ikke tilsette vann under hydrolysen førte til vesentlig lavere FPH utbytte i forhold til ved 1:1 vanntilsetning.
- En dobling av enzymtilsats fra 0,1 til 0,2% økte FPH utbyttet med 8% (forsøk 7//8 versus 15).
- Å skylle sedimentet og beinfraksjon førte til økt FPH utbytte for materiale utsatt for innledende oppvarming (90°C). Totalutbyttet ved en slik prosedyre nådde imidlertid aldri opp til utbyttet ved ”vanlig prosedyre” hvor råstoffet varmes til rundt 50 – 55 °C med enkel hydrolyse.
- Forskjell i oljeutbytte fra de ulike prosessene er liten, og varierer mellom 86% og 94% .
- Lipid målt i FPH tørrstoff varierte mellom 0,3% og 2,7%, hvor kun 3 forsøk hadde under 0,5% lipid (se fig D i appendiks). Forsøk 9//10 lå høyt med 1,9% lipid og forsøk 18//19 hadde 2,7% lipid.
- Etter hydrolysen ble det registrert relativt mye lipid i sedimentet (se figur C i appendiks) og det kan se ut som om dette henger sammen med økt tilsetning av vann i forsøkene (spesielt forsøk 18//19).

Konklusjoner:

- Innledende oppvarming og separering av olje før hydrolysen, reduserer utbyttet av FPH betydelig, men gir et litt høyere oljeutbytte.
- Hvis et lavt lipidinnhold i sediment er viktig, kan vanntilsetningen holdes lav. Redusert vanntilsats gir imidlertid dårligere FPH utbytte.
- Hvis ekstremt høye krav stilles til oljekvaliteten (som for eksempel til flytende kosttilskudd eller ”Functional Food Ingredients”) er det tilrådelig å velge innledende separering av olje før hydrolysen, dette vil imidlertid gå på bekostning av FPH utbytte.
- En dobling av enzymkonsentrasjonen førte til en relativt beskjeden økning av FPH utbytte og må derfor settes i relasjon til økt enzym kostnad og pris på FPH for å finne ut om dette kan forsvares. Det kreves svært høye FPH priser for å forsvare en slik økning i enzymbruken (se kapittel 5).
- Trenden i forsøkene er at mye vann bør være tilstede for å gi et høyt utbytte av FPH. Det bør derfor fokuseres på å finne ut hvor mye mer vann enn forholdet 1:1 (høyest tilsetning i forsøkene) under hydrolysen som er økonomisk optimalt med hensyn på økt utbytte, men samtidig høyere energiforbruk og økte kostnader ved avvanning.

4.2 Hydrolyseforsøk torsk - filetavskjær

Torskerestråstoff fra filetindustrien på land består av: rygger, skinn, utvaskede nakkestykker og beinfraksjoner fra farsemaskin. Dette råstoffet inneholder lite lipider, og spesielt lite triglyserid, som er den fraksjonen som vanligvis lar seg utvinne. Vi har derfor sett bort fra at oljeutvinning er aktuelt for slikt råstoff. Forsøk med innledende oppvarming og oljeutvinning fra råstoffet var derfor ikke aktuelt.

Fokus for dette restråstoffet ble derfor å undersøke på hvilken måte en kunne øke utbyttet av FPH ved ulike prosessbetingelser.

Vi ville undersøke følgende:

- FPH utbytte ved redusert vannmengde tilsatt under hydrolysen.
- Muligheten til å øke FPH utbyttet ved å hydrolysere sedimentfraksjonen.
- Mulig ekstraksjon og hydrolyse av protein (kollagen/gelatin) fra beinfraksjonen for å øke FPH utbytte.
- Effekten av å bruke forskjellige typer enzym med hensyn på øke FPH utbytte og reduserte enzymkostnader.
- Løseligheten av protein som funksjon av pH for å undersøke om hydrolysering ved høy proteinløselighet ga et bedre utbytte av FPH.

4.2.1 Material og metode torsk - filetavskjær

Råmaterial

Frossent restråstoff fra torsk ble innhentet fra filetanlegget til Norway Seafoods Hammerfest AS. Blokkene ble tint over natten og kvernet gjennom en hullskive med hull på størrelse 10mm og deretter en ny kverning med 5mm hull diameter. Det oppmalte råstoffet ble pakket i plastposer og bevart ved -24 °C. Før hydrolyse ble blandingen tint i mikrobølgeovn i ca. 20 min.

Brukte Enzymer

ProtamexTM er et Bacillus protease kompleks utviklet for hydrolyse av næringsmiddel protein med en oppgitt aktivitet på 1,5 Anson Units per g (AU/g). I kontrast til mange andre endoproteaser, hevdes det at dette enzymet ikke gir bitter smak på hydrolysatet, heller ikke ved høy grad av hydrolyse. Optimale betingelser for ProtamexTM er temperaturer mellom 35°C and 60 °C og pH verdier mellom 5.5 and 7.5. ProtamexTM ble levert av Novozymes A/S (Bagsvaerd, Danmark) og i overensstemmelse med veiledende renhetsspesifikasjon for ”food-grade” gitt av Joint FAO/WHO Expert Committee on Food Additives (JECFA) og Food Chemicals Codex (FCC) [9].

Alcalase 2.4 L Food Grade er et proteolytisk endoprotease enzym (kutter midt i proteinstrukturen) produsert ved fermentering av en bestemt mikroorganisme fra *Bacillus licheniformis*. Alcalase 2.4 L Food Grade skal være en rask effektiv bakteriell protease spesielt

utviklet for hydrolyse av et bredt spekter av proteiner til næringsmiddel. Aktiviteten for produktet er oppgitt til å være 2,4 AU/g. Optimale forhold for Alcalase er i temperaturområdet 55°C til 70 °C, og pH verdier mellom 6.5 og 8.5. Alcalase 2,4 L Food Grade ble levert av Novozymes A/S (Bagsvaerd, Denmark) og i overensstemmelse med veiledende renhetsspesifikasjon for "food-grade" gitt av Joint FAO/WHO Expert Committee on Food Additives (JECFA) og Food Chemicals Codex (FCC) [6].

Papain (crude) er et rågranulat av papain ble levert av Sigma (P 3375), deklarerert med 1.5-3.5.units aktivitet per mg faststoff. Definisjonen av enzymaktiviteten: 1 unit tilsvarer hydrolysering av 1.0µmol BAEE (N-benzol-L-arginine etyl ester) per min ved pH 6.2 og 25°C.

Protease S "Amano" (Amano S) er et proteolytisk enzym preparat produsert ved *Bacillus sterothermophilus* fermentering, ble levert av Amano Enzyme Europe Ltd. Dette enzymet er varmestabilt og brukes ved hydrolyse av næringsmiddelprotein ved relativt høye temperaturer. Protease aktiviteten er minimum 10,000 units/g, hvor 1 unit tilsvarer mengden enzym som produserer aminosyrer tilsvarende 100µg tyrosin under 60 min ved pH 7,0. Optimalt arbeidsområde for Protease S er temperatur rundt 70 °C og pH mellom 4.0 and 11.0 med optimum pH ved 8,0. Enzymet er sertifisert som Existing Food Additives (The Ministry of Health and Welfare, Japan) [10].

Protease M "Amano" (Amano M) er en sur proteinase fremstilt ved fermentering av en selektiv stamme av soppen *Aspergillus oryzae* og ble levert av Amano Enzyme Europe Ltd. Enzymet hevdes å ha høy peptidase aktivitet. Protease aktiviteten er minimum 5,000 units/g, hvor 1 unit tilsvarer mengden enzym som produserer aminosyrer tilsvarende 100µg tyrosin under 60 min ved pH 3,0. Optimalt arbeidsområde for Protease M er temperaturer rundt 50°C og pH mellom 3.0 og 6.0, optimum ved pH 4,5. Protease M "Amano" er sertifisert som "Existing Food Additives" (The Ministry of Health and Welfare, Japan) [11].

Pepsin pulver levert av Sigma (P 7125) er deklarerert med en enzymaktivitet på 600-1,800 units/mg protein. Unit definisjon: 1 unit produserer ΔA_{280} av 0.001 per min ved pH 2.0 og 37°C målt som TCA-løselig produkt ved bruk av hemoglobin som substrat.

Bromelain levert av S.A.Biochem Europe N.V., er et enzympreparat med tre cysteine endopeptidaser, med bred aktivitet. Bromelain produktet er deklarerert med en aktivitet på 400 til 2400 GDU/g. GDU definisjon: 1 GDU tilsvarer spalting av 1 mg aminosyre for et bestemt substrat av gelatin under gitte "assay" betingelser beskrevet for GDU. Effektiv pH for bromelain varierer med ulike substrat (pH 3 til 9). Det optimale området hevdes fra leverandør å være i pH området 5 til 9. Effektiv hydrolyse temperatur er oppgitt i området 20 -65°C og optimalt ved 50-60°C ved pH 5 [12].

Hydrolyse

Kombinasjonene av primær- og etterfølgende hydrolyse ble utført som beskrevet i tabell II.

Hydrolysen ble utført i en 4 L lukket reaktor bygget i syrefast rustfritt stål (AISI 316) med varmekappe, termisk isolasjon og dobbel helix røreverk (70 rpm). 100%, 50% eller 0% vann av vekten på råstoffet ble tilsatt i hydrolysen (Tabell II).

Hydrolysen ble startet når temperaturen på råmaterialet ble målt til 50 °C ved å tilsette 0.1% - 6 % (vekt prosent av råmaterial) enzym (Tabell II).

For noen forsøk ble pH justert med ulike konsentrasjoner. Følgende kjemikalier ble brukt til pH justering: Ca (OH)₂, H₃PO₄, Na OH og HCl.

Hydrolysen ble kjørt i 60 min etterfulgt av inaktivering av enzym ved oppvarming i mikrobølgeovn til 90°C med holdetid 5 min. Inkubatet ble deretter filtrert gjennom et filter (plate med kvadratiske hull 1x1 mm) for å ta ut grove partikler og bein.

Det varme inkubatet ble sentrifugert i 1L beholdere ved 2250 G i 30 min. Vi fikk da to fraksjoner: Sediment på bunn og FPH i toppen.

I noen deler av forsøket ble hydrolysen gjentatt både 2 og 3 ganger med rest sediment fra primære hydrolysen. Gelatin ekstraksjon ble utført i henhold til Gildberg *et al.* [13] sin prosedyre. FPH og sedimentfraksjon ble frysetørket. Alle primære hydrolyseforsøk og de fleste etterfulgte hydrolyseforsøk ble gjennomført i duplikat.

Kjemiske analyser

Tørrstoff i fraksjonene ble bestemt gravimetrisk etter tørking ved 104 °C i 24 timer. Målinger ble foretatt med triplikat. Askeinnhold ble bestemt i henhold til AOAC [7]. Målinger ble foretatt med triplikat. Totalt N ble bestemt ved CHN-S/N elemental analyser 1106 (Carlo Erba Instruments S.p.A., Milan, Italy) og rå-protein ble bestemt ved en multiplikatorfaktor på 6.25 for totalt N. Disse målingene ble foretatt med fire paralleller.

Viskositet i løsningene

Viskosimeter BROOKFIELD DV-II+ (Brookfield Engineering Laboratories, INC, USA) ble brukt for å måle viskositeten. Det ble brukt en disk eller nål-lignende spindel, avhengig av viskositeten til væsken. Råmaterial, limvann, hydrolysert masse, og FPH fraksjonen ble varmet opp til ca 90 °C, deretter ble målinger av viskositeten startet. Væskene ble plassert i vannbad og viskositetsendringer ble malt og plottet mot temperaturendringer inntil løsningen nådde omtrent 5-7 °C. Målingene ble foretatt i duplikat.

Løselighet for råmaterial og sediment

HCl og NaOH med forskjellig molaritet ble brukt for å evaluere vannløseligheten av råmaterial og sediment. I råmaterialet / sedimentet ble 1M, 0.7M, 0.5M, 0.3M og 0.1M løsning av HCL eller NaOH tilsatt. pH i blandingen ble målt umiddelbart etter miksing, 2 timer og 4 timer etterpå. Etter 4 timer ble blandingen sentrifugert ved 2250 g under 10 min og toppfasen ble tatt ut. Løseligheten ble uttrykket i prosent av tørrstoff erholdt i toppfasen.

4.2.2 Resultater

De viktigste resultatene er opplistet i tabell 2 og er kommentert under. Figur 10 og 11 tar for seg løselighet av utgangsråstoff og sediment ved ulike pH.

Resultater:

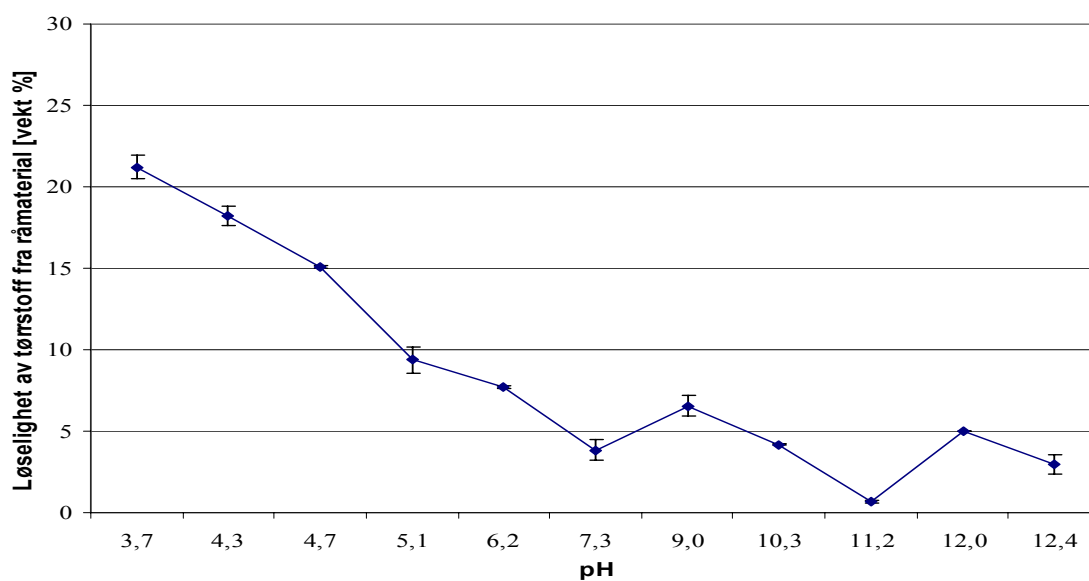
- FPH utbyttet, ved de ulike prosessbetingelsene, som % av tilgjengelig protein i råstoffet varierte mellom 40,5% og 70%. 100% vanntilsats ga også her best utbytte.
- Bruk av rikelig med vann er viktig for høyt FPH utbytte også ved hydrolyse av torsk. Det ble målt store forskjeller i utbytte ved bruk av 0 % (forsøk 3//4), 50 % (forsøk 5//6) og 100% (forsøk 1//2) vanntilsetning i forhold til vekt av råstoff. Dette resulterte i henholdsvis 40,5 %, 45 % og 51,5 % FPH utbytte (FPH som andel av tilgjengelig protein i råstoffet) når Protamex ble brukt ved 0,1 % konsentrasjon.
- Med hensikt å øke utbytte ble sediment fra første hydrolyse hydrolysert igjen. Dette ble gjort med Alcalase 2,4L (forsøk 19//20 Slh kontra 9//10) og ga henholdsvis 66 % og 60,6 % FPH utbytte. Protamex (forsøk 1//2 kontra 3//4 Slh) ga henholdsvis 51,5 % og 52,3 % utbytte ved denne prosedyren. Resultatene viste at hydrolyse av sediment fra første hydrolyse kun gir en liten økning av FPH utbytte og i beste fall opp mot 5%.
- I en grundigere vurdering av muligheten for hydrolyse av sedimentfraksjonen ble det også prøvd med andre enzymer i kombinasjon med Alcalase og Protamex. Enzymer som ble brukt var: Papain "Crude", "Bovine" Pepsin, Bromelain, Protease S og Protease M fra Amano. Resultatene viser at det var lite å hente fra sedimentet, og maksimalt 10 % økt utbytte fra råmateriale i forhold til første hydrolyse, da med en "overdose" med 6 % Papain "Crude" tilsatt (forsøkene 9//10 Slh og 19//20 Slh).
- Ekstraksjon av løselig protein fra bein ga lite effekt på FPH totalutbytte og resulterte kun i en marginal økning i utbytte. Samtidig er dette en betydelig mer omfattende prosedyre (forsøkene 17//18 Slh+gel extr+bone S og A).
- For å øke utbyttet i sedimentfraksjonen ble ulike kombinasjoner av milde pH (pH 3,4 – pH 8,7) endringer utprøvd. Resultatene viste at det ikke ble noen særlig økning i utbytte og i noen tilfeller sank utbyttet i forhold til å ikke justere pH (forsøk 7//8 kontra 9//10 og 15//16 kontra 9//10).
- For å bedre forstå løseligheten av protein i råstoffet ble løseligheten målt som en funksjon av pH (figur 7). Det ble for råmateriale målt god løselighet i det sure området helt ned i pH 3,7 som var laveste pH målepunkt. For sedimentet etter hydrolyse ble det gjort tilsvarende undersøkelse som viser at mye av tørrstoffet som er løselig ved lav pH var borte (utvunnet som FPH) mens det gjenværende tørrstoffet var betydelig mer løselig ved basisk pH (figur 8).

Konklusjoner:

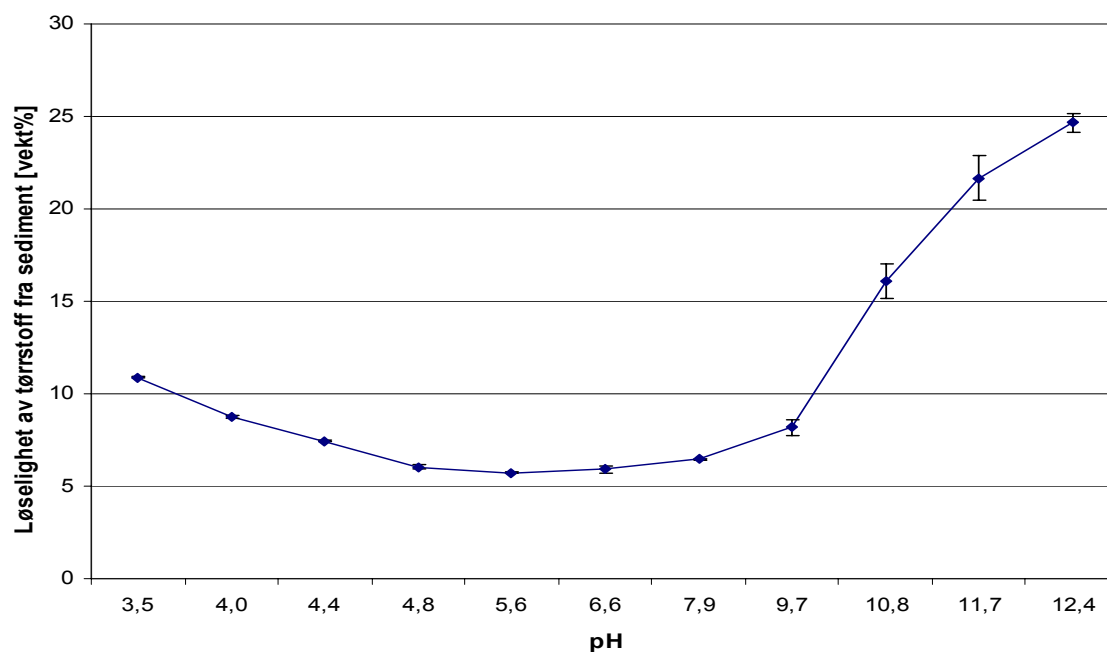
- Rikelig med vann under hydrolysen er viktig for å oppnå et godt FPH utbytte. I forsøkene var det den høyeste vannmengden 100% (1:1) som ga best utbytte.
- Første hydrolyse av råstoffet ga et FPH utbytte på rundt 60% ved bruk av Alcalase 0,10 % .
- Ved å hydrolysere sedimentet fra denne hydrolysen ble totalt proteinutbytte ved enzymkonsentrasjon på 0,20% av sediment økt til rundt 66%. Ved å øke enzymkonsentrasjonen til 6%, men da med Papain "Crude", ble utbyttet kun økt til 70%. Enzym vil som regel være en svært viktig kostnadsfaktor ved hydrolyse i kommersiell skala. Kun svært høye FPH priser vil kunne forsvare for eksempel en dobling av enzymkonsentrasjonen (se også kap 5).
- Ekstraksjon av bein for å øke FPH utbytte er ikke hensiktsmessig ut i fra at dette er en forholdsvis omfattende prosedyre og gir lite ekstra utbytte.
- Sediment fra hydrolysen er lav på protein som lar seg ekstrahere under sure forhold. I det basiske pH område fra pH 9-11 ble det målt en betydelig større ekstraksjon av løselig protein, og dette vil være et område og foretrekke for å øke utbytte ved enzymatisk behandling av sedimentet. Dette vil imidlertid gi et større askeinnhold i FPH da pH må økes med NaOH eller lignende og forutsetter en tilleggsinvestering i ultra/nano- filtrering for å fjernes.
- Kravene til sluttproduktet vil i gi sterke føringer for hvilke enzym og som det er mulig å bruke. Dette er hittil ikke vurdert.

Tabell 2. Forsøksoppsett og utbytte av FPH vekt % av tilgjengelig protein i råstoff.

Forsøk [nr] og forkortelse	Behandling	Utbytte FPH [vekt%]
19/20 Slh h	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 0,2% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 6% Papain [pH4]-100%H2O	70
9//10 Sl h	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 6% Papain [pH4]-100%H2O	69,7
19/20 Slh h	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 0,2% Alcalase-100%H2O + hydrolyse 0,2% Pepsin[pH4] -100%H2O	68
9//10 Sl h	Hydrolyse 0,1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 0,2% Bromelain-100%H2O	66,3
19//20 Slh	Hydrolyse 0,1% Alcalase- 100 %H2O + sediment hydrolyse 0,2% Alcalase-100%H2O	66
17//18 Slh+gel extr+bone Hydr S	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 0,1% PorteaseS [pH8-7,5]-100%H2O+ hydrolyse 0,1% ProteaseM [pH4] - 100%H2O +gelatin ekstraksjon+ ekstraksjon av beinprotein og hydrolyse med Protease S-100%H2O	65,1
17//18 Slh+gel extr+bone Hydr A	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 0,1% PorteaseS [pH8-7,5]-100%H2O + hydrolyse 0,1% ProteaseM [pH4] +gelatineekstraksjon fra bein + hydrolyse av gelatin ekstrakt Alcalase0.1%-100%H2O	64,5
17//18 Slh h	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 0,1% PorteaseS[pH8-7,5]-100%H2O + hydrolyse 0,1% ProteaseM [pH4]-100%H2O	64
17//18 Slh	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O + sediment hydrolyse 0,1% PorteaseS [pH8-7,5]-100%H2O	61
3//4 Sl h 8,7	Hydrolyse 0.1% Protamex-100%H2O + sediment hydrolyse 0,3% Alcalase[pH8,7]-100% H2O	61
9//10	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O	60,6
15//16	Hydrolyse 0.1% Alcalase [pH 7 - 8,2 - 4,2 - 7]-100%H2O	57
17//18	Hydrolyse 0.1% Alcalase-100%H2O	57
3//4 Slh	Hydrolyse 0.1% Protamex + sediment hydrolyse 0,1% Protamex-100%H2O	52,3
1//2	Hydrolyse 0.1% Protamex-100% H2O	51,5
7//8	Hydrolyse 0.1% Alcalase[pH 7- 8,3 - 3,9]-100%H2O	51
3//4 Slrew 8,7	Hydrolyse 0.1% Protamex + sediment skylling [pH8,7]-100%H2O	51
3//4 Slrew	Hydrolyse 0.1% Protamex + sediment skylling-100%H2O	49
5//6	Hydrolyse 0,1% Protamex- 50% H2O	45
11//12	Hydrolyse 0.1% Alcalase [pH (7- 3,4) – 5,2]-100%H2O	43
13//14	Hydrolyse 0.01% Protease S-50%H2O + 0,02%Protease M[pH(7-7,9)-4,6-(6,7)]-50%H2O	41,5
3//4	Hydrolyse 0.1% Protamex	40,5
	Separasjon etter innledende oppvarming	31
	Separasjon uten innledende oppvarming	11



Figur 7. Løselighet av tørrstoff fra råmateriale [vekt%] ved pH 3,7 – 12,4 for hydrolyseforsøk på torsk – filetavskjær.



Figur 8. Løselighet av tørrstoff fra sediment av hydrolysert råmateriale [vekt %] pH 3,7 – 12,4 for hydrolyseforsøk på torsk – filetavskjær.

5 ØKONOMI

5.1 Anlegg og kalkyler laks - hode og rygg

I det følgende vises massebalanser og kalkulasjoner for restråstoffet hode + rygg av laks. Den samme modellen kan også brukes for torsk – filetavskjær.

Basisbetingelser for kalkulasjonene er følgende:

- **Hydrolyse:** Protamex enzym 0,1 % [av råstoffvekt] , forhold vann : råstoff 1:1 og et FPH tørrstoffutbytte på 8,8 % av råstoffvekt.
- **Utbytter:** 49,1 % [vekt/vekt] av totalprotein fra råstoffet er utvunnet som FPH, og oljeutbytte er 19,1% [av råstoffvekt] som tilsvarer 90% [vekt/vekt] av tilgjengelig fett i råstoffet.
- **Råstoff:** Basisbetingelser er videre forutsatt råstoff med den samme kjemiske sammensetningen som i forsøkene: proteininnhold på 16,3% av råstoffvekt og olje innhold på 21,1 % av råstoffvekt.

Beregningene er basert på forsøksresultatene og "ekstrahert" fra en økonomisk modell. I denne modellen er "Payback" på investering i anlegg beregnet ut fra driftsresultat før avskrivning på investering.

Følgende er ikke tatt med i beregningen:

- **Variabel kost:** Kurs/opplæring, driftsrekvisita, honorarer, kontorkostnader (telefon etc.), Drift av bil/truck, reiseutgifter og andre diverse utg.
- **Faste kostnader:** Salg/ markedsføring/administrasjon, assurance, EDB-kostnader, oppvarmingskostnader, kontorlokal etc..
- **Finansielle kostnader:** Finansieringskostnad av driftskapital.
- **Kapitalbehovet for driftskostnader:** Er ikke spesifisert.
- **Investering:** Anlegget er eksklusive tørke og eksklusive investeringer i bygg.
- **Salgsinntekt:** Bein og sediment som restprodukt er verken tatt med som inntekt eller kostnadsbelastning.

Spesielle forutsetninger:

- **Finansiering av investering:** 100 % lånefinansiering med lineær avskrivning med 5% årlig rente og 10 års avskrivning. Restverdi ved slutt av levetid for investeringen er satt til 0.
- **Vedlikehold** er betraktet som en variabel kostnad og fordelt på driftstimer i anlegget, beregnet ut fra maksimal kapasitet på 8000 t/år:
årlig vedlikeholdskostnad = [[2% x investeringsbeløp] / 8000 t] x Driftstimer

Tabell 3. Sammensetning av råstoff: hoder og rygger av laks

RÅSTOFF SAMMENSETNING	
TS i råstoff [% av våt vekt]	41,6 %
Protein innhold [% av våtvekt]	16,3 %
Olje i råstoff [% av våtvekt]	20,6 %
Aske i råstoff [% av våtvekt]	3,9 %

Tabell 4. Variable faktorer

VARIABLE FAKTORER	
Råstoff pris [NOK/kg]	0,5
Enzym konsentrasjon	0,10 %
Enzympris [NOK/kg]	288
Energi pris [NOK/kW]	1
Energi effektivitet [kW/ m3 avdamp]	50
Annen energikost pump, sep, etc. [kW/kg råstoff]	0,005
Vann kostnad [NOK/m3]	5
Vannforhold [% av råstoff]	100 %
Operatører [personer/h]	2
Operatørs lønn [NOK/h]	200
Vedlikehold [% / år av investert beløp]*	2 %

* bergnet for 8000 t drift / år.

Tabell 5. Utbytte i prosent av ulike fraksjoner og kjemiske komponenter relatert til våtvekt råstoff.

UTBYTTE	
Olje [% av olje i råstoff]	90,5 %
Olje fraksjon [% av våtvekt råstoff]	19,1 %
FPH protein [% av våtvekt råstoff]	8,0 %
FPH fraksjon [% av våtvekt råstoff] *	108,9 %
FPH TS [% av våtvekt råstoff]	8,8 %
FPH konsentrat [% av våtvekt råstoff]	17,6 %
Bein fraksjon [% av våtvekt råstoff]	15,2 %
Sediment fraksjon [% av våtvekt råstoff]	18,2 %

* Større vekt enn råstoffvekt da 100 % vann er tilsatt i prosessen og samles i FPH fraksjon. Tallet er en viktig for input i massebalansen for beregning av avvanning.

Tabell 6. Tørrstoffinnhold i det endelige FPH konsentratet.

TS I FPH PRODUKT	
TS i Konsentrert FPH produkt [%]	50,0 %

Tabell 7. Massebalanse inn i hydrolysereaktor.

MASSE BALANSE INN I HYDROLYSE		
Råstoff [kg/h]		3000
	Olje i råstoff [kg/h]	618
	Protein [kg/h]	489
	TS [kg/h]	1248
Enzym mengde [kg/h]		3,00
Vanntilsetning [m ³ /h]		3000
Total Masse i reaktor		6003

Tabell 8. Massebalanse over inndamper.

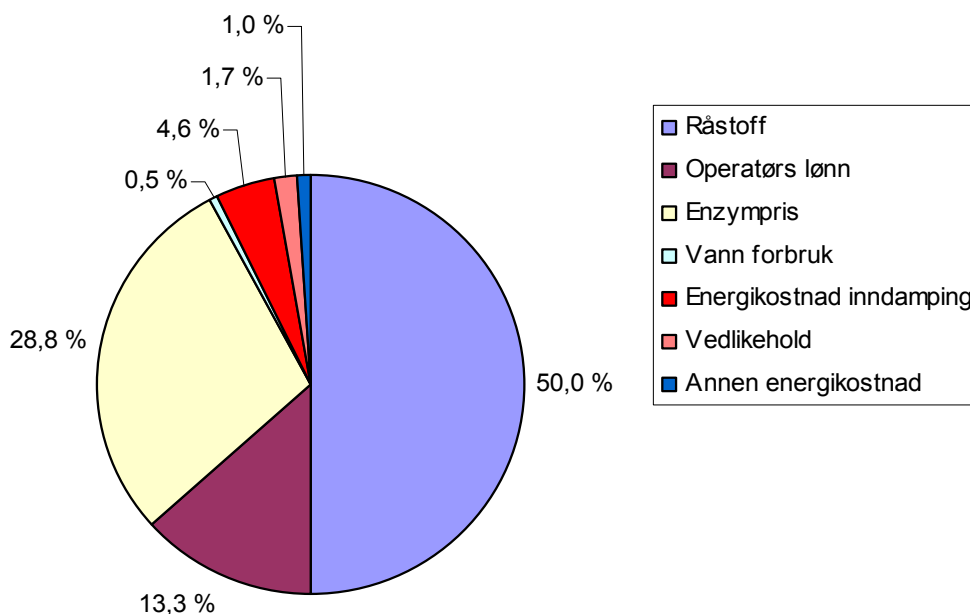
MASSEBALANSE OVER INNDAMPER		
FPH våtfraksjon INN [kg/h]		3266
	FPH TS [kg/h]	264
	FPH Protein [kg/h]	240
Avdampet mengde vann UT [kg/h]		2738
FPH Produkt [TS 50%] UT		528

Tabell 9. Massebalanse ut av produksjon.

TOTAL MASSEBALANSE UT	
Olje utbytte [kg/h]	559,3
FPH Konsentrat [kg/h]	528,0
Sediment fraksjon [kg/h]	546,1
Bein fraksjon [kg/h]	455,8
Total Masse UT	2089,2

Tabell 10. Variable kostnader.

Variabel kost	[NOK/h]	[NOK/kg råstoff]	[NOK/kg FPH kons.]	[NOK/kg FPH TS]
Råstoff	1500	0,50	2,84	5,68
Operatørs lønn	400	0,13	0,76	1,52
Enzympris	864	0,29	1,64	3,27
Vann forbruk	15	0,01	0,03	0,06
Energikostnad inndamping	137	0,05	0,26	0,52
Vedlikehold	51	0,02	0,10	0,19
Annen energikostnad	30	0,01	0,06	0,11
Total Variabel kost	2997	1,00	5,68	11,35



Figur 9. Prosentvis fordeling av variabel kostnad for FPH TS som kostnadsbærer.

Tabell 11. Salgspris for produkter.

SALGSPRIS	[NOK / kg]
Olje [NOK/kg]	4
TS FPH [NOK/kg]	7
TS Sediment [NOK/kg]	0
TS Bein [NOK/kg]	0

Tabell 12. Investeringer i prosessanlegg.

INVESTERING	[1000 NOK]
Hydrolyse Reaktor	3 000
Desintegrator Kvern eller lignende	500
Separering Filter/sil + Dekanter + separator	4 000
Inndamper Flash med MVR	5 000
Tankanlegg Lagringstanker, mellomtanker	4 000
Diverse Andre invest kostnader	4 000
Totalt	20 500

I tabell 12 er investering i bygg ikke tatt med. Dette p.g.a. disse kostnadene vil variere sterkt ut i fra om det fins eksisterende bygningsmasse som kan brukes eller om det vil være aktuelt med nybygg og annen infrastruktur. I figur 13, 14 og 15 er kalkulasjonene imidlertid utført med totale anleggsinvesteringer på h.h.v.: 20,5, 30,5 og 40,5 mill NOK.

Tabell 13. Finansielle forholdstall.

Finansielle forholdstall	
Avskrivningstid [År]	10
Avskrivningsmetode, 1=linjær [faktor]	1
Rente (%)	5 %
Sluttverdi (1000 NOK)	0

Tabell 14. Drift og produksjonsalternativ per år for tre forskjellige råstoffvolum.

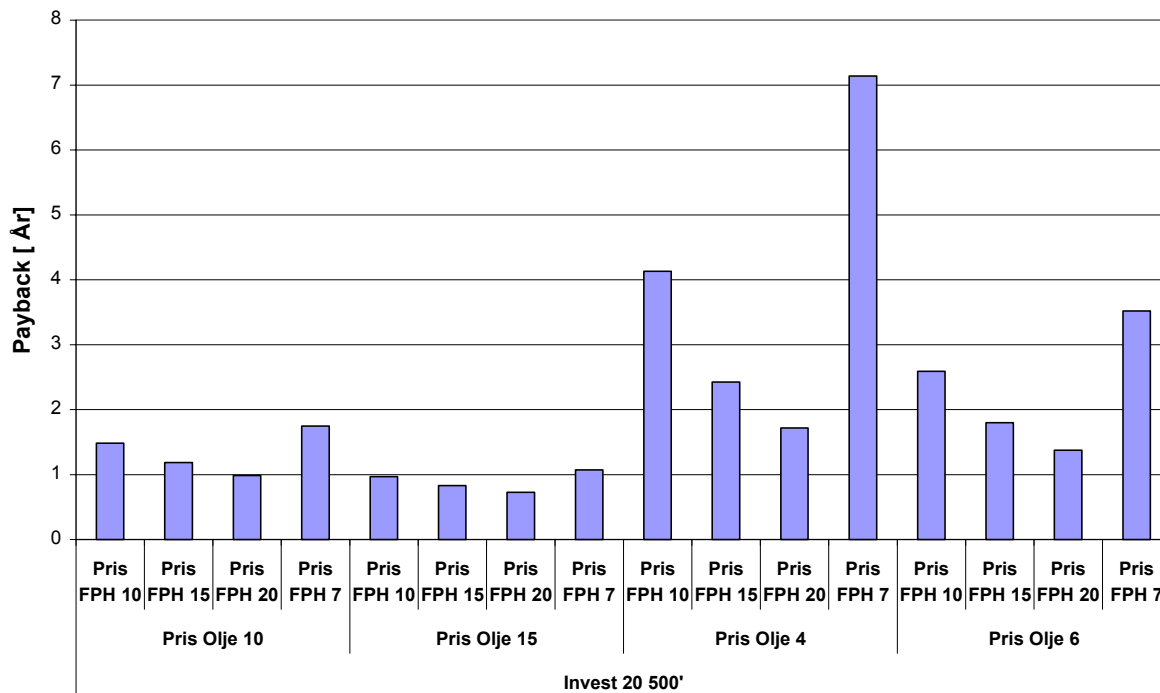
DRIFT OG PRODUKSJON	Per dag		Per år		
			Alt.1	Alt.2	Alt.3
Produksjonstimer	12	24	2640	5280	8000
Produksjonsdager a' 12 t			220		
Produksjonsdager a' 24 t				220	333
Råstoff INN [tonn]	36,0	72,0	7 920	15 840	24 000
Olje UT [tonn]	6,7	13,4	1477	2953	4474
FPH TS UT [tonn]	3,2	6,3	697	1394	2112

Tabell 15. Simulert resultatregnskap - netto kontantstrøm for første driftsår for de tre forskjellige produksjonsvolum i tabell 13.

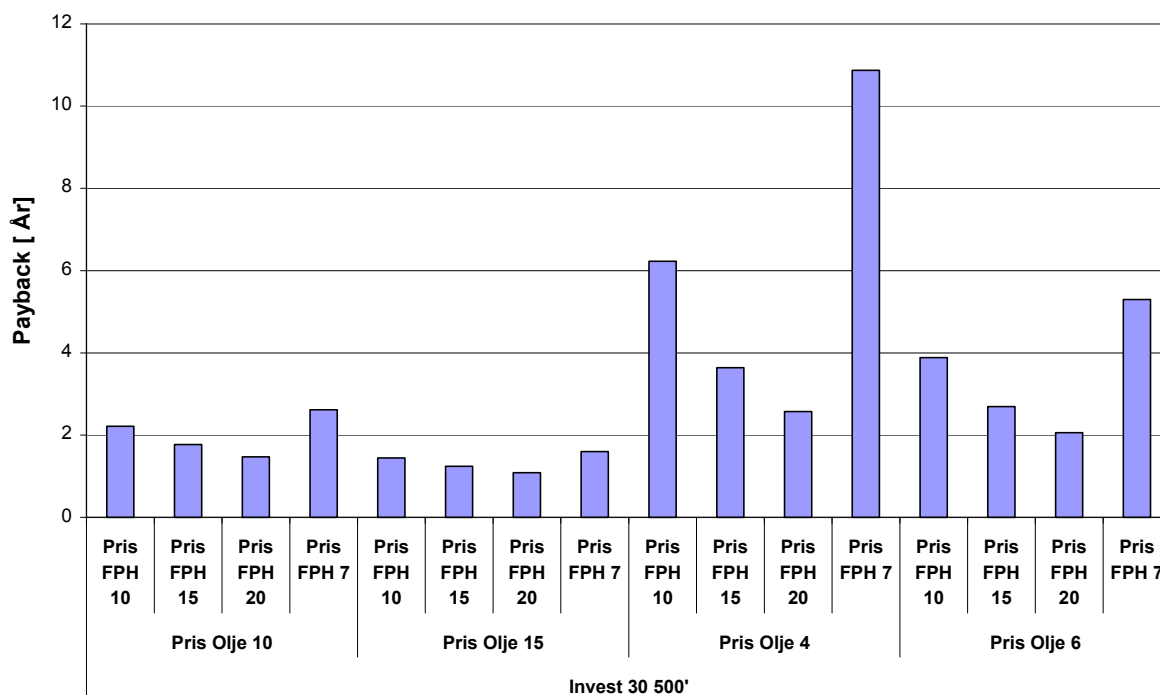
SIMULERT KONTANSTRØM (resultatregnskap)	År 1		
	Alt.1	Alt.2	Alt.3
SALGSINTEKT			
Olje [1000 NOK]	5 906	11 812	17 897
FPH [1000 NOK]	4 879	9 757	14 784
Tot. Inntekt [1000 NOK]	10 785	21 570	32 681
VARIABELKOST			
Tot. variabelkost [1000 NOK]	7 913	15 825	23 977
DRIFTSRESULTAT FØR AVSKRIVNINGER			
Driftsresultat før avskr. (Dekningsbidrag) [1000 NOK]	2 872	5 745	8 704
FASTE KOSTNADER År 1			
Avskrivninger [1000 NOK / år 1]	2 050	2 050	2 050
DRIFTSRESULTAT ETTER AVSKRIVNINGER År1			
Driftsresultat etter avskr. [1000 NOK/ år 1]	822	3 695	6 654
FINANSIELLE KOSTNADER År 1			
Rente på investert beløp [1000 NOK/ år 1]	1 025	1 025	1 025
NETTO KONTANTSTRØM År 1			
Netto Kontantstrøm (Resultat) [1000 NOK/år 1]	-203	2 670	5 629

Tabell 16. Tilbakebetalingstid for investeringen for de tre forskjellige produksjonsvolum.

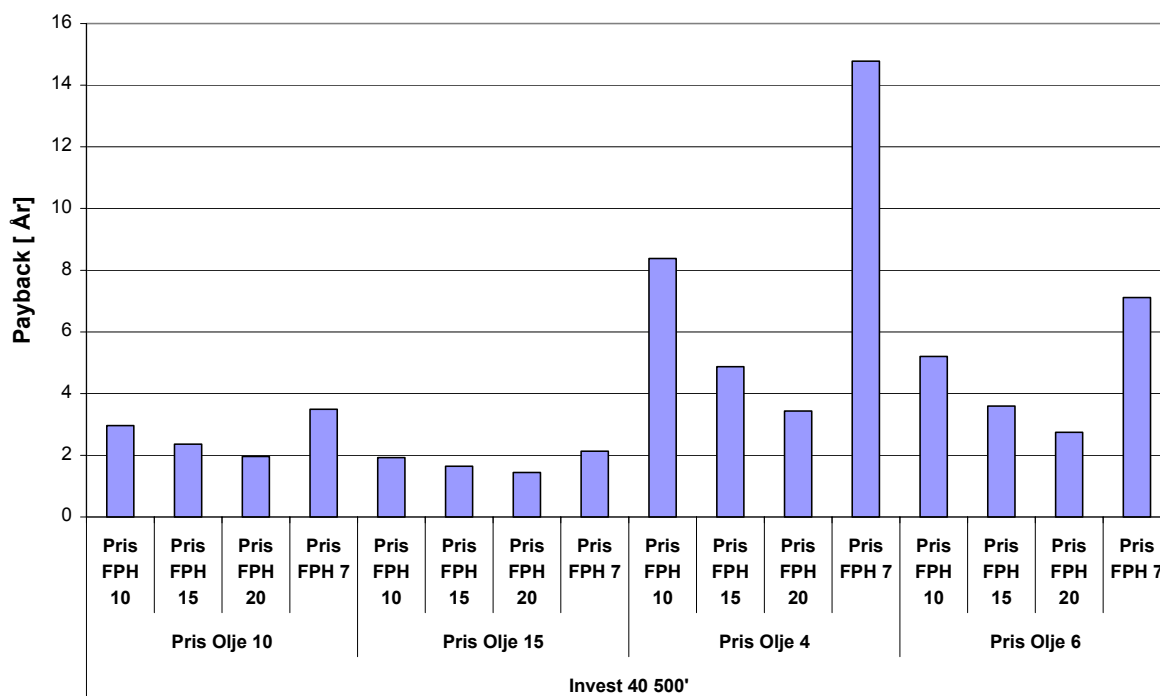
INVESTERINGS ANALYSE	Produksjonsvolum		
	Alt. 1	Alt.2	Alt.3
Tilbakebetalingstid (Pay-back)			
År = [Investert beløp / Driftsresultat før avskrivning]	7,1	3,6	2,4



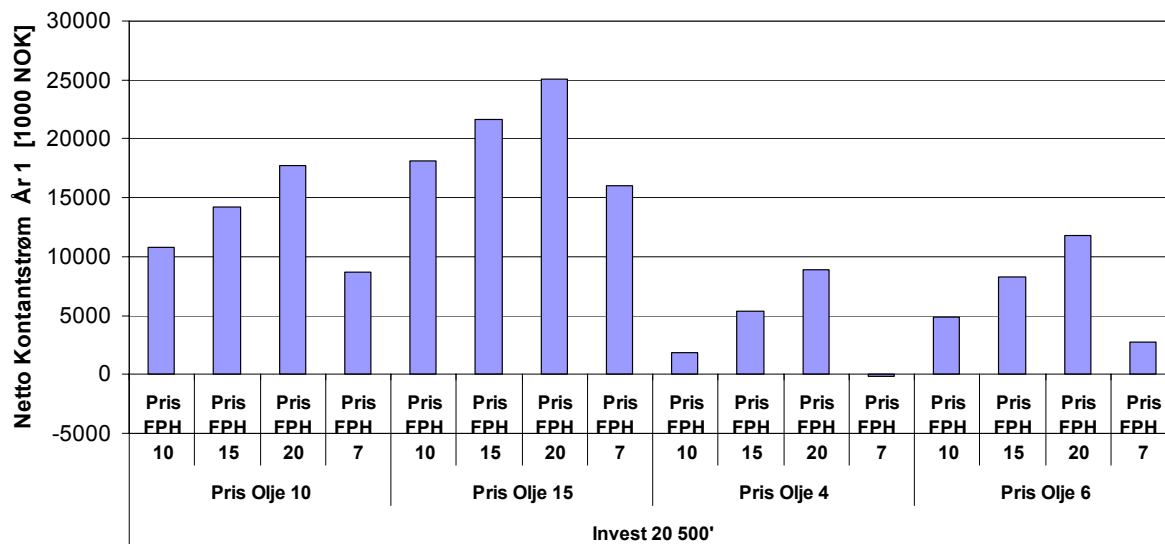
Figur 10. Payback for 20,5 millioner NOK investert og 7920 tonn råstoff INN i produksjon i kombinasjoner med ulike salgspriiser for FPH og olje (NOK/kg).



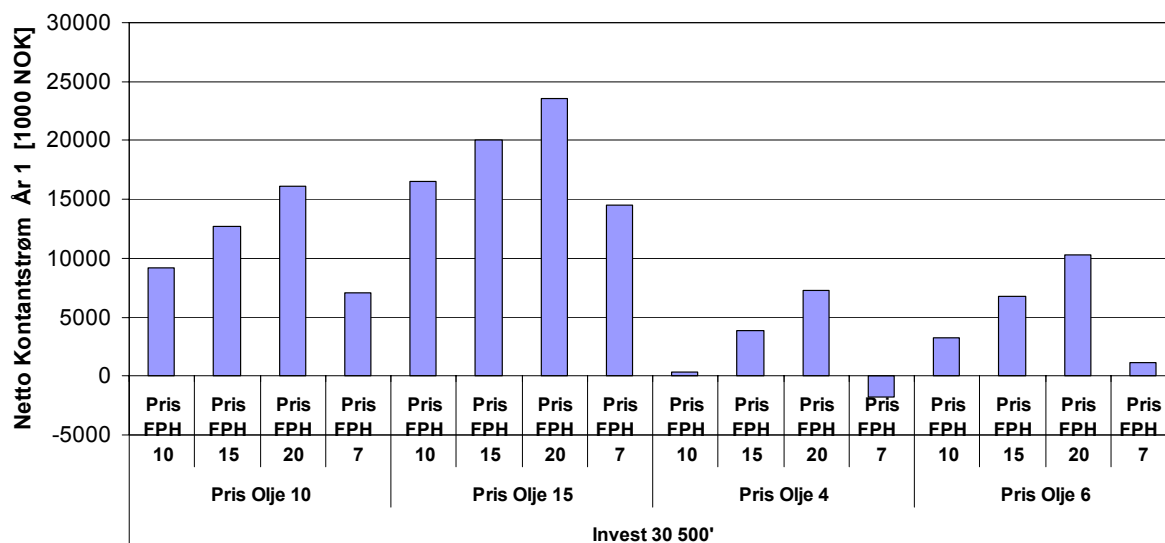
Figur 11. Payback for 30,5 millioner NOK investert og 7920 tonn råstoff INN i produksjon i kombinasjoner med ulike salgspriiser for FPH og olje (NOK/kg).



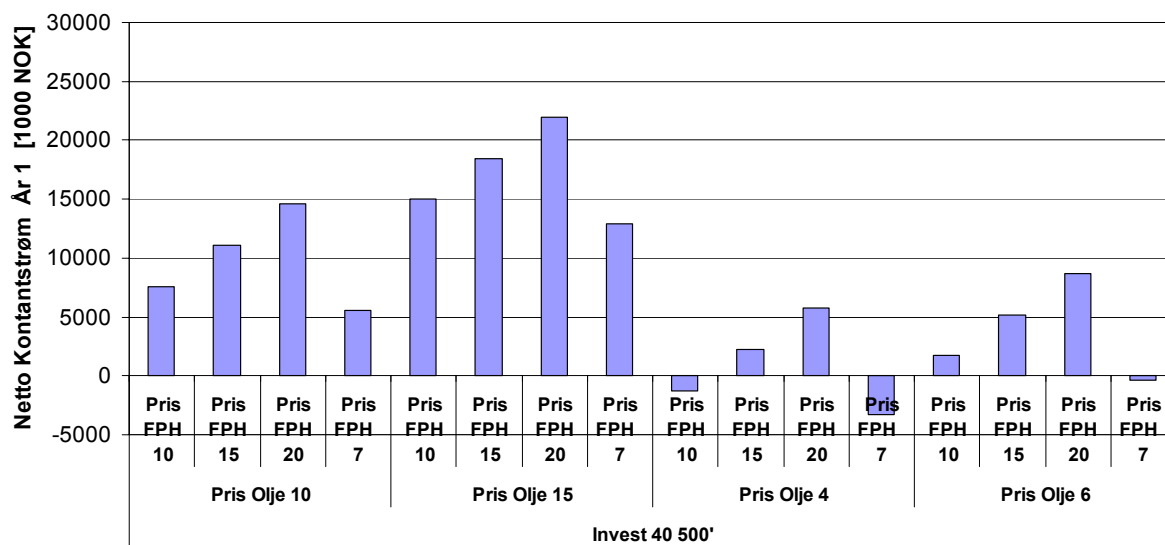
Figur 12. Payback for 40,5 millioner NOK investert og 7920 tonn råstoff INN i produksjon i kombinasjoner med ulike salgspoter for FPH og olje (NOK/kg).



Figur 13. Netto kontantstrøm for år 1 ved 20,5 millioner NOK investert og 7920 tonn råstoff INN i produksjon i kombinasjoner med ulike salgspoter for FPH og olje (NOK/kg).



Figur 14. Netto kontantstrøm for år 1 ved 30,5 millioner NOK investert og 7920 tonn råstoff INN i kombinasjoner med ulike salgspriser for FPH og olje (NOK/kg).



Figur 15. Netto kontantstrøm for år 1 ved 40,5 millioner NOK investert og 7920 tonn råstoff INN i kombinasjoner med ulike salgspriser for FPH og olje (NOK/kg).

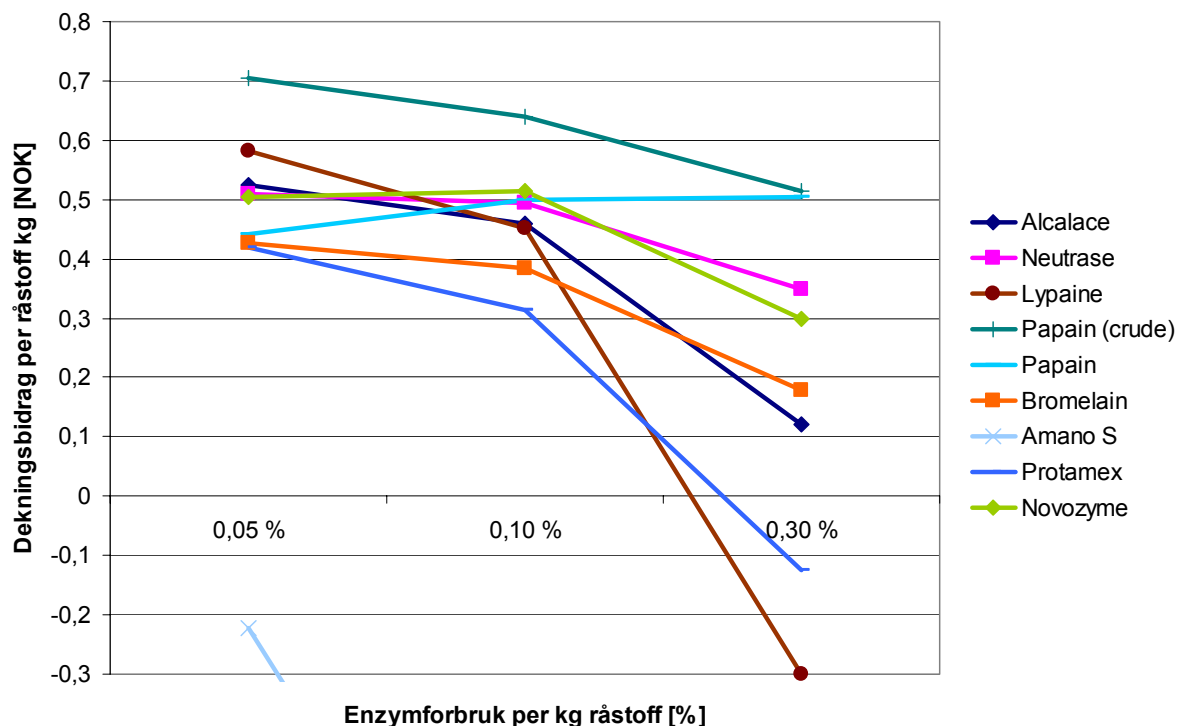
5.2 Enzymkostnader ved ulike enzymer, torsk-filetavskjær

Økonomiske betraktninger – ulike enzymtyper:

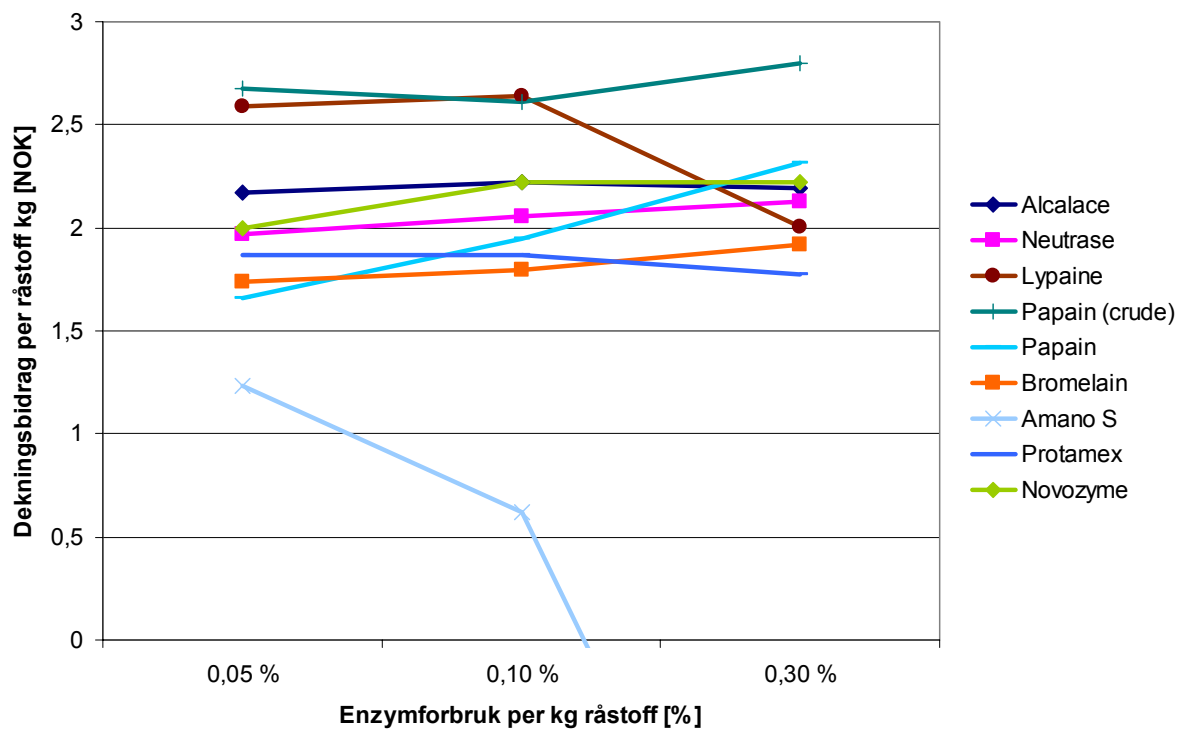
Flere enzymer ble testet for å undersøke om noen av enzymene var mer eller mindre kostnadseffektive (figur 16 - 19). Det ble også foretatt målinger av løselig tørrstoffutbytte med tre ulike enzymkonsentrasjoner på henholdsvis 0,05 % 0,10 % og 0,30 %. Videre ble det brukt opplyst innkjøpspris for enzym tilsvarende et forbruk på 1000kg per år. Ut fra dette ble FPH salgspris satt til henholdsvis: 7, 25 og 50 NOK/kg tørrstoff.

Resultater:

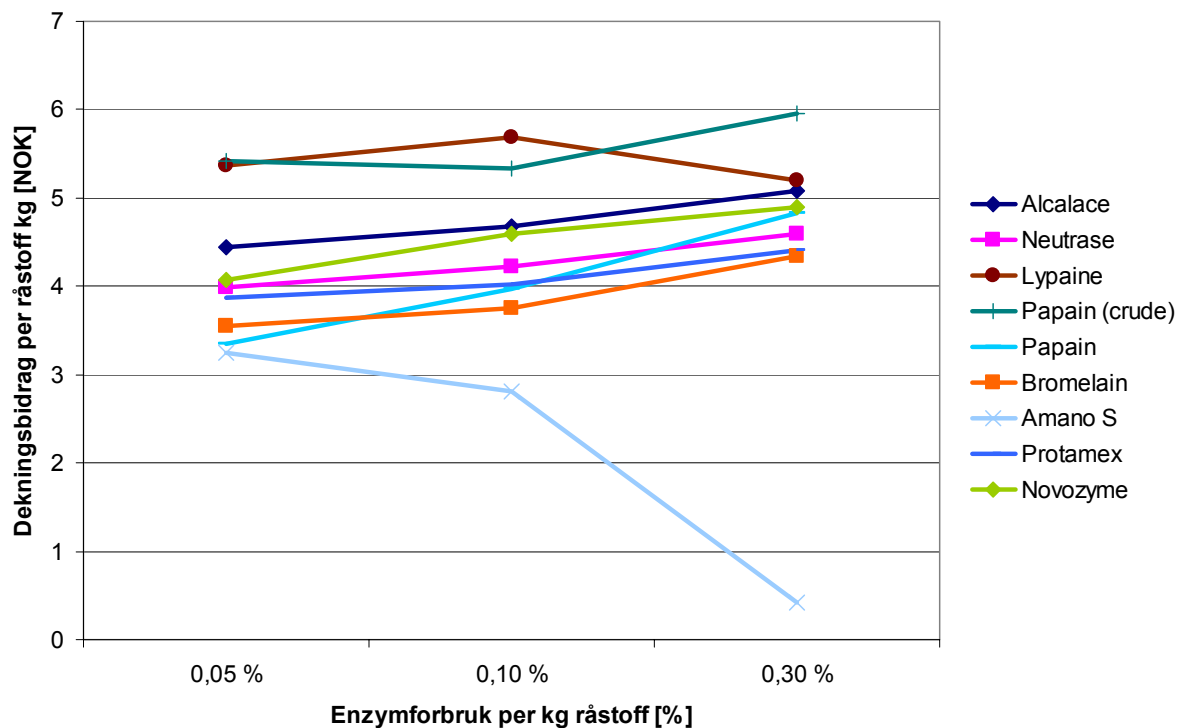
- Lave priser på FPH gjør at en må bruke kostnadseffektive enzym i liten konsentrasjon for å oppnå best lønnsomhet.
- Best ut ved 7 NOK/kg for FPH kom Papain "Crude" og Lypaine (renset papain konsentrat) ved en konsentrasjon på 0,05 %.
- Når prisen øktes til 25 og 50 NOK/kg ble det mest lønnsomt å øke konsentrasjonen av enzym til 0,3 % for Papain "Crude" og til 0,2 % for Lypaine. Det var fortsatt Papain "Crude" og Lypaine som kom best ut.
- Hvis det er Protamex som gir produktkarakteristikk som muliggjør en høy pris på 25 eller 50 NOK/kg, er det henholdsvis 0,10% og 0,30% som er de mest lønnsomme enzymkonsentrasjonen.
- Det er økonomisk lite eller ingenting å hente ved å tredoble enzymmengden fra 0,1% til 0,3% ved FPH priser under 25 NOK/kg for de enzymene som ble testet.



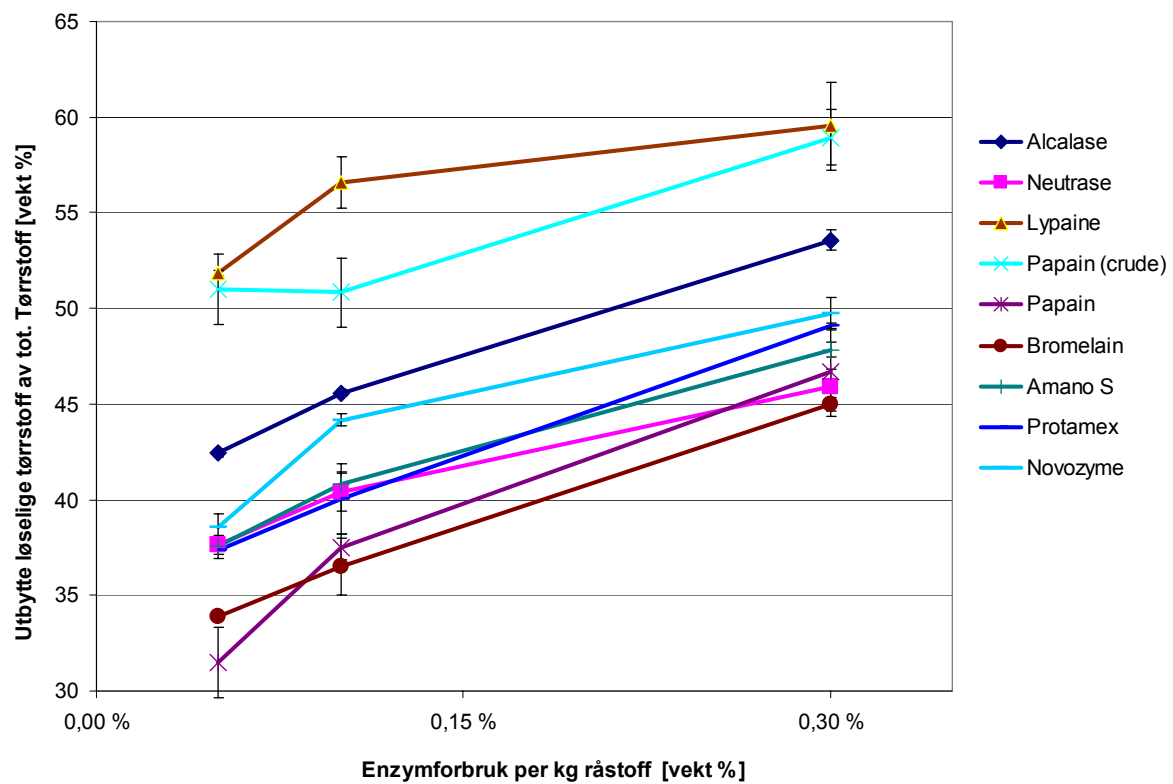
Figur 16. Dekningsbidrag (salgs omsetning - enzymkostnad) ved en salgspris på FPH lik 7 NOK/ kg tørrstoff for hydrolyseforsøk på torsk – filetavskjær.



Figur 17. Dekningsbidrag (salgsomsetning - enzymkostnad) ved en salgspris på FPH lik 25 NOK/ kg tørrstoff for hydrolyseforsøk på torsk – filetavskjær.



Figur 18. Dekningsbidrag (salgsomsetning - enzymkostnad) ved en salgspris på FPH lik 50 NOK/ kg tørrstoff for hydrolyseforsøk på torsk – filetavskjær.



Figur 19. Utbytte av løselig tørrstoff fra totalt råmaterial ved ulike konsentrasjoner av forskjellige enzym for hydrolyseforsøk på torsk – filetavskjær.

6. OPPSUMMERING

Det er vist at et anlegg for enzymatisk prosessering av ferske biprodukter fra fisk må være av viss størrelse og samt ha tilstrekkelig og jevn tilgang på råstoff for å forsvare drifts- og anleggsinvesteringer.

Figur 9, kapittel 5 gir en bilde av variable kostnader forbundet med en slik prosess. Foruten råstoffkostnader, viser enzymkostnaden seg å være helt vesentlig ved en slik produksjon. Optimalisering av enzymbruk (mengde og type) vil derfor være helt sentral ved prosjektering av et anlegg for enzymatisk prosessering av ferske biprodukter.

Basert på tilgjengelig markedsinformasjon, som riktignok er meget ufullstendig, vil en anleggskapasitet på 3 tonn/t, som var utgangspunktet for dette forprosjektet, med ”dagens” produktpriser i beste fall representere en minimumsstørrelse for investering i en komplett hydrolyselinje.

Ut i fra tilgjengelig markedsinformasjon, plassbehov om bord, investeringskostnad og årlig driftsmønster for ombordproduserende fiskebåter vil det mest nærliggende være å ta med restråstoff på land for foredling i et landbasert anlegg. Når det gjelder nybygg, hvor en i utgangspunktet kan prosjektere med hydrolyselinje for restråstoff om bord, kan situasjonen imidlertid være annerledes.

Det primære fokuset for dette forprosjektet var å se på grunnlaget for ”kompaktanlegg” for foredling av biprodukter hvor hydrolyse og inndamping inngår som sentrale prosesstrinn. Teknisk er det i utgangspunktet relativt greit å bygge slike anlegg for de kapasitetene og de produktspesifikasjonene en måtte ønske. Når det gjelder ”kompakthet” vil de ulike prosesstrinn for et anlegg med en gitt kapasitet imidlertid kreve en viss minimum plass bestemt av visse ”fysiske lover”:

- Inkubatorene (hydrolysetankene) må ha et visst volum bestemt av kapasitet, hydrolysetid, tid for fylling, tømning, vask m.v. Inkubatorene kan være ”liggende” som det beskrevne eksemplet med kontinuerlig hydrolyse, men en kan også tenke seg stående inkubatorer for å spare gulvplass.
- En inndamper må ved gitte betingelser ha en minimum heteflate. Vi har vist et inndamperdesign med tvungen sirkulasjon som er meget fleksibelt, kompakt og er spesielt godt egnet ved begrenset takhøyde.
- Andre prosesstrinn som tørker, mekanisk separasjon m.v. krever også en viss minimum plass, men også disse enhetene har en viss fleksibilitet vedrørende plassering og plassutnyttelse.
- I tillegg kommer tanker for råstoff, mellomlagring / bufring, og produkt / halvfabrikata. Disse krever visse volum, men utformingen av disse enhetene gir en viss frihet m.h.t. plassutnyttelse.

Eventuell investering i tørke(r), etterhydrolysering av sediment, oljeutvinning før eller etter hydrolyse, justering av pH for å øke utbytte m.v. vil i praksis bestemmes av en rekke forhold hvorav tilgjengelig råstoffvolum og pris på produkter er de viktigste.

Det viktigste utgangspunkt for endelig design av et kompaktanlegg vil være å få en realistisk prising av de produkter som en kan tenke seg å produsere. For å oppnå dette kreves pilotproduksjon av vareprøver samt grundig dokumentasjon av prosess, produkt og produksjonsmetode.

Produsentenes krav til dokumentasjon generelt har vært sterkt økende de siste årene. I tillegg til formelle krav i forhold til miljø, utslipp, egenkontroll og dokumentasjon av diverse rutiner, er det nå en sterkt økende trend at kunder, også for biomarine ingredienser, setter svært spesifikke krav til sine leverandører. Disse kravene er langsiktig leveransedyktighet, ulike interne produktkvalitetskrav og ikke minst sporbarhet.

Basert på det som er nevnt ovenfor vil en videreutvikling av kompaktanlegg for hydrolyse av biprodukter fra fiskeri- og havbruksnæringen fortrinnsvis måtte skje i nært samarbeide mellom biproduktprodusent, teknologileverandør, FoU ressurs og markedet.

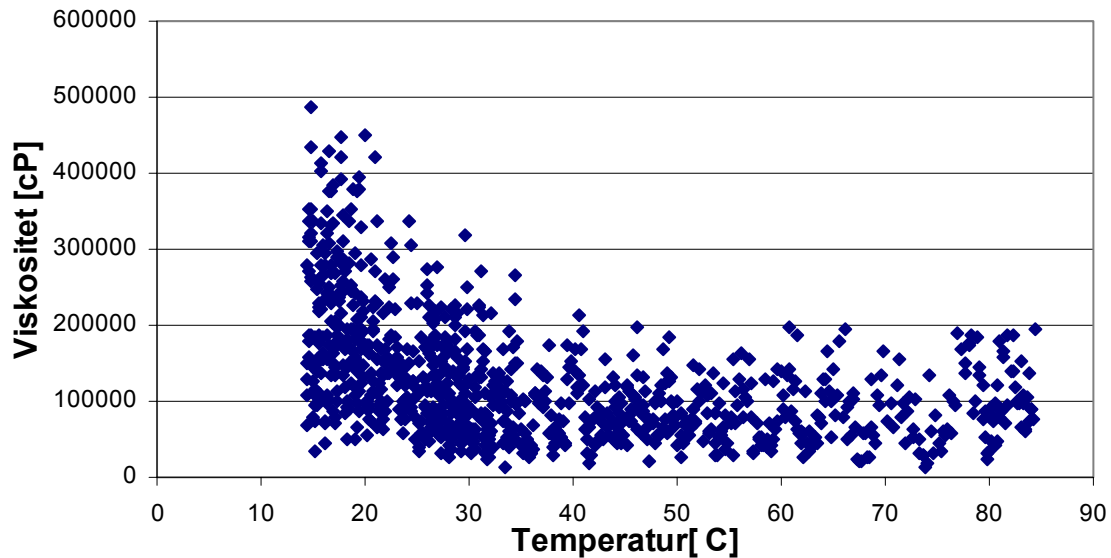
7. REFERANSER

1. Mackie, I. M., The Effects of Freezing on Flesh Proteins., *Food Reviews International* 9 (4): 575-610, 1993
2. Benjakul, S. and F. Bauer. , Physicochemical and enzymatic changes of cod muscle proteins subjected to different freeze-thaw cycles. *Journal of the Science of Food and Agriculture* 80(8): 1143-50, 2000
3. Sikorski, Z.E., Kolakowski, E., Endogenous Enzyme Activity and Seafood Quality: Influence of Chilling, Freezing, and Other Environmental Factors., In: *Seafood Enzymes - Utilization and Influence on Postharvest Seafood Quality*, Norman, F., Benjamin, K.S., (Editors), 460-465, 2000
4. Einarsson, S., "Pepsin fra torskeslo", Fiskerikandidatoppgave ved Institutt for Fiskerifag, Universitet i Tromsø., 1987
5. Tappel, A.L., Effects of low temperatures and freezing on enzymes and enzyme systems. In: *Cryobiology*. Meryman, H.T., (Editor) Academic Press, London and N.Y., 163-177, 1966
6. Alcalase[®] Food Grade, Informtion sheet, Special Food/2001-08281-03, Novozymes AS, 2002.
7. AOAC., Official Methods of Analysis. Association of Official Analytic Chemists, Washington, DC, USA., 1990
8. Bligh, E.G., Dyer, W.J., (1959), A rapid method of total lipid extraction and purification, *Canadian J Biochem and Physiology*, 37 (8): 911-917.
9. Protamex[™], Product sheet, B 716d-GB, Novo Nordisk, 1998.
10. Protease S "Amano", Information sheet, Amano Enzyme Inc., 2004.
11. Protease M "Amano", Information sheet, Amano Enzyme Inc., 2004.
12. Bromelain, Data sheet, S.A. Biochem Europe N.V, 2004.
13. Gildberg, A., Arnesen, J.A. and Carlehog M., Utilisation of cod backbones by biochemical fractionation, *Process Biochemistry*, 38: 475-480, 2002

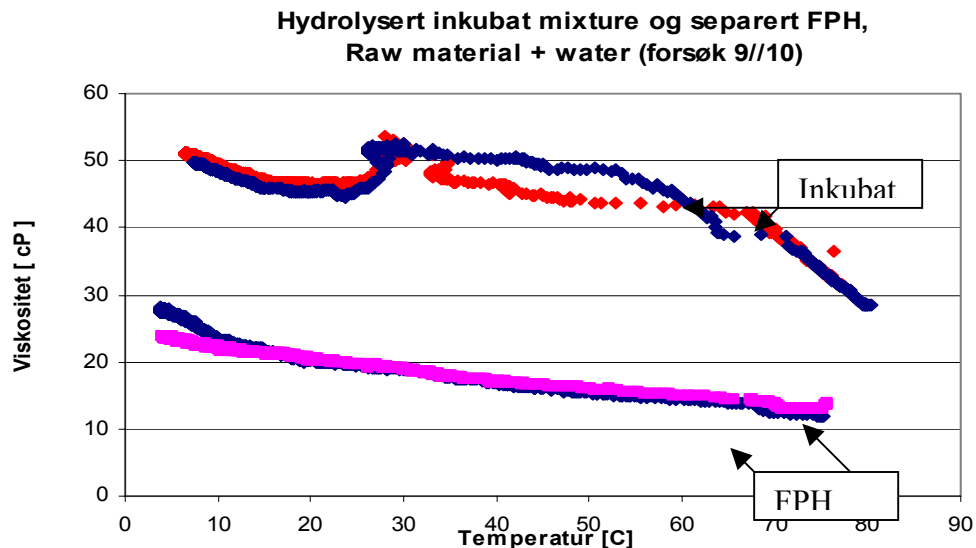
8. APPENDIKS

Viskositetsmålinger fra laksforsøk

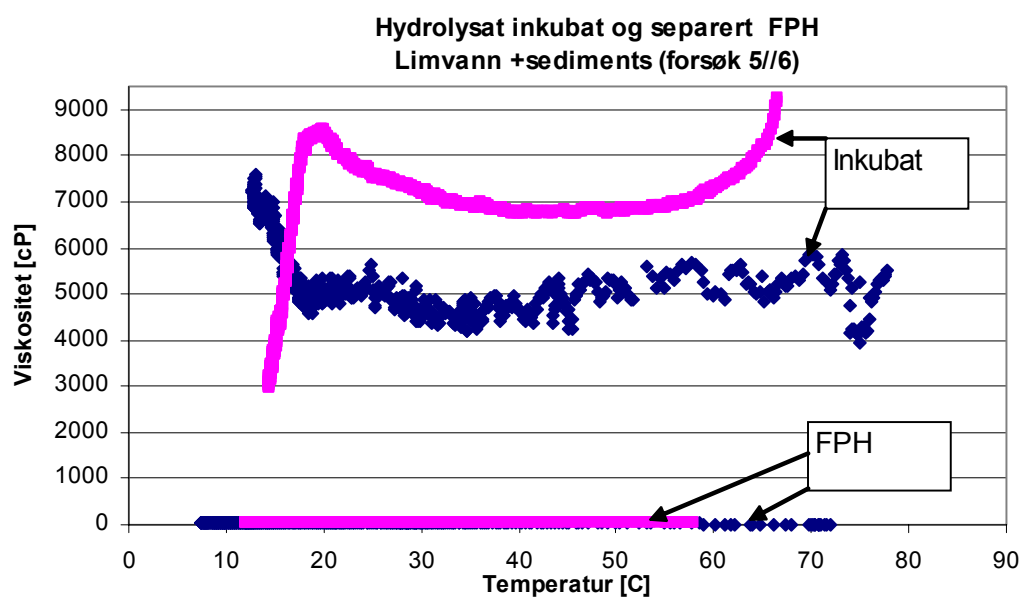
Kvernet råmaterial: lakse hoder og rygger



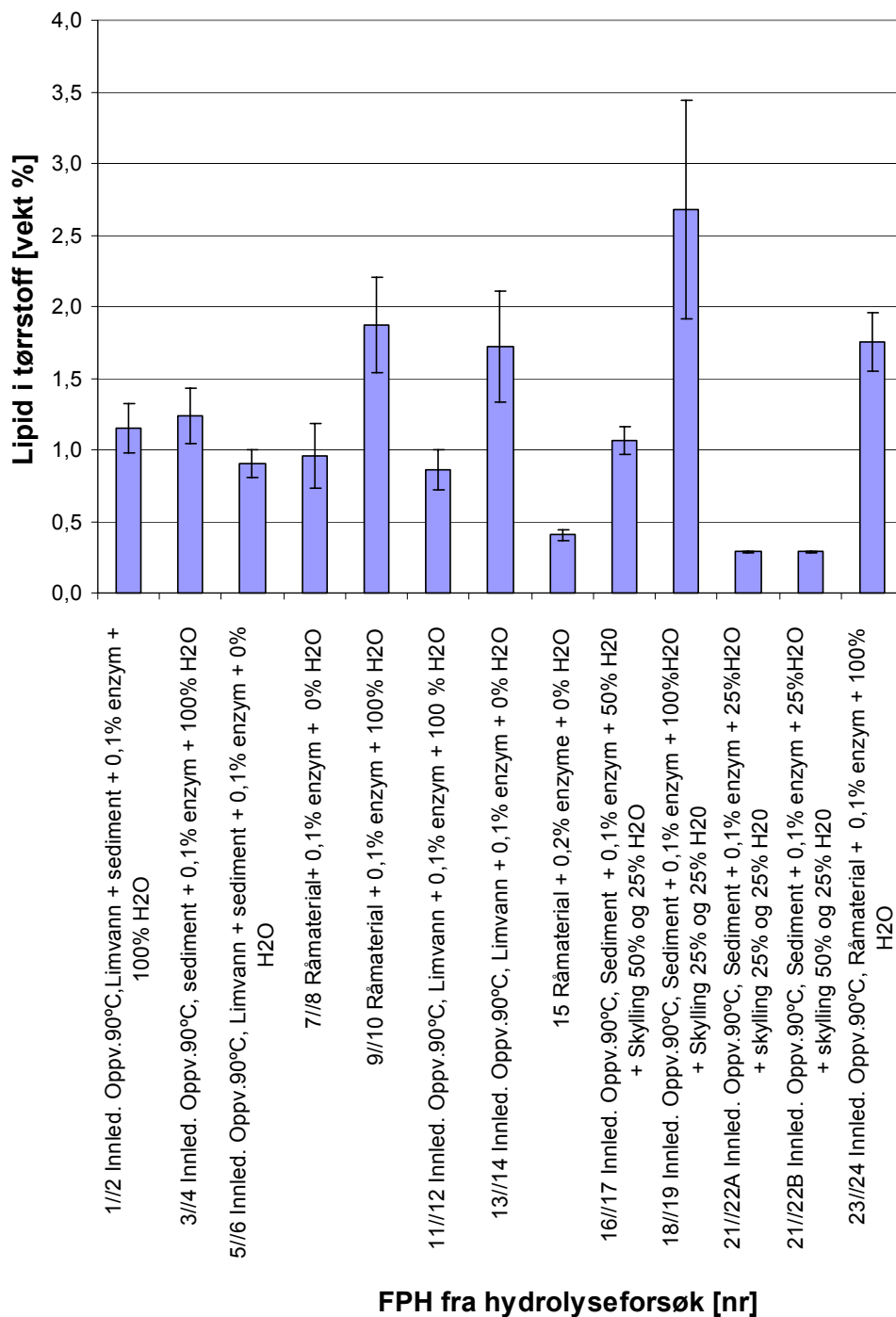
Figur A. Viskositet som funksjon av temperatur for kvernet lakseavskjær (hoder og rygger).



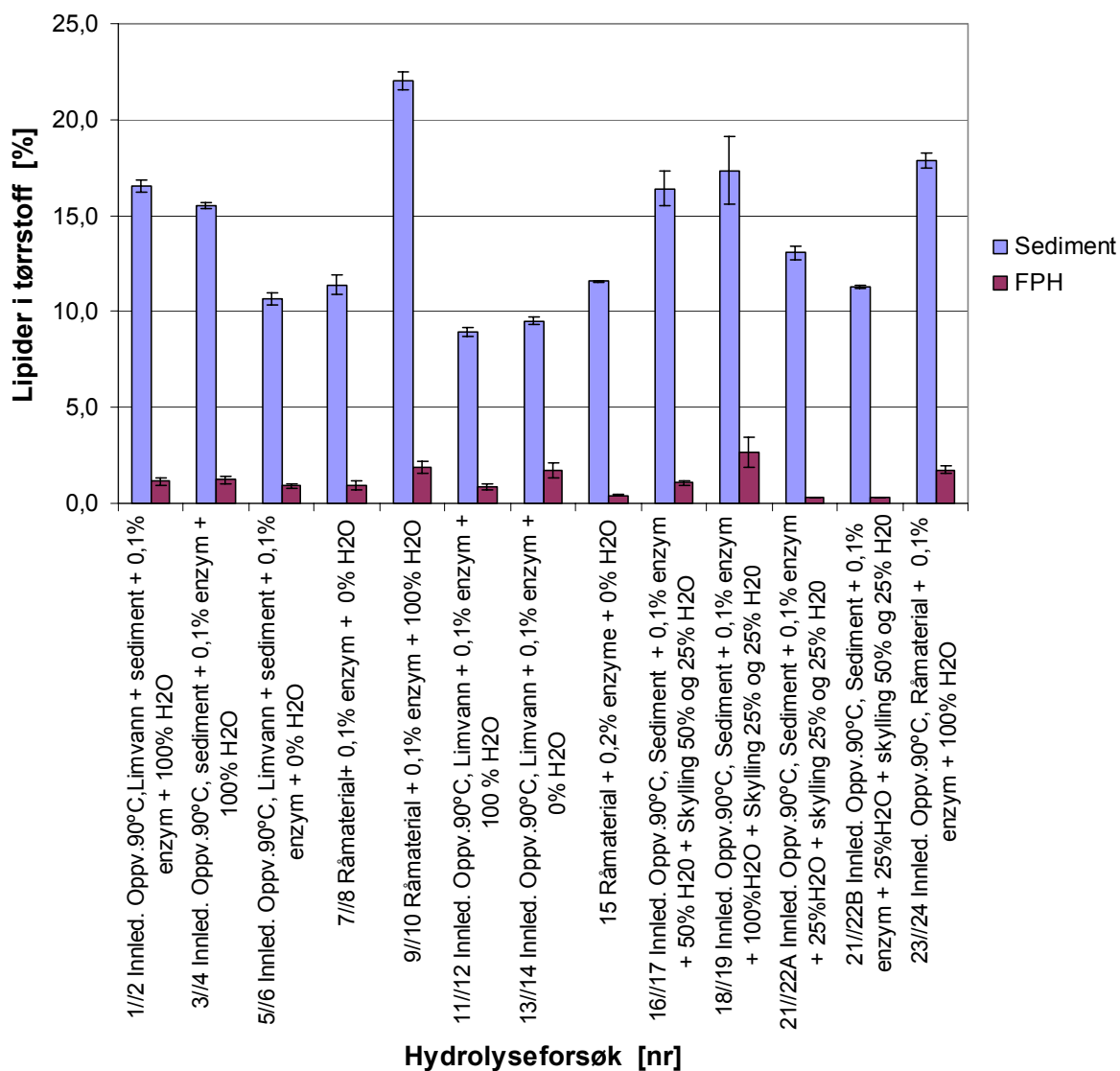
Figur B. Viskositet for inkubat og hydrolysat fra hydrolyse av kvernet lakseavskjær (hoder og rygger) som funksjon av temperatur for forsøk 9//10.



Figur C. Viskositet for inkubat og hydrolysat fra hydrolyse av kvernet lakseavskjær (hoder og rygger) som funksjon av temperatur for forsøk 5//6.



Figur D. Lipid i FPH-fraksjon vist i vekt % av tørrstoff i de ulike prosessalternativene fra hydrolyse av kvernet lakseavskjær (hoder og rygger).



Figur C. Lipid i sediment-fraksjon og i FPH fraksjon vist som vekt % av tørrstoff for de ulike prosessalternativene fra hydrolyse av kvernet lakseavskjær (hoder og rygger).